

CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

PROFESORADO

JORGE AGUIRRE M.

Profesor de la Facultad de Ingeniería, UNAM.  
Jefe del Departamento de Laboratorios, Dirección de Control de la Contaminación del Agua, Secretaría de Recursos Hidráulicos.

ROBERT B. BANKS.

Profesor de la Facultad de Ingeniería, UNAM.  
Consejero del Programa de Ciencia y Tecnología y Representante Interino de la Fundación Ford.

UBALDO BONILLA D.

Profesor Investigador de la Facultad de Ingeniería, UNAM.  
Presidente de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria.

DAVIS L. FORD

Profesor de la Universidad de Texas  
General Manager, Engineering Science Texas

EARNEST F. GLOYNA

Director del Colegio de Ingeniería y  
Profesor de la Universidad de Texas.

ENRIQUE HERAS H.

Profesor de la Facultad de Ingeniería, UNAM.  
Jefe del Departamento de Estudios, Dirección de Control de la Contaminación del Agua, Secretaría de Recursos Hidráulicos.

EDMUNDO IZURIETA

Ingeniero de Zona  
Oficina Sanitaria Panamericana

ALLEN V. KNEESE

Resources for the Future, Washington, D. C.

PEDRO MARTINEZ PEREDA

Profesor Investigador y Jefe de la Sección de Ingeniería Sanitaria de la Facultad de Ingeniería, UNAM.

GASTON MENDOZA GAMEZ

Profesor y Secretario de As. Acad. de la Desinfección, Facultad de Ingeniería, UNAM.

FRANCISCO MONTEJANO V.

Profesor de la Facultad de Ingeniería, UNAM.

FRANCISCO ROMERO LUNA

Investigador de la Facultad de Ingeniería, UNAM.

RICHARD E. SPEECE

Profesor Investigador, Universidad de Texas.

ELOY URROZ J.

Director de Control de la Contaminación del Agua, Secretaría de Recursos Hidráulicos.

Profesor de la Facultad de Ingeniería, UNAM.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

CENTRO DE EDUCACION CONTINUA

CURSO SOBRE

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

HORARIO DE CLASES

Lunes 20 de septiembre: 8:00 a 9:00 Hs. Inscripciones  
9:00 a 9:30 Hs. Inauguración  
9:30 a 10:00 Hs. Objetivos y mecánica de desarrollo del curso.

PRIMERA SEMANA: del 20 al 26 de septiembre

Lunes 20

- 10:00 a 11:00 Hs. Implicaciones sanitarias, económicas y sociales de la polución del agua (Izurieta)
- 11:30 a 13:30 Hs. Características, origen y efectos de los principales poluyentes (Bonilla)
- 15:00 a 17:00 Hs. Parámetros de polución del agua. (Speece)
- 17:30 a 19:00 Hs. Parámetros de polución del agua. (Martínez Pereda)

Martes 21

- 9:00 a 10:00 Hs. Características de las aguas residuales municipales (Aguirre).
- 10:00 a 11:00 Hs. Calidad del agua para diversos usos (Urroz)
- 11:30 a 12:30 Hs. Encuestas internas en instalaciones industriales (Speece)
- 12:30 a 13:30 Hs. Procesos de tratamiento de aguas residuales (Martínez Pereda)
- 15:00 a 16:00 Hs. Reuso del agua (Speece)
- 16:00 a 17:00 Hs. Homogenización y regularización (Speece)
- 17:30 a 18:30 Hs. Cribado y desarenación (Montejano)

Miércoles 22

- 9:00 a 10:00 Hs. Neutralización (Heras)

11:30 a 12:30 Hs. Sedimentación (Speece)  
12:30 a 13:30 Hs. Flotación (Banks)  
15:00 a 17:00 Hs. Coagulación (Mendoza)  
17:30 a 18:00 Hs. Discusión de los temas del día

#### Jueves 23

9:00 a 11:00 Hs. Adsorción (Speece)  
11:30 a 13:30 Hs. Reducción y precipitación (Bonilla)  
15:00 a 17:00 Hs. Intercambio iónico (Speece)  
17:30 a 18:00 Hs. Discusión de los temas del día

#### Viernes 24

9:00 a 11:00 Hs. Airación y transferencia de oxígeno (Speece)  
11:30 a 13:30 Hs. Filtración (Mendoza)  
15:00 a 16:00 Hs. Filtración al vacío (Speece)  
16:00 a 17:00 Hs. Centrifugación de lodos (Speece)  
17:30 a 18:30 Hs. Análisis estadístico de datos (Bonilla)

#### Sábado 25

9:00 a 13:00 Hs. Aspectos económicos en el control de la contaminación del agua (Kneese)

#### SEGUNDA SEMANA: Del 27 de septiembre al 1o. de octubre

#### Lunes 27

9:00 a 11:00 Hs. Conceptos generales sobre el tratamiento biológico (Ford)  
11:30 a 13:30 Hs. Lodos Activados (Ford)  
15:00 a 17:00 Hs. Lagunas de oxidación (Aguirre)  
17:30 a 18:00 Hs. Discusión de los temas del día

#### Martes 28

9:00 a 11:00 Hs. Lagunas aeradas (Ford)

- 11:30 a 13:30 Hs. Biofiltración (Ford)
- 15:00 a 16:00 Hs. Digestión aerobia (Ford)
- 16:00 a 17:00 Hs. Digestión Anaerobia (Ford)
- 17:30 a 18:00 Hs. Discusión de los temas del día

### Miércoles 29

- 9:00 a 11:00 Hs. Efectos de los contaminantes en las aguas receptoras (Gloyna)
- 11:30 a 13:30 Hs. Manejo de sólidos (Ford)
- 15:00 a 17:00 Hs. Efectos de los contaminantes en las aguas receptoras (Gloyna)
- 17:30 a 18:00 Hs. Discusión de los temas del día

### Jueves 30

- 9:00 a 10:00 Hs. Disposición en pozos profundos (Gloyna)
- 10:00 a 11:00 Hs. Tratamiento terciario (Ford)
- 11:30 a 12:30 Hs. Tratamiento terciario (Ford)
- 12:30 a 13:30 Hs. Desinfección (Romero)
- 15:00 a 17:00 Hs. Aspectos administrativos legales del control de la polución del agua (Urroz)

### Viernes 1o.

- 9:00 a 10:00 Hs. Economía de los tratamientos (Ford)
- 10:00 a 11:00 Hs. Tratamiento específico de algunos residuos líquidos industriales (Ford)
- 11:30 a 13:30 Hs. Tratamiento específico de algunos residuos líquidos industriales (Ford)
- 15:00 a 19:00 Hs. Metodología de laboratorio (Ford, Martínez, Romero)
- 19:00 a 19:30 Hs. Clausura del curso.

# Calidad del Medio Ambiente

## Causas y efectos:

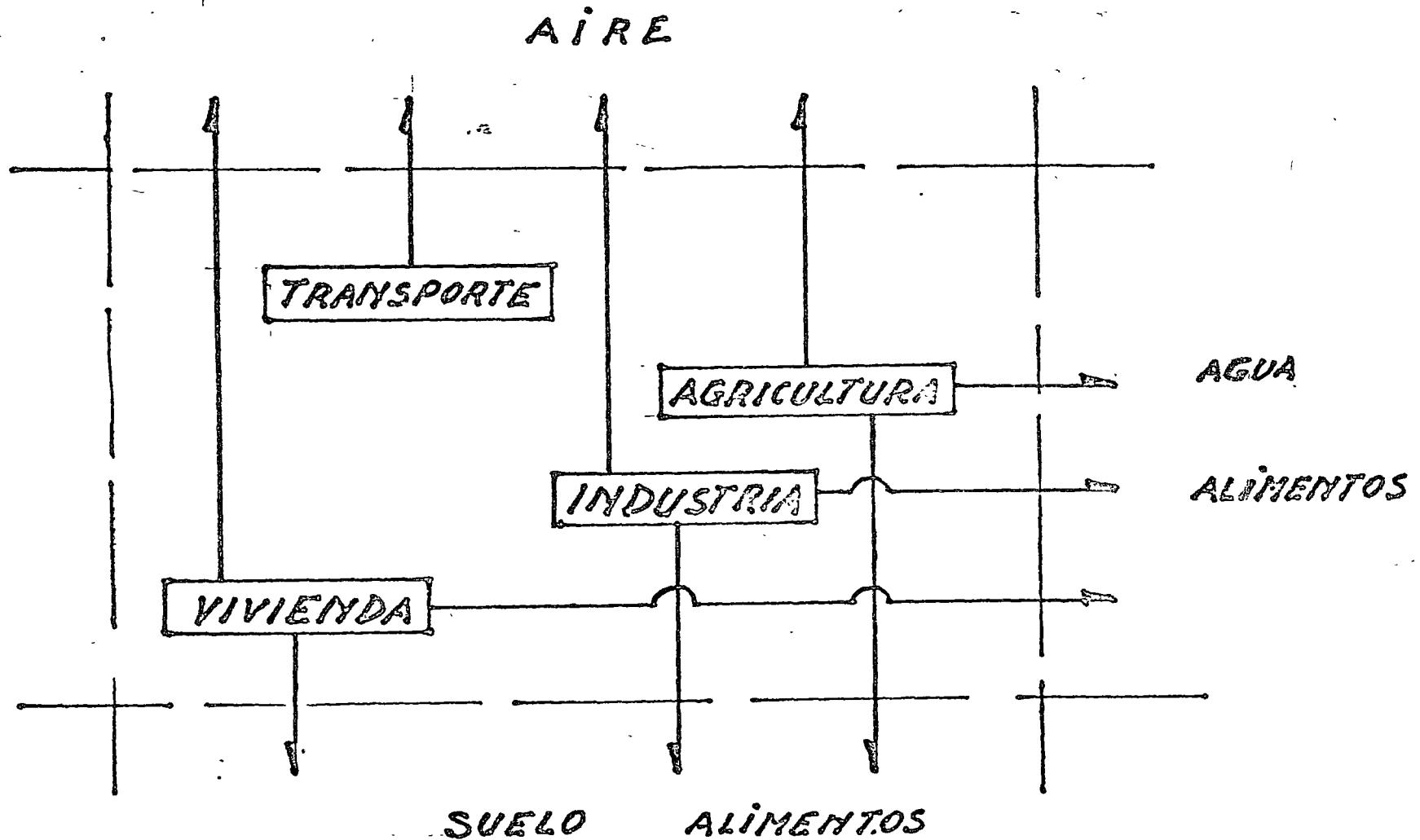
- Crecimiento demográfico. Distribución de la población. Urbanización.
- Crecimiento industrial: industrialización.
- Control de la contaminación requiere Coordinación
  - Instituciones Gobierno
  - Instituciones privadas
  - Público
- Planeamiento de las actividades para:
  - Diseñar
  - operar facilidades de Tratamiento
  - financiar
- Normas calidad del medio ambiente.
  - información científica para definir límites de calidad
  - Integración de estudios individualizados para relacionar efectos del medio al hombre.
  - definición calidad medio se desea en relación con el costo
- Estudio integral del medio: Agua, Aire y Suelo
  - factores sociales, fisiológicos y económicos

# Contaminación del agua

## Orígenes de la contaminación

- Aguas negras o desechos líquidos municipales.
- Desechos líquidos industriales: efluentes de las industrias de manufactura o procesamiento de productos de consumo (biológicos, químicos, metales pesados).
- Residuos líquidos térmicos: termoeléctricas y refrigeración de la industria.
- Residuos agrícolas: erosión de la tierra de cultivo, disolución y arrastre de sustancias químicas agrícolas (biocidas y residuos animales).
- Limo proveniente de: erosión natural de la tierra, tala de bosques, urbanizaciones, minería.
- Petróleo y otras sustancias: fugas de producción, transporte y distribución.
- Residuos de minas.

# PRINCIPALES FUENTES DE CONTAMINACION DEL MEDIO AMBIENTE





# Desechos líquidos

• Domésticos

• Industriales

• Materia orgánica (oxidación para estabilizarla)

• Demanda de oxígeno: DQO + DBO

• Oxígeno disuelto: OD

• Sustancias químicas

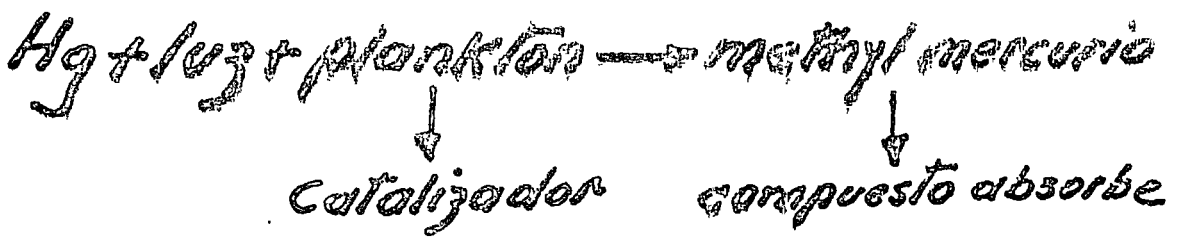
• pesticidas, herbicidas, fungicidas

• fertilizantes: eutroficientes como N y P producen eutroficación

• Detergentes

• metales pesados: Hg - Pb - Ni - Cd - Cr

Fotosíntesis del mercurio:



# Contaminacion del agua

## Tratamiento:

### • Primario

Remoción de material orgánico flotante o en suspensión.

- barras
- rejas
- Sedimentador

### • Secundario

oxidación biológica de la materia orgánica no sedimentable y disuelta.

- filtros rotatorios
- todas activadas
- sedimentador

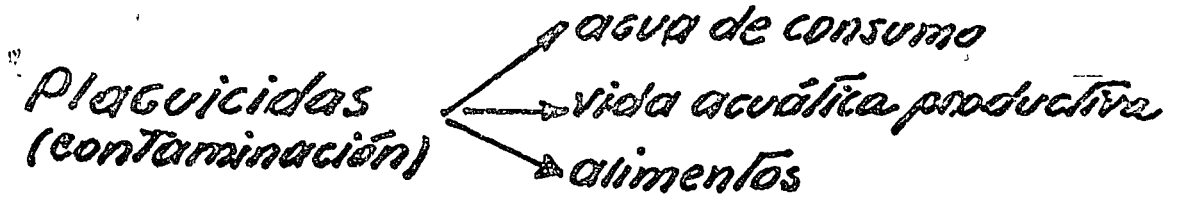
### • Terciario

Remoción de la materia orgánica disuelta, residual, materia fina en suspensión, nutrientes, sales disueltas.

- Coagulación química
- filtración
- remoción sales disueltas
- absorción y adsorción
- desinfección

# Contaminación con Plaguicidas

insecticidas, rodenticidas, molusquicidas, herbicidas



## Plaguicidas del grupo A:

- Toxicidad aguda: concentración 5 mg/litro y menos
- factor de aplicación: 1/100

### Plaguicidas organoclorados:

- Compuestos persistentes
- Degradables por organismos (metabolitos menos tóxicos).
- Permanecen sin cambio por muchos años.

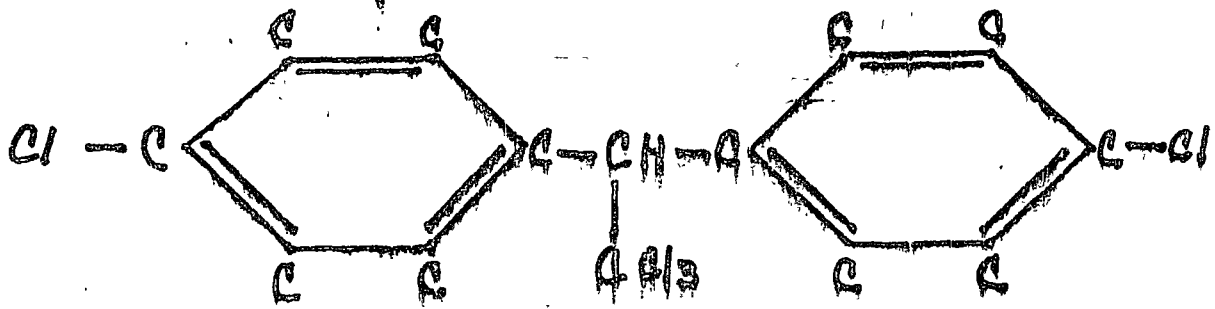
### Plaguicidas organofosforados:

- Se hidrolizan o descomponen más fácilmente que los organoclorados
- Prácticamente todos persisten menos de un año.
- Se degradan más fácilmente en agua caliente (son más agresivos en invierno).
- Producen mayor daño a la fauna marina que los organoclorados.

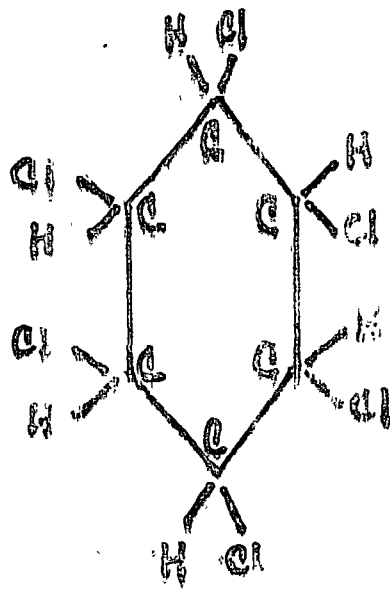
## Plaguicidas del grupo B:

- Toxicidad: concentración de 1 mg/litro
- factor de aplicación: 1/100
- nivel ambiental: no más de 10 mg/litro

Plaguicidas organoclorados más usados



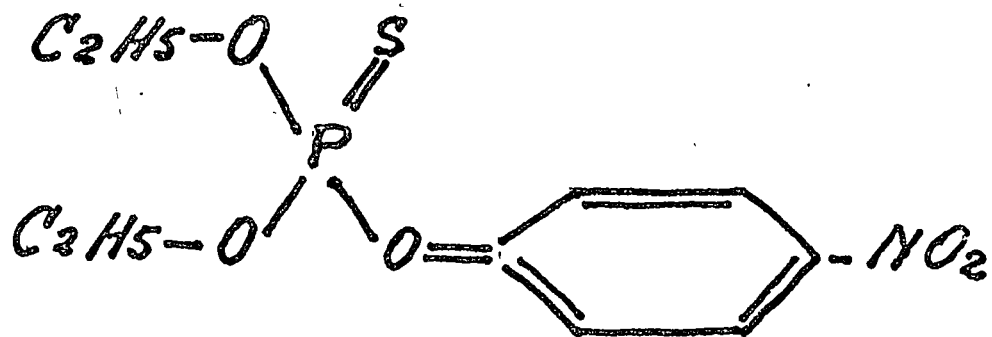
1,1,1-Tricloro-2,2-bis(4-clorofenil)etano: DDT



1,2,3,4,5,6-hexacloro.ciclo.hexano: HCH  
(Arreglo de benzeno)

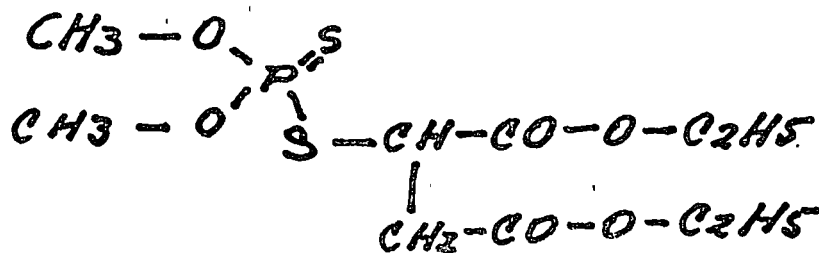
- DDT ————— C<sub>14</sub> H<sub>9</sub> Cl<sub>5</sub> • Clordano — C<sub>10</sub> H<sub>6</sub> Cl<sub>4</sub>
- HCH (BCH) ————— C<sub>6</sub> H<sub>6</sub> Cl<sub>6</sub> • Dieldrina — C<sub>12</sub> H<sub>8</sub> OCl<sub>2</sub>
- Lindano ————— C<sub>6</sub> H<sub>6</sub> Cl<sub>6</sub>  
(isomero gamma HCH)
- Metoxicloro ————— C<sub>16</sub> H<sub>15</sub> O<sub>2</sub> Cl<sub>3</sub>

Plaguicidas organofosforados más usados



O,O-diethyl O-(4-nitrofenil) tiofosfato: Parathion

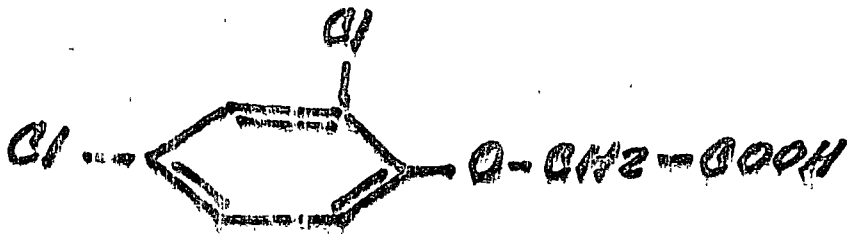
- Diacinón ————— C<sub>12</sub> H<sub>21</sub> O<sub>3</sub> N<sub>2</sub> S P
- Malatión ————— C<sub>10</sub> H<sub>19</sub> O<sub>6</sub> S<sub>2</sub> P
- Paratión. ————— C<sub>10</sub> H<sub>14</sub> O<sub>5</sub> N S P
- Clortión ————— C<sub>8</sub> H<sub>9</sub> O<sub>5</sub> N S Cl P
- Dipterex ————— C<sub>4</sub> H<sub>8</sub> O<sub>4</sub> Cl<sub>3</sub> P



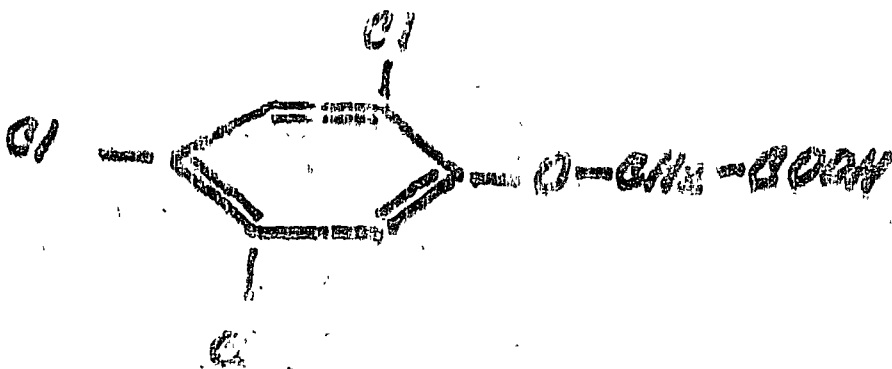
O,O-dimetil S-[1,2 di-(etoxicarbonil)etil] dilitiofosfato  
Malatión

# Plaguicidas del Grupo B

- Simacina
- Compuestos del 2,4-D
- Compuestos del 2,4,5-T
- Carbamatos



ácido 2,4-diclorofenoxiacético: 2,4-D Técnico



ácido 2,4,5-triclorofenoxiacético: 2,4,5-T Técnico

# Toxicidad de los plaguicidas

Toxicidad de la sustancia = T Lm

T Lm = Límite tolerancia media

T Lm = concentración que mata 50% organismos en 96 horas o menos.

## Fuentes superf. agua:

	mg/l
• Aldrin	0.017
• Clordano	0.003
• DDT	0.042
• Dieldrina	0.017
• Lindano	0.056

## Organismos:

	T Lm - 48 hrs. Ag/l.
• Aldrin	0.04
• Clordano	2.00
• Lindano	0.20
• DDT	0.60
• Dieldrina	0.30
• BCH	2.00

CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS

RESIDUALES INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

TEMA:

CONTAMINANTES DEL AGUA: CARACTERISTICAS,

ORIGENES Y EFECTOS

UBALDO BONILLA D.

PROFESOR INVESTIGADOR DE LA FACULTAD DE

INGENIERIA UNAM

1971



# PARAMETERS OF POLLUTION

Dr. R. E. Speece

## A. DIRECT TOXICITY

### 1. Acute Toxicity Bioassay

#### a. Median tolerance limit

- 1) 50% survival of test organisms
- 2) 24, 48, 96 hours

#### b. Calculation of required river flow

$$\text{Dilution volume} = \frac{100 - \% \text{ TL}_m}{\% \text{ TL}_m} \times \text{effluent flow}$$

- 1) Example

### 2. Chronic Toxicity Bioassay

#### a. Algae exposure

- 1) Growth rate - specific growth rate constant
- 2) Optimum conditions determined
- 3) Suppression of growth rate
  - a) Temperature
  - b) Light
  - c) Nutrients
  - d) Toxic substances

#### b. Correlation of species diversity and inhibition

### 3. Mathematical evaluation

#### a. Plots on semi-log paper of waste concentration vs. percent survival

- 1) Not all test data used
- 2)  $C = ke^{-S}$  data forced to fit this expression - invalid

3)  $t = k_1 C^{-n_1}$  most widely used in bioassay methodology

4) Function relating organism survival with exposure time at a given level of toxicant

$M = k_3 t^{n_3}$  - Herbert and Shurben

$S = -k_4 t^{-k_5}$  - Selleck and Chen

If time, t, is taken as median survival time

$M_{50} = S_{50} = 0.5 = k_6 C^{-n_4}$

- a) Obtain  $TL_m$  by plot of mortality assay data on log-log to obtain straight line
- b) Best fit values of  $k_6$  and  $n_4$  computed for toxicant and organisms employed. Results of bioassay data (different animals and toxicants) can be compared easily.
- c) Standard Methods suggests plotting (% S vs. C) on semi-log (invalid approach)
- d) Percent survival for each waste concentration and time of exposure (24, 48, 96, 192) plotted on log-log. Best fit drawn for each exposure. Constants k and n computed.
- e) "Safe" concentration for specific time of exposure. Concentration values for 100% survival for each exposure time replotted on log-log and best fit line indicated.

$t = k_1 C^{-n_1}$

then select maximum waste concentration that should not cause any mortality for given exposure time.

b. Sublethal Response Bioassays

1)  $dR/dt = -kC^n R$

$R_2 = R_1 e^{-kC^n t}$

R = body function response

## B. INDIRECT TOXICITY

1. Solids
2. Heat
3. Oxygen Consumption

## C. GROSS TOXICITY

1. Test organism
2. Time period
3. Relative toxicity (mgd) =  $Q(\text{mgd})/TL_m - 48$
4. Use as weighting factor
5. BOD correlation
6. Diversity index correlation

## D. BIOSTIMULATION

1. Causes
  - a. Municipal wastewaters
  - b. Agricultural drainage
2. Objectives of bioassay
  - a. Estimate equilibrium species and concentrations of algae
  - b. Estimate rate-limiting nutrient - all others in excess
3. Application to field conditions
4. Assay methods
  - a. Batch culture - plug flow
    - 1) Nutrient concentration changes with time
    - 2) Description of growth characteristics

- a) Maximum cell concentration
- b) Maximum growth rate

$$\mu = \frac{\hat{\mu}_S S}{K_S + S}$$

- 3) Limitations of test
  - a) Concentrations change
  - b) Eutrophic to oligotrophic conditions

b. Continuous flow culture

- 1) Nutrient concentrations with time
- 2) Biological populations kept at steady state over wide range of growth rates
- 3) Evaluation of standing crop for a particular concentration of rate-limiting nutrient.

5. Traditional nutrients

6. Batch kinetics

- a) Growth curve for batch reactor - zones of growth

$$dX/dt = \hat{\mu}_b X$$

$$\hat{\mu}_b = \frac{\ln X/X_0}{t} - \text{max. specific growth rate}$$

$$g = t/n - \text{generation time}$$

After t days, initial inoculum  $X_0$  multiplies to  $X_1$

$$X_1 = X_0 2^n$$

or

$$\ln \frac{X_1}{X_0} = \frac{t}{g} \ln 2$$

or

$$\hat{u}_b = \frac{\ln X_1/X_0}{t} = \frac{\ln 2}{g}$$

Neglect log phase in calculations

## 7. Steady-state kinetics

### a) Specific growth rate - $\mu$

$$\mu = \hat{\mu} \left[ \frac{S}{K_s + S} \right] = \frac{1}{x} \frac{dX}{dt}$$

Low substrate concentration - first order

High substrate concentration - zero order

### b) Yield - mass of cell produced/mass of limiting substrate removed

$\mu$  is a function of limiting substrate removal velocity,  $q$ .

$$\mu = Yq$$

1) Variable yields for N and P limited algae growth

2) Variable N and P algal cell composition

3) Assumptions of model

Monod kinetics

Constant proportion of organisms are viable

Yield of organisms constant - varies in practice

### c) Material balance of cells

Change = input - output + growth - decay

$$\frac{dX_1}{dt} V = FX_0 - FX_1 + \mu X_1 V - k_d X_1 V$$

at steady state  $dX_1/dt = 0$

therefore  $\mu - k_d = F/V = 1/\theta = 1/\theta_c$

substituting

$$S_1 = \frac{K_s (k_d + \frac{1}{\theta})}{\hat{\mu} - (k_d + \frac{1}{\theta})}$$

## d) Material Balance of Substrate

Change = input - output - uptake

$$\frac{dS_1}{dt} V = FS_0 - FS_1 - \left[ \frac{VX_1\mu}{Y} \right]$$

at steady state  $dS_1/dt = 0$

therefore

$$F(S_0 - S_1) = \frac{\mu X_1}{Y} V$$

or

$$X_1 = \frac{F(S_0 - S_1)Y}{V\mu}$$

$$X_1 = \frac{Y(S_0 - S_1)}{\mu\theta}$$

since  $q = \mu/Y$

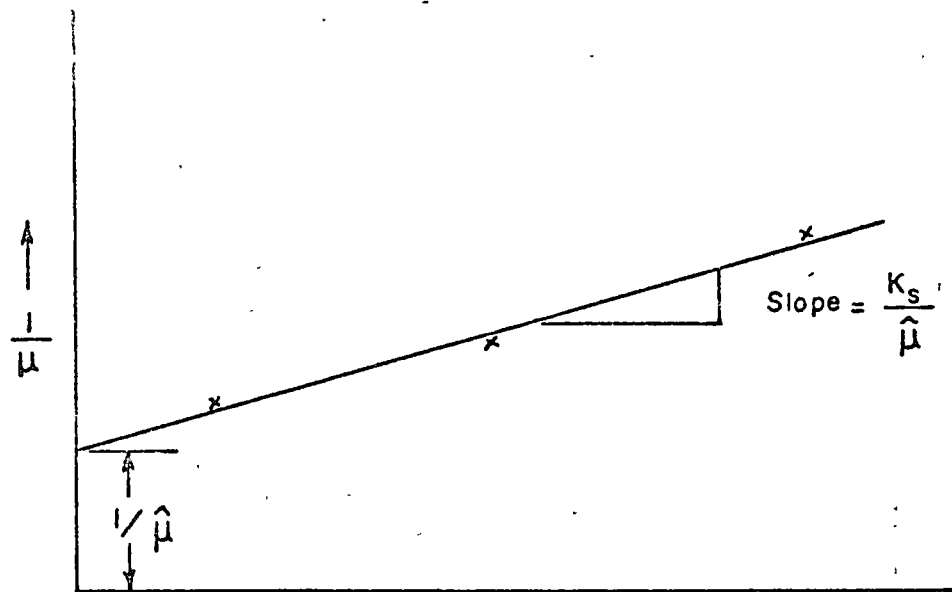
$$q = \frac{(S_0 - S_1)}{X_1\theta}$$

$$\frac{1}{\theta} = Yq - k_d$$

Wash out - residence time

$$\theta_w = \frac{K_s + S_0}{[\mu S_0 - k_d(K_s + S_0)]}$$

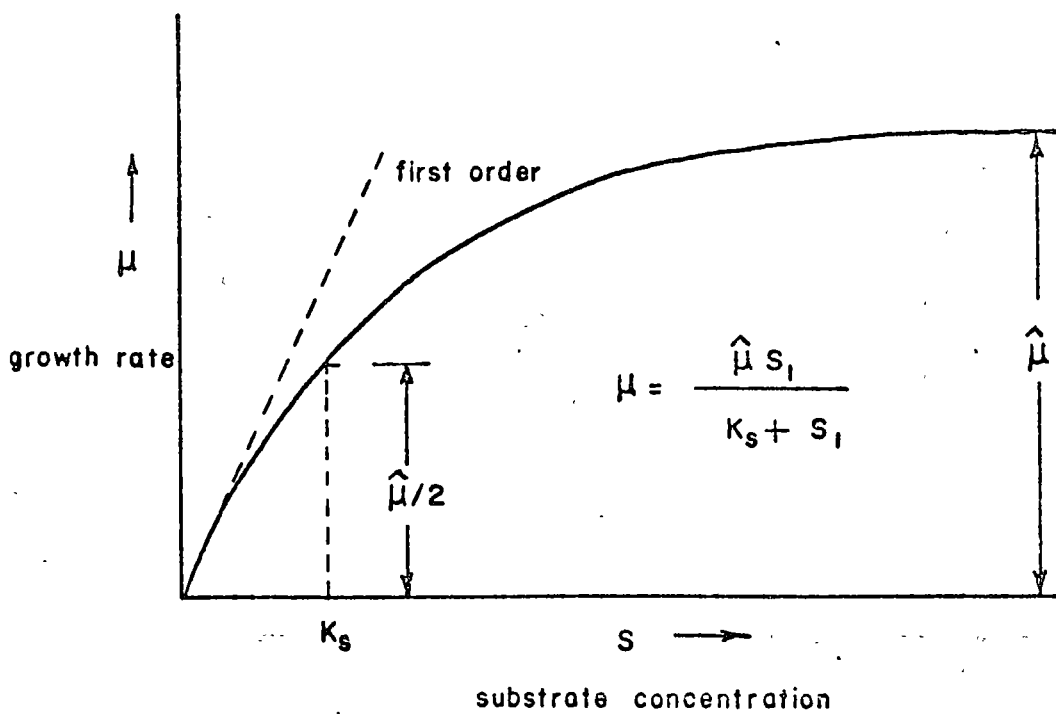
a) Growth rate vs. substrate concentration



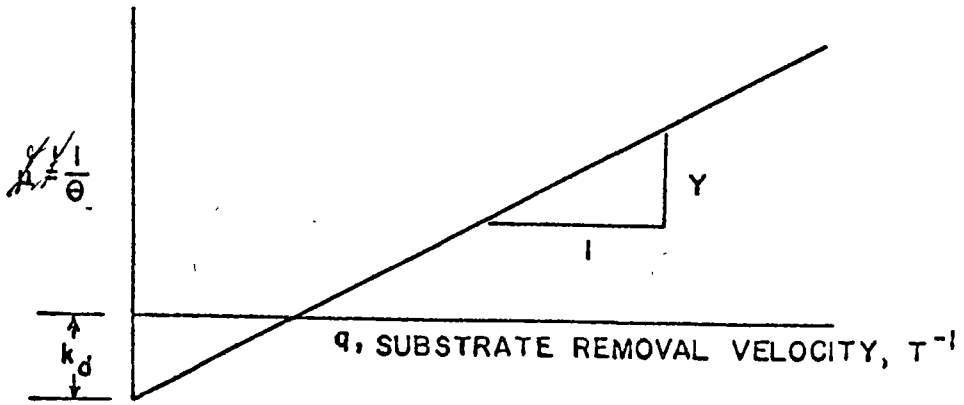
Straight line form.

$$\frac{1}{\mu} = \frac{K_s}{\hat{\mu}} \cdot \frac{1}{s} + \frac{1}{\hat{\mu}}$$

b)  $\frac{1}{\mu}$  vs.  $\frac{1}{s}$



c)  $\frac{1}{\theta}$  vs.  $q$





LIST OF REFERENCES

1. Caperon, J. W., "The dynamics of nitrate limited growth of Isochrysis galbana populations," Ph.D. Thesis, Univ. of Calif., S.D., 1965.
2. Fujimoto, Y., et al, "Studies on growth of chlorella by continuous cultivation," Bull. Agri. Chem., Japan 20, 13-18 (1956).
3. Pipes, W. O., "Carbon dioxide - limited growth of chlorella in continuous culture," Appl. Microbiol., Vol. 10, 4, 281 (1962).
4. Vaccaro, R. F. and Jannasch, H. W., "Studies on heterotrophic activity in seawater based on glucose assimilation," Limn. and Oceano., 11, 596 (1966).
5. Maddux, W. S., "Application of continuous culture methods to the study of phytoplankton ecology," Ph.D. Thesis, Princeton Univ. (1963).
6. Dugdale, R. C., "Nutrient limitation in the sea; dynamics identification and significance," Limn. and Oceano., 12, 685 (1967).
7. Williams, F. G., "Population growth and regulation in continuously cultured algae," Ph.D. Thesis, Yale Univ. (1965).
8. Burlew, J. S., "Algal culture from laboratory to pilot plant," Carnegie Institution of Washington (1964).
9. Malek, I. and Fencl, Z., "Continuous culture of micro-organisms," Academic Press, N. Y. (1966).
10. Fogg, G. E., "Algal cultures and phytoplankton ecology," Univ. of Wisconsin Press (1965).
11. Fencl, Z., "A uniform system of basic symbols for continuous cultivation of micro-organisms," Fol. microbiol. 8, 192 (1963).
12. Mackenthun, K. M. and Ingram, W. M., "Biological associated problems in fresh water environments," USDI, FWPCA, 1967.

**CARACTERISTICAS DE LAS AGUA RESIDUALES  
MUNICIPALES E INDUSTRIALES \***

<u>T E M A</u>	<u>PAGINA</u>
1. AGUA RESIDUALES MUNICIPALES	1
2. AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES	1
a) Cervecerías	1
b) Enlatadoras	2
c) Lecherías	2
d) Empacadoras de Carne	2
e) Refinerías de Petróleo	3
f) Acabado de Metales	3
g) Pulpa y Papel	4
h) Siderúrgicas	4
i) Tenerías	5
j) Textileras	5

\* Preparada por Dr. Jorge Aguirre

**CARACTERISTICAS DE LAS AGUA RESIDUALES  
MUNICIPALES E INDUSTRIALES \***

<u>T E M A</u>	<u>PAGINA</u>
1. AGUA RESIDUALES MUNICIPALES	1
2. AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES	1
a) Cervecerías	1
b) Enlatadoras	2
c) Lecherías	2
d) Empacadoras de Carne	2
e) Refinerías de Petróleo	3
f) Acabado de Metales	3
g) Pulpa y Papel	4
h) Siderúrgicas	4
i) Tenerías	5
j) Textileras	5

\* Preparada por Dr. Jorge Aguirre

## 1. AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES

La gran cantidad de subproductos provenientes de las actividades domésticas del hombre, que se evacúan en una forma u otra a los sistemas de alcantarillado, se mezclan para formar las denominadas "Aguas Negras", cuyo contenido tiene mucho que ver con su comportamiento. Las aguas residuales domésticas se componen principalmente de materia orgánica en la forma de sólidos solubles coloidales y suspendidos. Un estudio de datos de 73 ciudades en 27 estados de los Estados Unidos durante el período de 1958-1964 informó que la aportación era de 511 litros/persona/día y el contenido de  $DBO_5$  y sólidos suspendidos era de 90.7 gm/persona/día y 104 gm/persona/día, respectivamente. La composición media de las aguas residuales municipales se muestran en la Tabla 1. La presencia de residuos industriales en el sistema municipal puede alterar radicalmente estas concentraciones. Además, estas concentraciones pueden variar por un factor de 3 en un período de 24 horas. Un resumen de las características químicas de las aguas residuales municipales se presenta en la Tabla 2. Hunter y Henkeleian (1965) han informado sobre la composición general de las aguas residuales municipales, un resumen de esta se muestra en la Tabla 3. En la Tabla 4 se presentan las aportaciones y la  $DBO_5$  de varios servicios.

## 2. AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES

Las aguas residuales industriales representan uno de los mayores problemas de contaminación en sociedades industrializadas. La tecnología para el tratamiento y control de estos residuos se ha desarrollado principalmente durante la última década. La mayoría de los datos que se presentan aquí se han resumido de la serie de volúmenes, *The Cost of Clean Water*, publicada por el Departamento del Interior de los Estados Unidos de América en 1968.

- a) Cervecerías: La mayor parte de la  $DBO_5$  y los sólidos suspendidos provienen de las operaciones de fermentación, mientras que gran parte del volumen de líquido se origina en las operaciones de envasado y pasteurización. La distribución aproximada de las aguas residuales de las diferentes operaciones se presenta en la Figura 1. Un resumen de las cantidades de residuos y aguas residuales de varias cervecerías se presenta en la Tabla 5. La variación estadística de las características, basada en 25 grupos de datos, se muestra en la Tabla 6. Se puede notar-

que los desechos de las cerveceras tienen una relación de  $\text{DBO/N/P}$  de 100/4/1, lo cual las hace un poco deficientes en nitrógeno para los procesos de tratamiento biológico.

- b) Enlatadoras: Los gastos y las características de las aguas residuales provenientes de las operaciones del enlatado son muy variables según el tipo de producto, en uso de transporte hidráulico para el producto recirculación de las aguas de proceso y el transporte dentro de la fábrica de los desechos-sólidos. Grandes cantidades de contaminantes se originan en las operaciones de remoción de cascara con cáustica caliente, seleccionado, rebanado; lavado y enfriamiento de envases; y limpieza de la fábrica. La cantidad de desechos generados por estas operaciones se presenta en la Tabla 7. Los usos de agua en las diferentes operaciones de enlatado se muestran en la Tabla 8.

Las características medias de los desechos originados en la preparación de alimentos congelados son 0.28, 0.284 y 0.227 Kg de DBO, SS y SDT por caja, respectivamente, con un gasto diario de 474 litros.

- c) Lecherías: Las aguas residuales de lecherías provienen principalmente del lavado de tanques y equipo, derrame y pérdidas del producto. La conservación de agua, recolección vertidos y otras prácticas pueden disminuir materialmente la DBO que se descarga al alcantarillado. Las características de las aguas residuales de varios productos de leche se muestran en la Tabla 9.

Como muchas lecherías se encuentran en o cerca de áreas urbanas, su tratamiento en sistemas municipales es común. Aguas residuales de lecherías también se han tratado con lodos activados, lagunas aeradas y riego por aspersión.

- d) Empacadoras de Carne: En la industria de la preparación de carne se incluye el matadero y el procesado de reses y cerdos y puede incluir la misma preparación de la carne; la manufactura de salchichas; el procesado de aceites comestibles; y la transformación de aceites no-comestibles a grasas. La industria de la preparación de aves se considera por separado.

La tecnología antigua puede incluir recuperación de sangre pero limpieza con agua y lavado de vísceras al alcantarillado y sin evaporación del agua del tanque de recuperación. La tecnología típica incluye recuperación de sangre, descarga en moja

do del lavado de vísceras, recuperación en seco o evaporación del agua del tanque y limpieza con agua. La tecnología avanzada incluye recuperación de sangre, descarga en seco del lavado de vísceras, recuperación continua en seco y — limpieza en seco seguida con limpieza con agua. La Tabla-10 presenta las características de las aguas residuales.

Procesado de Aves: Los desechos del procesado de aves se originan principalmente de la sangre, plumas y limpieza. Las plantas antiguas no recuperan la sangre y usan agua, plumas y despojos del área de procesamiento. Las plantas nuevas recuperan la sangre y otros desechos. Un resumen de las características de las aguas residuales se da en la Tabla 11.

e) Refinerías de Petróleo: Una refinería de petróleo es una — combinación compleja de procesos interdependientes. Las — principales operaciones, desde el punto de vista del control de la contaminación del agua, son:

- 1) Almacenamiento de aceite crudo y productos
- 2) Desalación del aceite crudo
- 3) Fraccionación del aceite crudo
- 4) Descomposición térmica
- 5) Desintegración catalítica
- 6) Desintegración catalítica en presencia de hidrógeno
- 7) Reformación
- 8) Polimerización
- 9) Alquilación
- 10) Isomerización
- 11) Refinación con solvente
- 12) Desparafinaje
- 13) Tratamiento con hidrógeno
- 14) Desasfaltado
- 15) Secado y desulfurado

Las características generales de desechos de refinerías se resumen en la Tabla 12.

f) Acabado de Metales: Desechos del acabado de metales resultan del enchapado de productos metálicos. El proceso incluye separación de óxidos indeseables, limpieza y enchapado de las piezas. Las aguas residuales contienen ácidos, limpiadores alcalinos, aceite y grasa, y metales pesados tales como cromo, cinc, cobre, níquel, estaño y cianuros. Los desechos provienen principalmente de las soluciones del enchapado ya gastadas y del agua de enjuague.

- g) Pulpa y papel: Las fábricas de pulpa y papel pueden incluir - varios tipos de operaciones en relación con la materia prima - utilizada y su preparación. Las fábricas de pulpa incluyen la preparación de la madera, formación de pulpa, cernido, lavado, espesamiento y blanqueo. Las fábricas de papel incluyen preparación de la crema de pulpa, operación de la máquina - de papel y acabado.

Las aguas residuales provienen de casi todos los procesos en las fábricas de pulpa y papel. La mayor parte de los desechos resultan de las operaciones de formación de pulpa, blanqueo - y la máquina de papel. Los desechos contienen sólidos sus - pendidos (pulpa y fibras), DBO de licor de cocción, azúcares de madera, color del licor y otros químicos de los procesos - de la preparación de la madera. Las fuentes y características del agua de las operaciones individuales se presenta en la Fi - gura 2.

- h) Siderurgicas: Existen varios procesos en la producción de - acero que ocasionan aguas residuales. Los lingotes de hie - rro se producen en altos hornos de mineral de hierro, coque - y piedra caliza como materia prima. El acero se puede produ - cir en uno de varios procesos, incluyendo el Horno Siemens - Martin, el Horno de Oxígeno Básico, el Horno Eléctrico y el Convertidor Bessemer.

Los residuos de la operación de los altos hornos se originan en las aguas que se usan para lavar los gases efluentes del horno. Estos residuos pueden contener de 1000 a 10,000 mg/l de sólidos suspendidos y de 2.4 a 20 metros cúbicos por mi - nuto por horno. El 50% de las partículas son menores a 10u - de diámetro y tienen una gravedad específica de 3.5. También estarán presentes en las aguas residuales cianuros, fenoles y residuales.

Las máquinas de fundición y las laminadoras en caliente pro - ducen aguas residuales que contienen aceites saponificados, basura, álcali y residuos de solventes. Las operaciones de - limpieza producen licores de los baños limpiadores de meta - les que contienen ácidos y sales de estos ácidos. Los resi - duos de los baños limpiadores de metales contienen del 5 al 9 por ciento de ácido libre y del 13 al 16 por ciento de sales - de hierro.

Las operaciones de acabado del acero producen aguas residuales con aceites emulsificados y sólidos suspendidos. Las operaciones de enchapado contienen metales solubles. Los residuos pueden contener 200 mg/l de aceite.

Los residuos de las plantas de coque contienen fenoles, amoníaco, sales amoniacales, cianuros, cloruros y sulfatos.

Las características de las aguas residuales de siderúrgicas se presentan en la Tabla 13, según los varios niveles de tecnología. Las tecnologías nuevas tienden a producir una mayor cantidad de residuos por que comienzan a predominar productos más livianos y la generación de residuos esta en proporción al área superficial de acero expuesto durante el laminado y las operaciones de acabado y la relación de área interfaciales de gases y líquidos en las operaciones de producción de hierro y de acero.

- 1) Tenerías: El curtido y acabado de pieles consta de varias etapas que transforman las pieles de animales a cuero. Las aguas residuales provenientes de las tenerías contienen cal viva y sulfuros; tienen el pH, DBO y los sólidos suspendidos altos; y contienen cromo trivalente en el caso de curtido con cromo.

Los gastos y cargas de contaminantes de las tenerías se han resumido en la Tabla 14 por kilogramo de cuero procesado. La variación estadística de las características de las aguas residuales por 45.4 Kg de pieles procesadas basado en 50 datos se presenta en la Tabla 15. El gasto de aguas residuales varía según el tipo de curtido que se emplea. Por ejemplo, los gastos medios reportados por tenerías de cromo, de vegetales y una mixta son 13,600, 5580 y 8160 litros/100 Kg de pieles, respectivamente.

- j) Textileras: Las tres principales categorías de productos en la industria textil son el tejido y acabado de lana, acabado de textiles de algodón y acabado de textiles sintéticos. Hay cuatro procesos básicos en el acabado de textiles que son comunes a cada categoría: 1) limpia, 2) teñido y/o estampado, 3) blanqueo y 4) acabado especial. La contribución a la carga de residuos por cada uno de estos procesos se presenta en la Tabla 16.

Los gastos y las características de los residuos de la industria textil pueden variar considerablemente según el tipo de fibra y los procesos empleados. Las características generales se muestran en la Tabla 17. La tecnología más avanzada emplea procesos



continuos con lavado de contracorriente, mejor recuperación de grasa y sustitución de sustancias químicas con un potencial menor de contaminación.

**TABLA I.— CARACTERISTICAS MEDIAS DE AGUAS RESIDUALES  
MUNICIPALES (DATOS DE HUNTER Y HEUKELEKIAN)**

CARACTERISTICA	MAXIMO	MEDIA	MINIMO
pH	7.5	7.2	6.8
SOLIDOS SEDIMENTABLES, ml/l	6.1	3.3	1.8
SOLIDOS TOTALES, mg/l	640	453	322
SOLIDOS TOTALES VOLATILES, mg/l	388	217	118
SOLIDOS SUSPENDIDOS, mg/l	258	145	83
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES, mg/l	208	120	62
DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO, mg/l	436	288	159
DEMANDA BIOQUIMICA DE OXIGENO, mg/l	276	147	75
CLORUROS, mg/l	45	35	25

**TABLA 2.- CARACTERISTICAS QUIMICAS DE LAS AGUAS  
RESIDUALES MUNICIPALES (DATOS DE WALTER)**

CARACTERISTICA	TIPO	CONCENTRACION
ACIDOS VOLATILES	FORMICO, ACETICO, PROPIONICO BUTIRICO Y VALERICO	8.5-20 mg/l
ACIDOS SOLUBLES NO VOLATILES.	GLUTARICO, GLICOLICO, LACTICO CITRICO, BENZOICO Y FENILACTICO	CUALQUIER ACIDO 0.1-1.0mg/l
ACIDOS GRASOS ALTOS	PALMITICO, STEARICO Y OLEICO	$\frac{2}{3}$ CONTENIDO ACIDOS GRASOS
PROTEINAS Y AMINOACIDOS	MAS DE 20 TIPOS	45-50% DEL NITROGENO TOTAL
CARBOHIDRATOS	GLUCOSA, SACAROSA, LACTOSA ALGO DE GALACTOSA Y FRUCTOSA	

**TABLA 3.- LA COMPOSICION DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES  
(DATOS DE HUNTER Y HEUKELEKIAN)**

FRACCION, %	SOLIDOS TOTALES	MATERIA ORGANICA*	MATERIA NITROGENOSA**
SEDIMENTABLE	18	30	23
SOBRECLOIDAL	11	19	34
COLOIDAL	7	13	11
SOLUBLE.	64	38	22

CARACTERISTICA	PARTICULAS,%	SOLUBLE, %
SOLIDOS TOTALES	34.7	65.3
SOLIDOS VOLATILES	57.6	42.4
DQO	77.3	22.7
NITROGENO ORGANICO	80.5	19.5

\* SOLIDOS VOLATILES O CARBONO ORGANICO

\*\*NITROGENO ORGANICO

**TABLA. 4.- APORTACION Y DBO DE VARIOS SERVICIOS.  
( DATOS DE GOODMAN Y FOSTER )**

<b>T I P O</b>	<b>VOLUMEN ( LITROS/PERSONA/DIA )</b>	<b>DBO,5 DIAS ( gm / PERSONA /DIA )</b>
<b>AEROPUERTOS</b>		
CADA EMPLEADO	56.8	22.7
CADA PASAJERO	18.9	9
<b>B A R E S</b>		
CADA EMPLEADO	56.8	22.7
MAS CADA CLIENTE	7.6	4.5
<b>AGUAS DOMESTICAS</b>		
CASAS DE LUJO	378	90.7
BARRIOS BUENOS	340	90.7
BARRIOS PROMEDIO	302	77.2
CASAS ECONOMICAS	265	77.2
DEPARTAMENTOS	284	77.2
<b>FABRICAS ( SIN INCLUIR LOS DESECHOS INDUSTRIALES Y DE CAFETERIAS )</b>		
	568	22.7
<b>HOSPITALES</b>		
PACIENTES Y EMPLEADOS	578-1136 ( MEDIA 757 )	136
<b>HOTELES, MOTELES, ETC.</b>		
( SIN INCLUIR LOS RESTAURANTES 189 Y BARES )		68.1
<b>EMPACADORAS DE LECHE</b>	835-1880 ( LITROS/1000 Kg. LECHE )	560-1660 ( gm / 1000 Kg. LECHE )

# TABLA 4 .— (Continua)

OFICINAS	56.8		22.7	
<b>RESTAURANTES</b>				
CADA EMPLEADO	56.8		27.2	
MAS COMIDA SERVIDA	11.4 (Por comida)		13.6 (Por comida)	
<b>ESCUELAS</b>				
ESCUELAS DIURNAS	<u>PRIMARIA</u>	<u>SECUNDARIA</u>	<u>PRIMARIA</u>	<u>SECUNDARIA</u>
CADA PERSONA,				
ESTUDIANTE O EMPLEADO	56.8	76	18	22.7
DORMITORIOS		284		77.2
<b>ALBERCAS</b>				
EMPLEADOS Y BAÑISTAS		38		13.6
<b>TEATROS O CINEMAS</b>				
POR ASIENTO		19		9

**TABLA 6.- VARIACION ESTADISTICA DE LAS CARACTERISTICAS DE CERVECERIAS\***

	MEDIA	16. %	84 %
GASTO (LITROS/BBL)/	1440	850	1970
D B O (Kg./BBL)	0.86	0.38	1.9
SOLIDOS SUSPENDIDOS (Kg./BBL)	0.47	0.195	1.13

\*  
BASADO EN BARRILES DE CERVEZA QUE CONTIENEN 117 LITROS

**TABLA 8.- USOS DEL AGUA \***

---

OPERACION	USO GRUESO DE AGUA, %	
	AMBITO	PROMEDIO
1.- PREPARACION DEL PRODUCTO CRUDO	25-55	34
2.- MIEL Y SALMUERA	2-10	6
3.- VAPOR Y ESTERILIZACION	10-20	14
4.- ENFRIAMIENTO	6-60	35
5.- LIMPIEZA	5-25	8
6.- OTROS	1- 6	3

---

\* DATOS DEL "COST OF CLEAN WATER"



**TABLA 9.- AGUAS RESIDUALES DE LECHERIAS\***

<b>PRODUCTO</b>	<b>D B O Kg./100 Kg.</b>	<b>VOLUMEN LITROS/100 Kg.</b>
<b>MANTEQUILLA</b>	<b>0.34- 1.68</b>	<b>3410- 11,300</b>
<b>Q U E S O</b>	<b>0.45- 3.0</b>	<b>10,780- 19,300</b>
<b>LECHE CONDENSADA Y EVAPORADA</b>	<b>0.37- 0.62</b>	<b>2,590- 3,500</b>
<b>HELADOS</b>	<b>0.15- 0.73</b>	<b>1,000- 5,180</b>
<b>LECHE</b>	<b>0.05- 0.26</b>	<b>1,670- 4,180</b>

\* DATOS DEL "COST OF CLEAN WATER"

GASTO, %	DBO, %
2.5	2.8
3	59
7	1
4	0
60	13

1400 LITROS/BBL      0.97 Kg/BBL

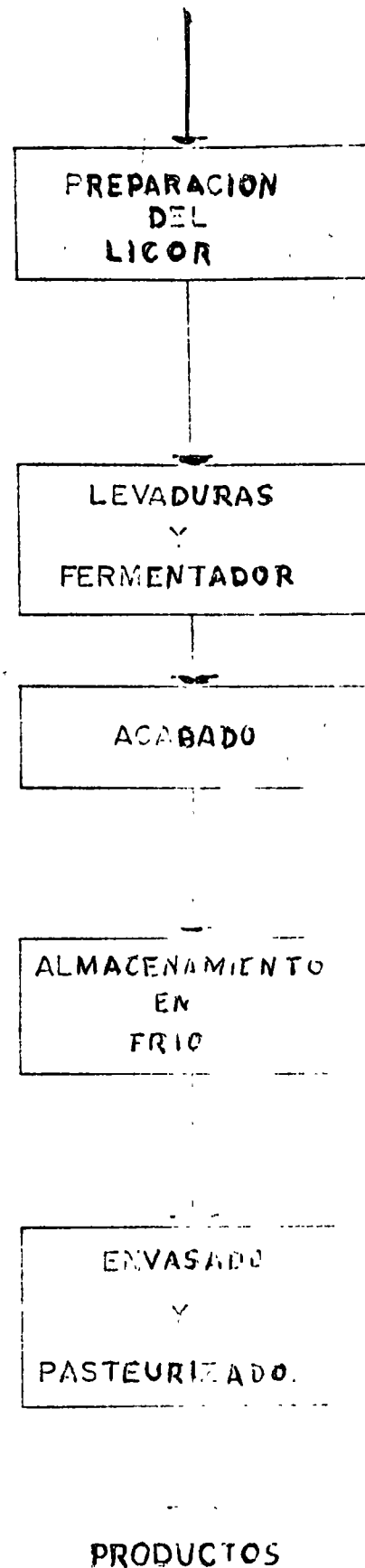


FIGURA. I.- FUENTE DE LAS AGUAS RESIDUALES Y LA DBO EN UNA CERVECERIA.  
 JORGE FIGUEROA

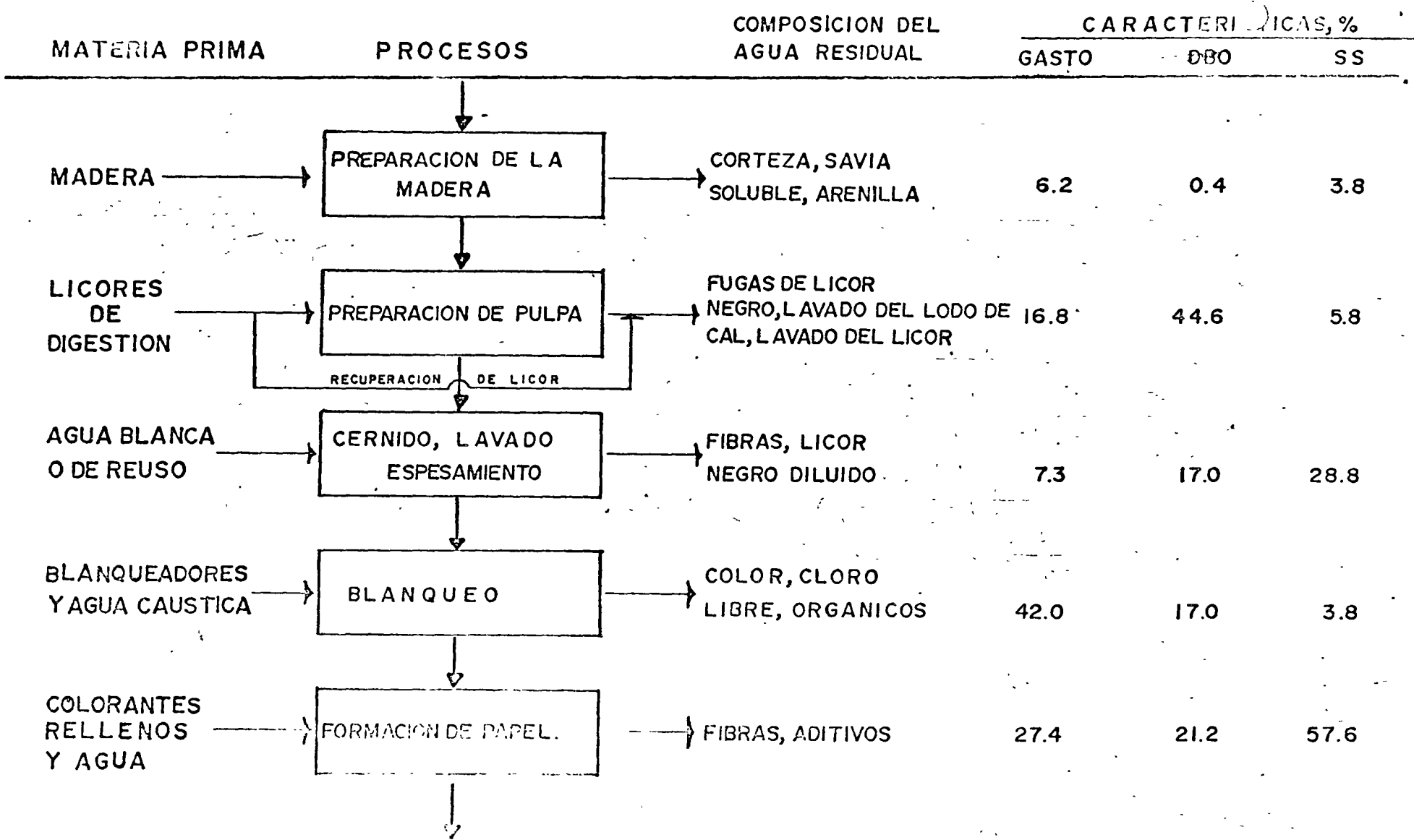


FIGURA 2.- CARACTERISTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DEL PROCESO WRAFT.

TABLA 5.- CARACTERISTICAS

CERVECERIA	GASTO	DBO			SOLIDOS SUSPENDIDOS		
	LITROS/BDL	Kg/m <sup>3</sup>	Kg/BDL	mg/l	Kg/m <sup>3</sup>	Kg/BDL	mg/l
A <sup>a</sup>	1110 <sup>6</sup>	1.8	0.95	1832 <sup>c</sup>	1.03	0.59	1028 <sup>d</sup>
ESTUDIO DE LA CD. NUEVA YORK	—	—	0.73	—	—	0.27	—
B	644		0.68	1040		0.82	
C	1320		1.1	850		0.50	
CERVECERIAS DE CHICAGO	1210		1.4	1160		0.77	
C <sup>a</sup>	493		0.77	1500			470

a.- SEPARAN LOS GRANOS Y EL LUPULO

b - FERMENTACION, 493; ENVASADO, 625.

c.- FERMENTACION, 3,500; ENVASADO, 384.

d.- FERMENTACION, 2,220; ENVASADO, 80, SIN LU.

TABLA 7.- CANTIDAD DE DESECHOS GENERADOS EN CADA OPERACION\*

En la Tado.

OPERACION	DBO		SS		SDT	GASTO
			Kg/CAJA-DIA			LITROS/CAJA
1.- LAVADO	0.023	0.140	0.023	0.18	140-680	30.3-94.7
2.- BANDA DE TRANSPORTE	0.0014	0.00045	0.0045	0.0091	14-45	3.8-18.9
3.- SELECCIONADO	0.0045	0.027	0.0068	0.032	45-230	3.8-28.4
4.- DESPELLEJADO	0.045	0.18	0.045	0.18	900-1800	22.7-94.7
5.- TRATADO DE ENVASES	0	0.0068	0	0.0068	0-90	0-9.5
6.- PROCESADO	0.0045	0.027	0.0045	0.020	18-540	3.8-18.9
7.- ENFRIAMIENTO DE ENVASES	0.0045	0.027	0.0045	0.014	140-450	22.7-113
8.- LIMPIEZA DE FABRICA	0.0045	0.054	0.014	0.068	104-450	22.7-75.8
9.- LAVADO DE CAJAS	0.0045	0.011	0.0068	0.018	91-230	7.6-18.9
10.- TOTAL	0.12	0.48	0.10	0.53	1400-4540	113-47.5
11.- PROMEDIO	0.32		0.36		3400	284

\*DATOS DEL "COST OF CLEAN WATER"

TABLA 10

CARACTERISTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DE EMPACADORAS DE CARNE.

Tecnología	Kg DBO/1000 Kg (+)	litros/1000 kg (+)
Antigua	20.2	17,600
Típica	14.4	10,800
Avanzada	11.3	9,200

(+) 1000 Kg de animal vivo.

TABLA 11

CARACTERISTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES POR 1000 AVES

Plantas	Kg. DBO/1000 aves	litros/1000 aves
Antigua	14.4	15,100
Nueva	11.7	27,600

TABLA 12.— CARACTERISTICAS GENERALES DE AGUAS  
RESIDUALES DE REFINERIAS DE PETROLEO\*

TECNOLOGIA	GASTO	DBO	FENOL	SULFURO
	<u>LITROS/BBL</u>	<u>gm/BBL</u>	<u>gm/BBL</u>	<u>g/BBL</u>
	PROMEDIO AMBITO	PROMEDIO AMBITO	PROMEDIO AMBITO	PROMEDIO
ANTIGUA	945 644-1410	181 141-204	136 12.7-15	4.5
TIPICA	378 301-586	454 37.3-72.5	4.5 4.1-5.9	1.4
NUEVA	189 76-227	227 9.1-27.2	23 0.45-2.7	1.4

\*DATOS DEL "COST OF CLEAN WATER"

TABLA 13.- CARACTERÍSTICAS DE LAS AGUAS RESIDUAL DE SIDERURGICAS (POR TONELADA DE LINGOTE POR DIA)

	ANTIGUA	PREVALENTE	NOVA
GASTO M <sup>3</sup> /TONELADA	41	42	57
SOLIDOS SUSPENDIDOS, Kg/TON.	52	63	92
FENOLES, Kg./TON.	0.035	0.032	0.032
CIA NUROS, Kg./TON	0.015	0.014	0.015
A M O N I A, Kg/TON.	0.041	0.039	0.039
ACEITES, Kg/TON.	1.54	1.36	1.18
ACIDOS, Kg/TON.	1.51	1.77	1.70
EMULSIONES, Kg /TON	0.101	0.207	0.58
METALES SOLUBLES	—	0.040	0.041



TABLA 14

GASTOS Y CARGAS DE CONTAMINANTES DE  
TENERIAS (POR KG. DE CUERO PROCESADO)

Tecnología	DBO Kg.	SS Kg.	SDT Kg.	Gasto litros
Antigua	0.0416	0.118	0.172	3.98
Prevalente y nueva	0.0400	0.113	0.159	3.50

TABLA 15

VARIACION DE LAS CARACTERISTICAS DE -  
LAS AGUAS RESIDUALES DE TENERIAS.

PROBABILIDAD DE SUCEDER

	MEDIA	16%	84%
Gasto, litros/unidad	250	166	383
DBO, Kg/unidad	2.8	0.91	4.8
SS, Kg/unidad	5.9	2.3	9.5

TABLA 16.— PORCIENTO DE DBO Y SS EN LA  
INDUSTRIA TEXTIL.

PROCESO	LANA	ALGODON	SINTETICOS
LIMPIADO	50-75	50-75	< 50
TEÑIDO	3-10	15-35	5-80
BLANQUEADO	< 5	< 5	< 5
ACABADO ESPECIAL	5-15	5-15	5-15

**CI. 3 LA 17.-CARACTERISTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DE LA  
INDUSTRIA TEXTIL (POR TONELADA DE PRODUCTO)**

PROCESO	TECNOLOGIA	GASTO, M <sup>3</sup>	DBO, Kg	SS, Kg	SDT, Kg
LANA	ANTIGUA	614	450	—	—
	PREVALENTE	525	300	—	—
	NUEVA	516	50	—	—
ALGODON	ANTIGUA	416	170	80	245
	PREVALENTE	316	155	70	205
	NUEVA	292	140	62	187
SINTETICO	RAYON.	25-58	20-40	20-90	20-500
	ACETATO	58-92	40-50	20-60	20-300
	NYLON	100-150	35-55	20-40	20-300
	ACRILICO	175-241	100-150	25-150	25-400
	POLIESTER	67-133	120-250	30-160	30-600

**WATER REUSE****Dr. E. F. Gloyna and Dr. R. E. Speece****A. RETURN FLOWS**

1. Available quantity

2. Effective quality

**B. CHARACTERISTICS OF PROBLEM**

1. Pollution and management

2. Volume reduction

a. Classification of wastes

b. Conservation of wastewater

c. Changing production to decrease wastes

d. Reuse of effluents for raw water supplies

**C. POLLUTANTS**

1. Infectious agents

2. Oxygen - demanding

3. Plant nutrients

4. Organic chemicals

5. Inorganic chemicals and minerals

6. Sediments

7. Radioactive materials

8. Heat

#### D. DIMENSION OF WATER QUALITY PROBLEM

1. Relationship of quality to use

a. Domestic

b. Agricultural

c. Industrial

2. Natural pollution sources

3. Adverse effects of drainage

4. Solid-liquid waste conversion

#### E. ESTIMATION OF RETURN FLOWS

1. Organization of study

2. Estimating water requirements

3. Municipal return flows

4. Industrial return flows

F. ESTIMATION OF QUALITY DETERIORATION

G. EFFECT ON STREAMS

1. Oxygen
2. Biota
3. Build-up of phosphate and salinity
4. Optimum treatment policy-basin wide considerations

H. EFFECT ON BAYS AND ESTUARIES

1. Oxygen requirements for spawning

I. REUSE EXAMPLES

1. Domestic
2. Electrical power
3. Industrial cooling
4. Product reclamation
5. Process modification and reuse
  - a. Purchase
  - b. Treatment before reuse
  - c. Treatment after reuse

6. Factors favoring reuse

- a. Value of available new water high
- b. Claims of pollution damage excessive
- c. Loss of process materials on disposal
- d. Quality requirements of regulatory agencies very high

J. PROBLEMS

- 1. Slime growth
- 2. Mineral accumulation
- 3. Scale

## REFERENCES

1. Anon., " Steam-Electric Plant Factors , " National Cool Association, 16-17, 22 (1963-1964).
2. Drew, H. W. , "A Projection of Per Capita Water Use for Electric Power Generation in Texas, " Report prepared for Texas Water Commission (May 15, 1965).
3. Sylvester, R. D. , R. W. Seabloom, "A Study on the Character and Significance of Irrigation Return Flows in the Yakima River Basin, " University of Washington Report (May, 1963).
4. Sylvester, R. D. , "Nutrient Content of Drainage Water From Forested, Urban, and Agricultural Areas, Algae and Metropolitan Wastes, USPHS, Robert A. Taft Sanitary Engineering Center, Cincinnati, Ohio, 80-87 (1960).
5. Hutchinson, G. E. , A Treatise on Limnology, John Wiley and Sons, New York (1957).
6. Wells, Dan M. , and E. F. Gloyna, Return Flows in Texas - Quality and Quantity of Municipal and Industrial Wastewater Streams. Technical Report to the Texas Water Development Board. The University of Texas (January, 1966).
7. Gloyna, E. F. , Edward R. Hermann, and W. Ronald Drynan, Report on Water Reuse in Texas. Prepared for U.S. Department of Interior, Bureau of Reclamation (June 30, 1957).
8. A Plan for Meeting the 1980 Water Requirements of Texas. Texas Board of Water Engineers, Austin, Texas (May, 1961).
9. Return Flows - Impact on Texas Bay Systems. Bryant-Curington, Inc. , Consulting Engineers, Austin, Texas. Technical Report to the Texas Water Development Board (January, 1966).
10. Masch, Frank D. , Unpublished report. The University of Texas, Austin, Texas.
11. Gloyna, E. F. , et al. , "Present and Prospective Means For Improved Reuse of Water, " Committee Print No. 30, Select Committee on National Water Resources, U.S. Senate, Washington, D.C. (1960).



## References (continued)

12. Metzler, D. F., et al., "Emergency Use of Reclaimed Water for Potable Supply at Chanute, Kansas," Journal of the American Water Works Association, 50, 1021-60 (1958).
13. Stander, G. J. and J. W. Funke, "Conservation of Water in South Africa by Reuse," American Institute of Chemical Engineers, Fifty-ninth Annual Meeting, Preprint 55A (1966).
14. Noll, D. E., "Reuse of Steam Condensate as Boiler Feedwater," Industrial and Engineering Chemistry, 48, 2146-50 (1956).
15. Gilham, E. W. F., and N. J. Ray, "Water-Side Operational Experience With the Dry Cooling Tower Installation at Rugely Power Station," Proceedings of the International Water Conference, 25th Annual Meeting, 45-55 (1964).
16. Swanton, Walter F., "Inexpensive Answer to a Pollution Problem," Chem. Eng. 74, 4, 125-30 (February 13, 1967).
17. Sessler, R. E., "Wastewater Use in a Soap and Edible-Oil Plant," Sewage and Industrial Wastes, 27, 1178-82 (October, 1955).
18. Riegel, H. I., "Waste Disposal at the Fontana Steel Plant," Sewage and Industrial Wastes, 24, 121-9 (1952).
19. \_\_\_\_\_, "Industry's Water Problems and Their Solution," Iron and Steel Engineer, 34, 73-9 (1957).
20. Ross, E. N., "Reuse and Reduction of Paper Mill Water," TAPPI, 47, 180-2A (1964).
21. Berger, H. F., "Evaluating Water Reclamation Against Rising Costs of Water and Effluent Treatment," TAPPI, 49, 72-82A (1966).
22. Koenig, L., and D. Ford, "Reuse Can Be Cheaper than Disposal," American Institute of Chemical Engineers, 61st National Meeting, Paper 16A (February 19-23, 1967).
23. Cecil, L. K., "Complete Water Reuse," American Institute of Chemical Engineers, 61st National Meeting, Paper 31F (February 19-23, 1967).

## THICKENING

Dr. Richard I. Dick, University of Illinois

### A. REQUIRED DESIGN INFORMATION

1. Design flow rate
2. Variation in flow rate
3. Solids content of feed
4. Variations of feed solids concentration
5. Solids recycle practices

### B. DESIRED PERFORMANCE

1. Suspended solids concentration of clarified effluent
2. Suspended solids concentration of thickened sludge

### C. PROCESS RESTRAINTS

1. Sludge retention time
2. Batch vs continuous operation

### D.. SLUDGE CHARACTERISTICS

1. Settling velocity at various solids concentration
2. Temperature
3. Influence of shear

4. Biological characteristics

5. Specific gravity

## E. DESIGN PROCEDURE

1. Control factors

a. Clarification

b. Thickening

2. Area required for thickening  $A = \frac{C_o Q_o}{G_L} = M/G_L$

a. Batch thickeners  $A = M/C_{\mu} V_{\mu}$

b. Continuous thickeners

$$A = M/(C_L V_L + C_L \mu)$$

3. Thickener volume

## F. DESIGN PROBLEM

## The Problem

Consider the thickening of waste sludge produced in a chemical coagulation process. Sludge flow averages 550,000 gpd at a suspended solids concentration of 5000 mg/l. No short term variations in either sludge quality or quantity are anticipated. Long term seasonal fluctuations will result in flow rates of from 450,000 to 700,000 gpd but will not alter the suspended solids concentration of the waste sludge.

Within the range of solids concentrations of interest, variation of specific gravity is insufficient to warrant adjustment. Also, no significant temperature variation is anticipated.

Settling characteristics of the sludge are illustrated in Figure 2. The data were obtained by use of 3.8 ft sludge depths in 3.5 in. diameter settling columns equipped with a 1 rpm stirrer. Limited information on the variation of sludge settling velocity with initial sludge depth is shown in Figure 3.

#### The Solution

Develop Batch Flux Curve - In order to be able to conveniently consider alternative designs, a curve showing the maximum possible solids flux for each sludge concentration is needed. The curve can be constructed by multiplying settling velocities from Figure 2 by their corresponding suspended solids concentration. Thus the batch flux at 1.0 percent solids is

$$\begin{aligned} G_B &= c_i v_i \\ &= [(0.01)(62.4 \text{ lb/cu ft})] [(3.2 \text{ ft/hr})(24 \text{ hr/day})] \\ &= \underline{48 \text{ lb/sq ft/day}} \end{aligned}$$

Figure 4 shows the batch flux curve obtained by similar calculations at other concentrations.

Batch Thickener - While a batch thickener would probably not be used for a flow as large as is involved here, the design procedure can be illustrated using Figure 4. Assume that the facility is to be operated on a 24 hr cycle and that at least 4 percent thickened sludge concentration is desired. From Figure 4, the capacity of the sludge for reaching 4 percent solids is 2.8 lb/sq ft/day. To assure that solids are not applied at a faster rate, the required area (equation 1) is

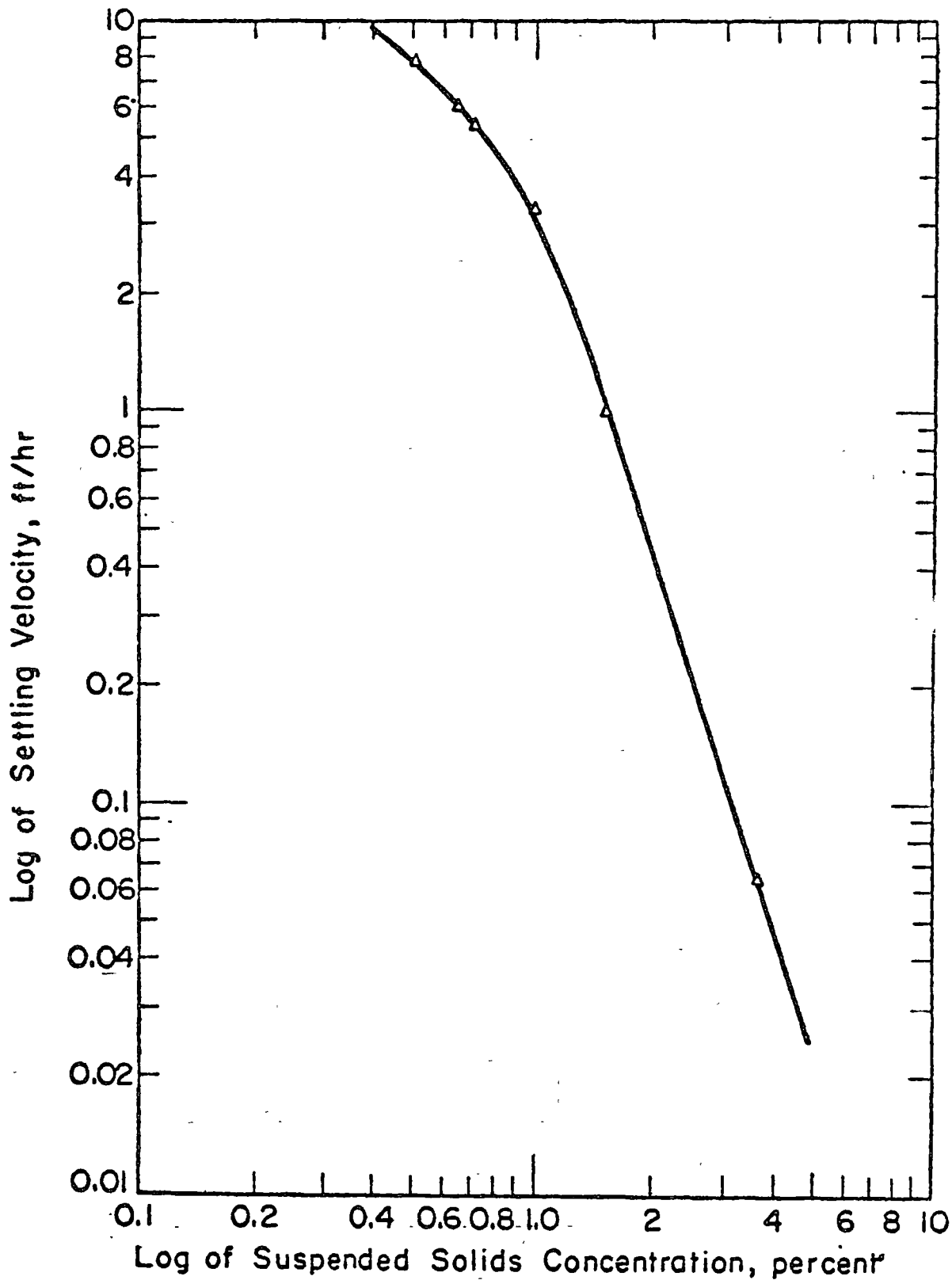


Figure 2. Settling Characteristics of Waste Sludge.

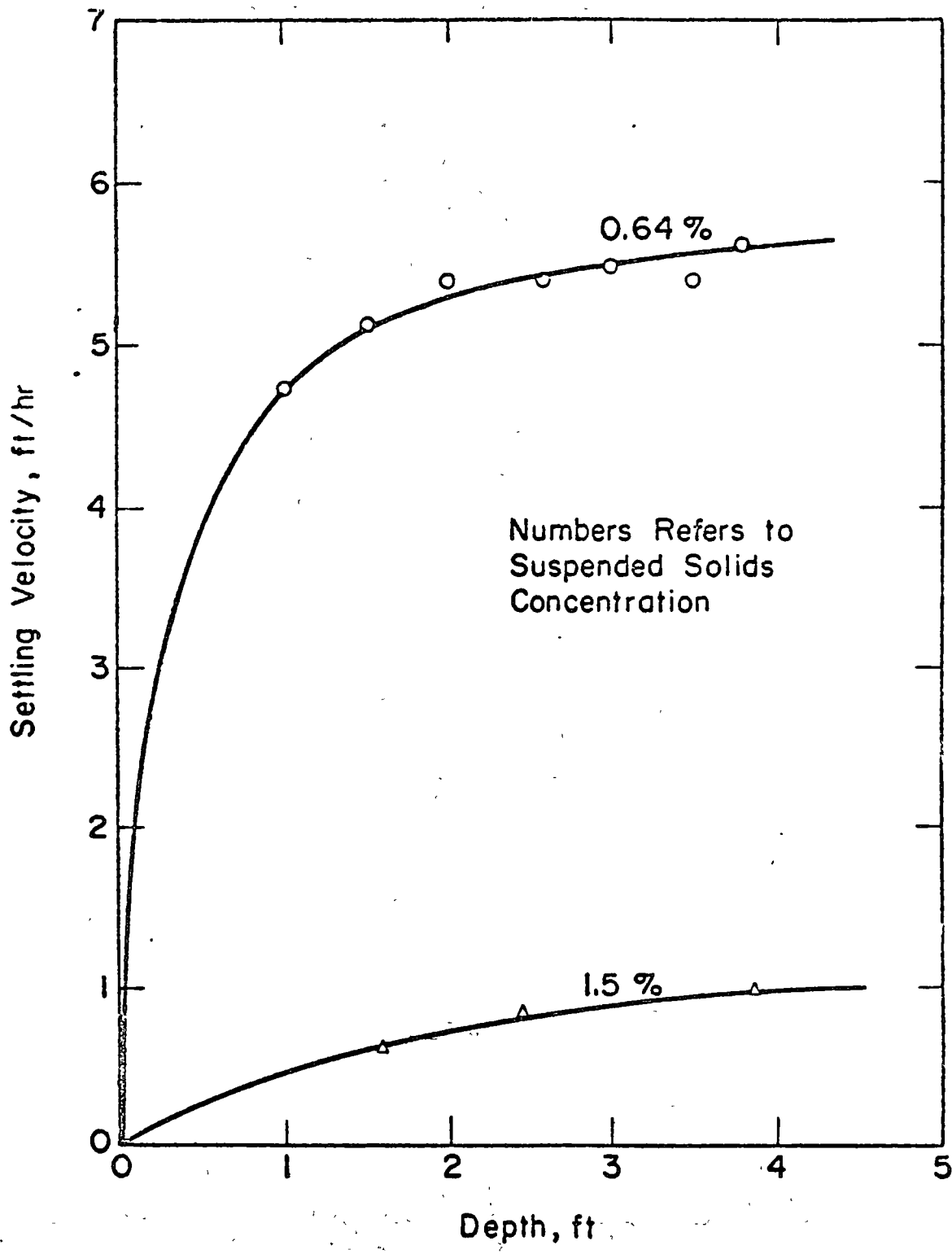


Figure 3. Influence of Initial Sludge Depth on Settling Velocity.

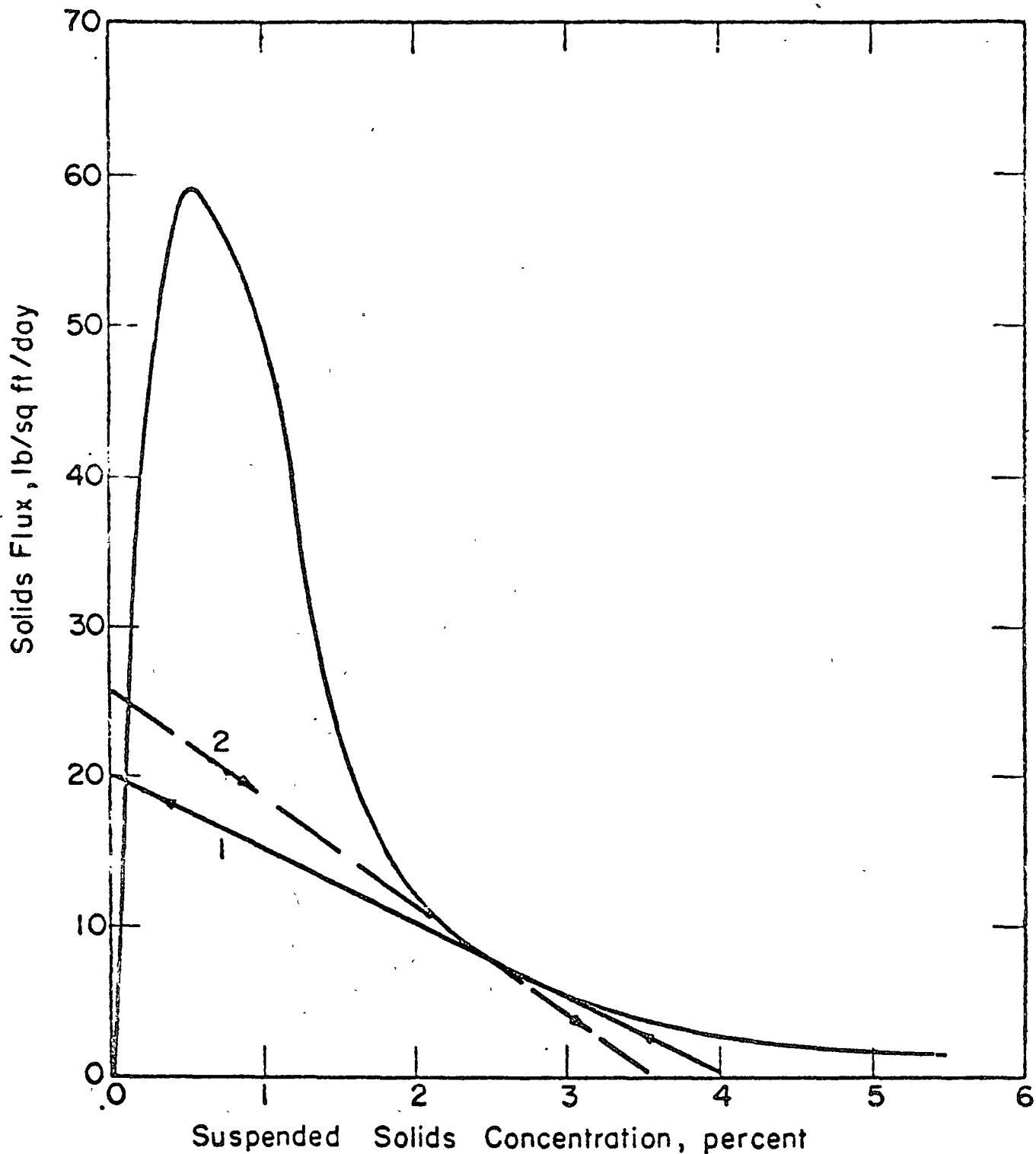


Figure 4. Batch Flux Curve for Sludge Considered in Illustrative Problem.



$$\begin{aligned}
 A &= \frac{M}{G_L} \\
 &= \frac{(550,000 \text{ gal/day})(8.34 \text{ lb/gal})(0.005 \text{ lb solids/lb sludge})}{2.8 \text{ lb/sq ft/day}} \\
 &= \frac{22,900 \text{ lb solids/day}}{2.8 \text{ lb/sq ft/day}} \\
 &= \underline{\underline{8,200 \text{ sq ft}}}
 \end{aligned}$$

Note that some, but not all, of the solids would be able to concentrate to higher degrees.

The batch thickener volume would have to hold at least a day's sludge flow or 550,000 gal (73,300 cu ft). Hence a minimum depth of  $73,300/8200 = 9$  ft can be considered. At 4 per cent solids, the sludge would occupy only 1.1 ft at the bottom of the tank. Because of the influence of depth on settling velocity portrayed in Figure 3 and because there would be no adverse effects of retaining sludge for long periods of time, it would be desirable to be able to retain thickened sludge for several days. Use of a 12 ft depth would allow 3 days thickened sludge storage. Use of the 12 ft depth would also provide sufficient volume to retain the feed sludge on the maximum day. However, a lower degree of consolidation would be achieved at the higher flow rate because of the higher solids loading.

Continuous Thickener - Because downward transport of solids due to sludge removal adds significantly to the possible solids flux, a more economical design can be achieved by use of a continuous thickener. Operating line 1 drawn as a tangent to the flux curve from 4 per cent on the abscissa in Figure 4 illustrates that, with a 4 percent underflow concentration, the limiting solids flux is 20 lb/sq ft/day. Hence the required area for thickening is

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{M}{G_L} \\
 &= \frac{22,900 \text{ lb/day}}{20 \text{ lb/sq ft/day}} \\
 &= \underline{\underline{1140 \text{ sq ft}}}
 \end{aligned}$$

On the basis of the depth dependence shown in Figure 3, about 4 ft of sludge depth should be provided. Unfortunately, a more rational quantitative method of estimating the necessary depth is not yet available. Most commonly, depth might be established by the need to retain solids during brief periods of overload. This was not a factor in the present design.

It must be remembered that only thickening is considered here and that the depth required for clarification must be added to the 4 ft needed for thickening. Also if the area required for clarification exceeds 1140 sq ft (corresponding to a surface loading of 480 gpd/sq ft) then the larger area should be used.

From a mass balance on solids, or by use of Equation 5, the sludge removal rate for achieving 4 percent thickness sludge would be 47.5 gpm and the daily volume of thickened sludge would be 69,000 gal.

Alternative designs to accomplish different degrees of thickening can be readily considered. This is done by striking tangents to the flux curve from various underflow concentrations and proceeding with calculations as illustrated above. Results, which serve as a basis for selecting the optimum thickener size based on the cost and degree of sludge consolidation achieved, are shown in Figure 5.

The batch flux curve also provides a convenient means for determining the continuous thickener performance during periods when loading is greater

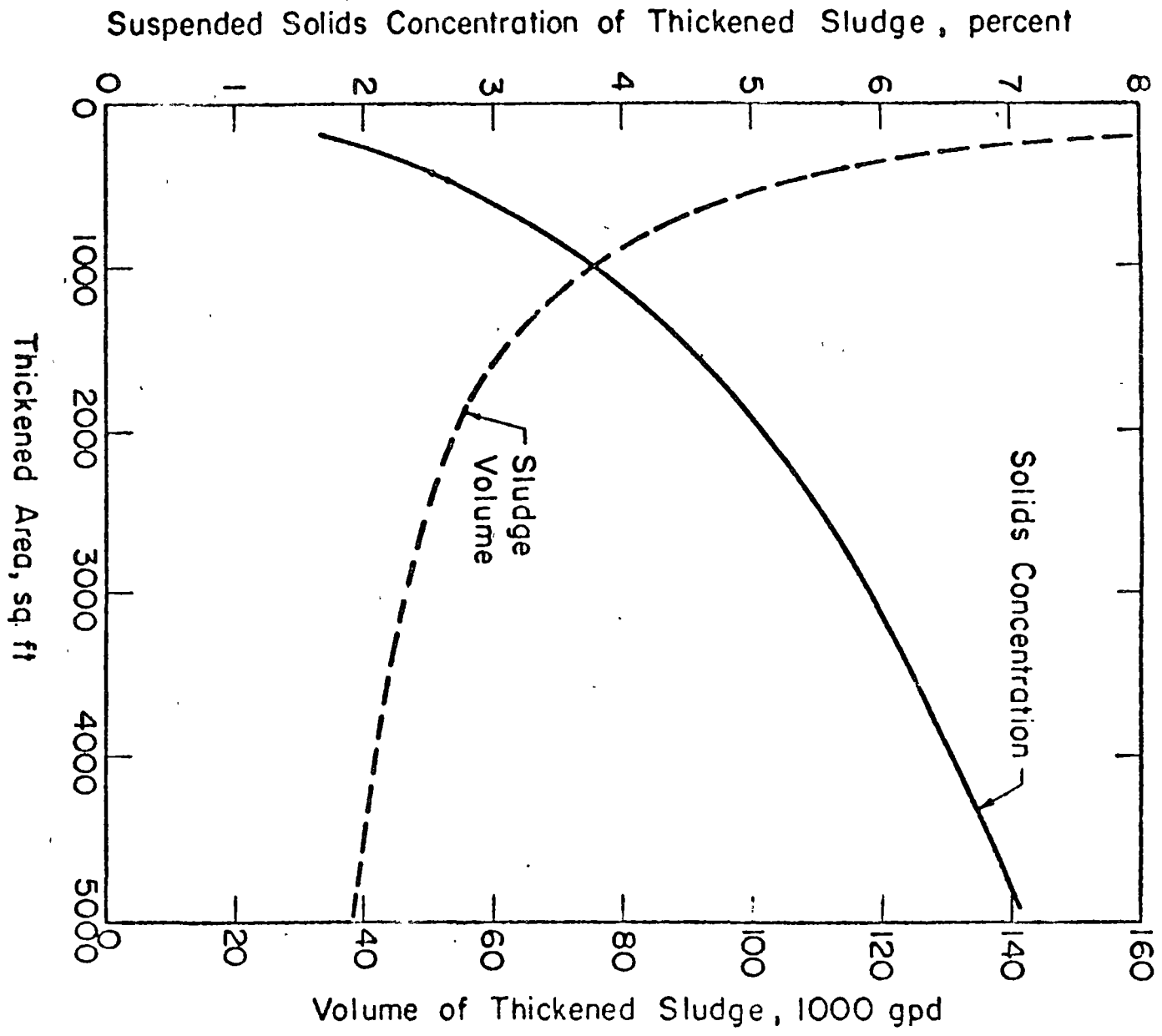


Figure 5. Design Alternatives for Continuous Thickener

or less than the design loading. Presume for example, that a 1140 sq ft thickener is provided in order to achieve 4 percent thickened sludge at average flow conditions. How will the thickener perform under conditions of maximum loading (700,000 gpd at 5000 mg/l = 29,200 lb solids/day)? If 11 solids are transmitted to the bottom of the thickener, the solids flux will be

$$\begin{aligned}
 G &= \frac{M}{A} \\
 &= \frac{29,200 \text{ lb/day}}{1,140 \text{ sq ft}} \\
 &= \underline{25.6 \text{ lb/sq ft/day}}
 \end{aligned}$$

The resulting underflow solids concentration can be determined as illustrated by operating line 2 in Figure 4. It is seen that a 3.5 percent thickened sludge concentration will result. The thickened sludge volume will be 100,000 gpd, and the rate of sludge removal must be increased to 70 gpm if solids loss over the effluent weir is to be avoided. If these results for the period of maximum loading are unsatisfactory, the design should be modified by increasing the thickener area to decrease the maximum solids loading on the thickener. If this change is made, performance during average loading conditions will improve.

In a similar fashion, it can be shown that with the 1140 sq ft thickener, the thickened sludge concentration at the lowest loading (450,000 gpd at 5000 mg/l = 18,800 lb solids/day) will be 5 percent.

## NOTATION

The following symbols apply:

- $A$  = area of thickener  $L^2$   
 $c$  = concentration of suspended solids,  $M/L^3$ ;  
 $c_i$  = suspended solids concentration in layer  $i$ ,  $M/L^3$ ;  
 $c_L$  = suspended solids concentration of layer with minimum capacity for transmitting solids,  $M/L^3$ ;  
 $c_o$  = suspended solids concentration of thickener feed,  $M/L^3$ ;  
 $c_u$  = underflow suspended solids concentration from settling thickener,  $M/L^3$ ;  
 $G$  = solids flux,  $M/L^2/T$ ;  
 $G_B$  = solids flux in batch thickener,  $M/L^2/T$ ;  
 $G_C$  = solids flux in continuous thickener,  $M/L^2/T$ ;  
 $G_L$  = limiting solids handling capacity,  $M/L^2/T$ ;  
 $Q_o$  = thickener feed rate,  $L^3/T$ ;  
 $Q_u$  = thickener underflow rate,  $L^3/T$ ;  
 $u$  = average bulk downward velocity in thickener caused by sludge removal,  $L/T$ ;  
 $v_i$  = settling velocity of sludge with suspended solids concentration  $c_i$ ,  $L/T$ ; and  
 $v_L$  = settling velocity of layer with limiting solids handling capacity,  $L/T$ .

## REFERENCES

Dick, R. I. and Ewing, B. B., "Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories," Journal Sanitary Engineering Division American Society of Civil Engineers, 93, SA4, 9-29 (1967).

Dick, R. I., "Role of Activated Sludge Final Settling Tanks," Journal Sanitary Engineering Division American Society of Civil Engineers, 96, SA2, 423-436 (1970a).

Dick, R. I., "Discussion of Low Temperature Activated Sludge Settling by S. C. Reed and R. S. Murphy," Journal Sanitary Engineering Division American Society of Civil Engineers, 96, sa2, 638-641 (1970b)

Vesilind, P. A., "The Influence of Stirring in the Thickening of Biological Sludge," Thesis presented to the University of North Carolina at Chapel Hill, North Carolina, in partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Philosophy, (1968a).

Vesilind, P. A., "Discussion of Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories by R. I. Dick and B. B. Ewing," Journal Sanitary Engineering Division, ASCE, 94, SA1, 185-190, (1968b).

Yoshioka, N., Hotta, Y., Tanaka, S., and Tsugami, S., "Continuous Thickening of Homogeneous Flocculated Slurries," Chem. Eng. (Tokyo). 21:66-74, (1957).

## C R I B A D O

Es un proceso usado en:

- (1) Obras de toma en los abastecimientos de agua
- (2) Obras de tratamiento de aguas residuales
- (3) Antes de la descarga de aguas residuales en aguas receptoras
- (4) En la recuperación y en la reutilización de aguas residuales de las industrias, junto con coagulación

Tomando en cuenta la magnitud de las aberturas, el proceso de cribado puede llevarse a cabo mediante

Rejas

Rejillas

Cribas

Microcribas

Las finalidades del proceso pueden ser muy diversas, pero puede decirse que las rejas y rejillas se usan para proteger mecanismos tales como las bombas. Las cribas y cribas finas se usan para impartir tratamiento primario a las aguas de desecho en los casos en que se cuenta con poco espacio.

Las microcribas se usan para mejorar la calidad del agua en los abastecimientos, por remoción del plankton. También en la reutilización del agua en las industrias, con coagulación previa, tal como se aplican a las "aguas blancas" de las industrias del papel.

## REJAS

Para obras de tratamiento de aguas negras

Para proteger a las bombas de los daños que pueden causar a las basuras tales como palos, garras de tela, etc., deben ser tan cerradas que puedan atrapar esas basuras, pero tan abiertas que permitan el paso de excrementos y papel de

excusado.

Se colocan antes de los desarenadores o antes de los sedimentadores. (Antes de las bombas).

Para limpieza manual se prefieren separaciones de barras de 5 cms y mayores, con inclinaciones de 1:1, 1:2, ó 1:3, con lo cual se aumenta la superficie de cribado y se facilita la limpieza.

No debe asentarse arena en el canal en que se alojan, para lo cual la velocidad debe ser de 0.60 m/seg o mayor. Pero la velocidad entre rejas debe ser menor de 0.75 m/seg para que no pase lo atrapado.

En los casos de limpieza mecánica, las aberturas deben ser de 2.5 a 5.0 cms, y las inclinaciones mayores de las establecidas anteriormente.

Aún cuando la estructura en que se alojan lleva el nombre de canal, el tirante y la velocidad no están regidos por paredes y fondo, sino por un vertedor proporcional colocado al final del desarenador.

En esa forma, el funcionamiento hidráulico es más bien como el de un tanque alargado.

#### Ejemplo

Cálculo del canal de rejas para una planta de tratamiento de aguas negras

Gastos en l/s	Presente	Futuro
Mínimo	75	100
Medio	147	221
Máximo	294	442

Velocidad en el canal 0.60 m/seg

Velocidad entre rejas 0.75 m/seg

Limpieza manual; rejas a 30° con la horizontal; se proyectarán 3 unidades, cada una para un gasto de 147 l/s.



$$\text{Area transversal del canal} = \frac{0.147}{0.60} = 0.245 \text{ m}^2$$

Como tanteo, suponer un tirante de 0.55 m

$$\text{Ancho} = \frac{0.245}{0.55} = 0.445 \text{ m}$$

$n$  = número de espacios

$(n - 1)$  = número de barras

Espacio entre barras 0.005 m

$$0.445 = n (0.05) + (n - 1) (0.005)$$

$$n = 8.5 \text{ espacios}$$

Aceptando 8 espacios y 7 barras

$$8 \times 0.050 = 0.400$$

$$7 \times 0.005 = 0.035$$

---


$$0.435 = \text{ancho}$$

$$\text{Tirante} = \frac{0.245}{0.435} = 0.562 \text{ m}$$

$$\text{Area entre rejas (total)} = 8 \times 0.05 \times 0.562 = 0.225 \text{ m}^2$$

$$\text{Velocidad horizontal entre rejas} = \frac{0.147}{0.225} = 0.66 \text{ m/s}$$

Aceptable

Pérdida de carga entre rejas.

Se aplicó la fórmula de Kirschmer, tomada del Elements of Water Supply and Waste Water Disposal, p 309, con un coeficiente  $K = 2.42$  para barras de sección rectangular y aristas "afiladas" o "vivas" obteniéndose una pérdida de carga insignificante.

No se muestran esos cálculos, porque corresponden a rejas limpias, lo cual será excepcional.

Se supuso una pérdida de 10 cms suponiendo aseo constante con algo de obstrucción.

## Rejillas

Para obras de toma de abastecimiento de agua y para tratamiento de aguas negras. Aberturas de 2.5 a 5.0 cms. En algunos casos, menores, hasta de  $\frac{1}{2}$ ". Apropriadas para limpieza mecánica.

En las obras de toma para abastecimiento de agua de canales y ríos, pueden tener inclinaciones de 3 a 6 m vertical, a uno horizontal.

La pérdida de carga en rejillas limpias, puede estimarse mediante la fórmula de Kirschmen

$$h = \beta \left( \frac{w}{b} \right)^{4/3} h_v \text{sen } \theta$$

$h$  = pérdida de carga en metros

$h_v$  = carga de velocidad en metros, calculada a partir de la velocidad media geométrica de la velocidad horizontal entre rejas, y su componente perpendicular a las rejas.

$w$  = ancho máximo de las barras o rejas

$b$  = abertura mínima entre barras

$\theta$  = ángulo de inclinación con la horizontal

$\beta$  = factor de forma

= 2.42 para barras de sección rectangular y aristas vivas

= 1.79 para barras de sección circular

= 0.76 para barras de sección en forma de gota

Ejemplo:

$v$  = 0.465 m/seg

$w$  = 0.005 m

$b$  = 0.06 m       $h$  = 0.0006 m

$\theta$  = 30°

$\beta$  = 2.42

Cribas y Microcribas:

De tela de alambre de acero inoxidable

Calibre	Diámetro del alambre en mm	Abertura entre alambres en $\mu$
18 o 16	1.20 ó 1.6	3020 ó 3610
28	0.3700	640
37	0.1720	335
39	0.1270	185
44	0.1016	110
45	0.0711	87
47	0.0508	76

Microcriba

Marca II	-----	65
49	0.0305 -----	53

Microcriba

Marca I	-----	35
---------	-------	----

Microcriba

Marca O	-----	23
---------	-------	----

Fórmula de Boucher; pérdida de carga en microcribas

H = pérdida de carga en cualquier momento

H<sub>0</sub> = pérdida de carga para un gasto Q, cuando la malla está limpia

H<sub>V</sub> = pérdida de carga para un gasto Q, cuando la malla está sucia a través de la malla cuando ha pasado un volumen V por unidad de área

I = índice medio de filtrabilidad efectiva del agua. El índice se mide con el dispositivo de Boucher. I varía desde 0.1 en corrientes hasta 0.7 para agua del fondo de depósitos usando microcriba marca O.

$$H = H_0 + H_V ; H_V = H_0 e^{IV}$$

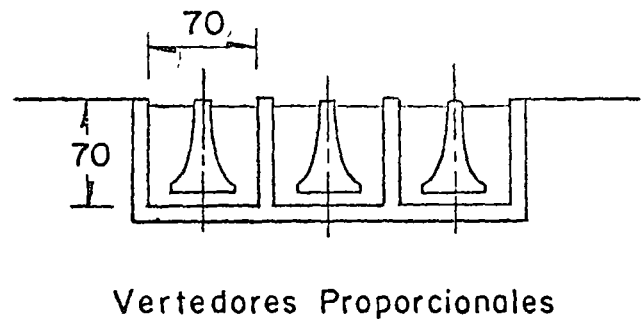
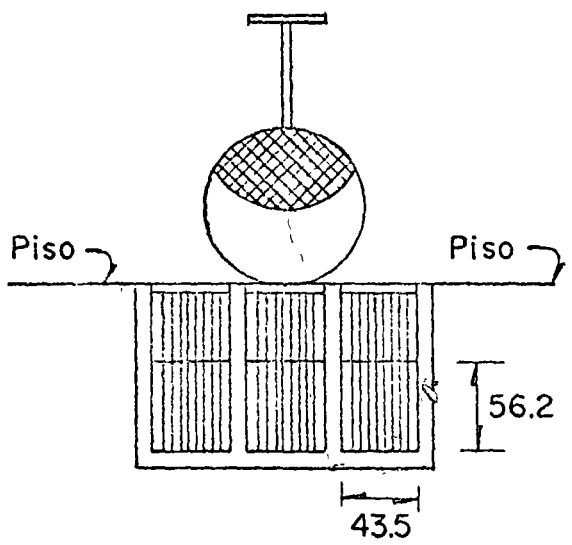
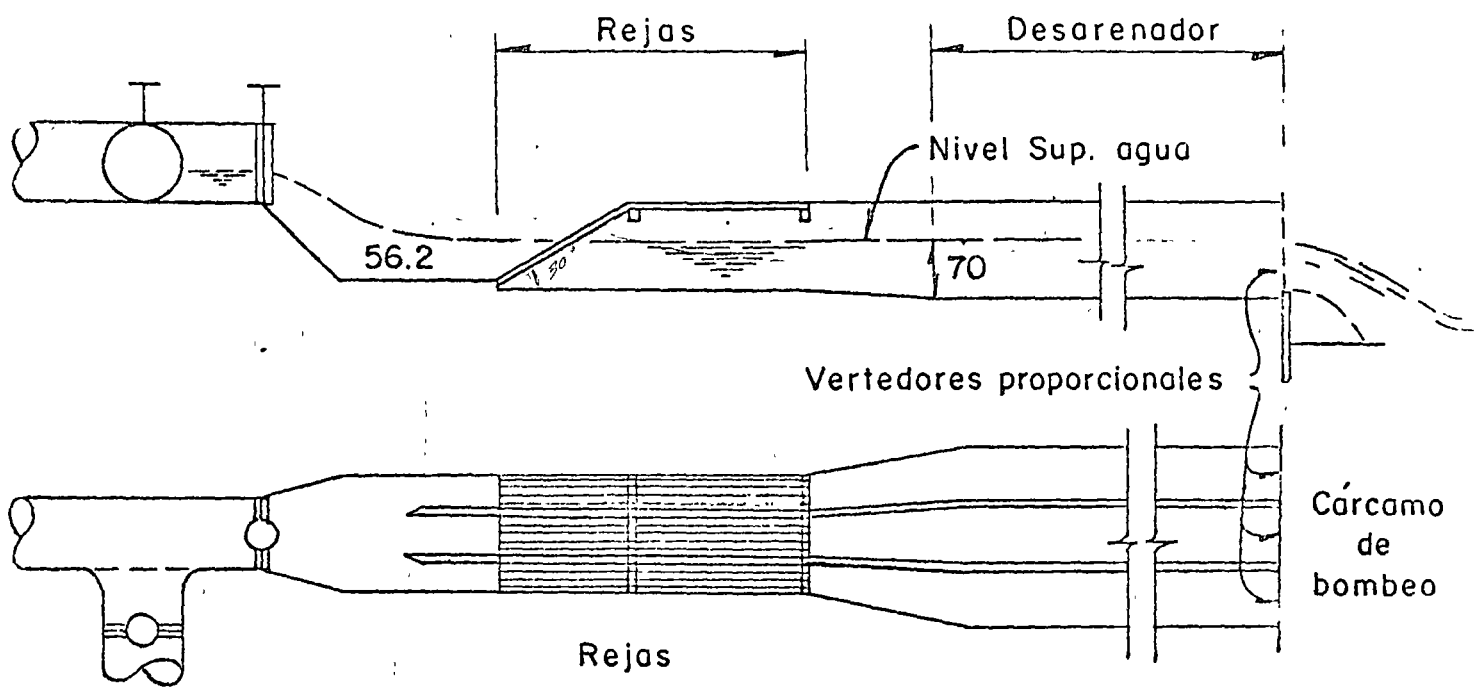
Para más detalles ver:

Paper N° 1, Section 1; Third International Conference on Water Pollution  
Research; Munich, Germany, by L. D. Bowen; J. W. Lovell y D. K. B.  
Thistlethwayte.

En el caso de remoción de sólidos suspendidos se usan con coagulación previa,  
y en ese caso interesa la capacidad de remoción.

Ver

Microstraining Paper Mill Wastewater, Alan E. Rimer, Journal, W. P. C. F.  
Julio de 1971. pp. 1528 - 1540 .



CANAL DE REJAS, DESARENADOR Y VERTEDORES PROPORCIONALES

# DESARENACION

1. Puntos previos
  - 1.1 Viscosidad
  - 1.2 Parámetros. Su significado
  - 1.3 Teorema de Buckingham
  - 1.4 Número de Reynolds
2. Sedimentación de partículas separadas
  - 2.1 Descripción
  - 2.2 Fuerza que provoca la caída de una partícula en el seno de un líquido
  - 2.3 Resistencia que opone el líquido
  - 2.4 Equilibrio de las dos fuerzas
3. Ley de Stokes, y una fórmula para grandes valores de  $R$  .
  - 3.1 Uso de gráficas. Ejemplo
  - 3.2 Sedimentación retardada de partículas discretas
  - 3.3 Sedimentación de partículas separadas. Flujo continuo
4. Proyecto de un desarenador

1. Puntos previos

1.1 Viscosidad

Ver "Fluid Mechanics and Hydraulics", Pág. 2. Serie Schaum

$\mu$  = Viscosidad dinámica

Dimensiones  $ML^{-1} T^{-1}$

En el sistema c g s, la unidad de viscosidad es el poise

$$\text{poise} = \frac{\text{gramo masa}}{(\text{cm})(\text{seg})}$$

$$\text{poise} = \frac{\text{dina seg}}{\text{cm}^2}$$

Si  $\rho$  es la masa de la unidad de volumen de un fluido,  $\frac{\mu}{\rho} = \nu$  = viscosidad cinemática.

Dimensiones de  $\nu$ ;  $L^2 T^{-1}$

En el sistema cgs;  $\frac{\text{cm}^2}{\text{seg}}$

1.2 Parámetros. Su significado

Parámetro es una constante cuyo valor varía con las circunstancias de su aplicación. Cuando el parámetro varía, se convierte en una función de las circunstancias.

También parámetro es una base de comparación. Por ejemplo, en la ecuación del círculo, el radio es una constante para un círculo determinado; pero varía de círculo a círculo, y en ese caso es un parámetro que nos sirve de base de comparación de un círculo con otro. En el ejemplo propuesto, el parámetro tiene un significado geométrico y visual.

Existen parámetros que no tienen significación geométrica, pero sí son valores que caracterizan a un conjunto de circunstancias de un fenómeno, y sirven como base de comparación, cuando hay cambios de las -

circunstancias que determinan el fenómeno.

Por ejemplo, el número de Reynolds es un parámetro que caracteriza a muchos fenómenos físicos, tales como el escurrimiento en tubos, sedimentación, filtración, etc., y sirve de base de comparación de esos fenómenos, cuando varían las circunstancias de temperatura, velocidad, viscosidad, etc. de los objetos que se estudian.

A los parámetros también se les llama variables subsidiarias.

Un parámetro puede tener dimensiones, o puede ser adimensional.

### 1.3 Teorema de Buckingham

Ver "Fluid Mechanics and Hydraulics", Serie Schaum, pág. 57, Probl. 13

Cuando se tienen cuatro o más variables físicas, se pueden organizar en un número mínimo de grupos adimensionales, para establecer con ellas una ecuación. A esos grupos adimensionales se les llama: términos  $\pi$ .

En forma matemática, si hay  $n$  variables físicas  $q_1, q_2, \dots, q_n$ , y hay  $k$  dimensiones fundamentales, entonces

$$f_1(q_1, q_2, q_3, \dots, q_n) = 0$$

Esta expresión puede ser reemplazada por la ecuación

$$\phi(\pi_1, \pi_2, \pi_3, \dots, \pi_{n-k}) = 0$$

en donde cualquier término  $\pi$  depende de no más de  $(k + 1)$  variables físicas  $q$ , y cada uno de los términos  $\pi$ , son independientes, adimensionales y funciones monómicas de las variables  $q$ .

Estudiar "Procedimiento" y "Relaciones Útiles", en "Fluid Mechanics and Hydraulics" Schaum, pág. 58



#### 1.4 Número de Reynolds

Ver problema 3, Cap. 5, Fluid Mechanics and Hydraulics. Schaum, pág 54

$$R = \frac{vL}{\nu} ; \nu = \frac{\mu}{\rho}$$

## 2. Sedimentación de partículas separadas en medio líquido estacionario.

### 2.1 Descripción

Cuando una partícula cae en el seno de un líquido, la fuerza que provoca la caída es la gravedad, afectada por la disminución de peso debida al desplazamiento de un volumen de líquido igual al volumen de la partícula.

Si el líquido no fuera viscoso, la caída sería acelerada.

La viscosidad opone resistencia a la fuerza que provoca la caída.

En los primeros instantes, la velocidad de caída aumenta, pero ese aumento causa un aumento en la resistencia, hasta que llega el momento en que la resistencia iguala a la fuerza de caída, alcanzándose así, el equilibrio de las dos fuerzas. Desde ese instante en adelante, la partícula cae con una velocidad constante.

### 2.2 Fuerza que provoca la caída de una partícula en el seno de un líquido en reposo

$F_I$  = fuerza que causa la caída

$\rho$  = masa de la unidad de volumen del líquido

$\rho_s$  = masa de la unidad de volumen de la partícula

$V$  = volumen de la partícula

$$F_I = V\rho_s g - V\rho g = (\rho_s - \rho) Vg$$

### 2.3 Resistencia que opone el líquido

$F_D$  = Resistencia que el líquido opone a la caída de la partícula

Ver problema 16, Cap. 5, pág. 59 de la serie "Fluid Mechanics and Hydraulics"; Schaum.

$$F_D = C_D \rho A_C \frac{v^2}{2} , \text{ en donde}$$

$C_D$  = Coeficiente de arrastre o coeficiente de Newton

### 3. Ley de Stokes

Si en la expresión (1) se reemplaza  $C_D$  por su valor  $\frac{24}{R}$ , que sólo se verifica para valores de  $R < 0.5$ , entonces

$$v_s = \sqrt{\frac{4gR(\rho_s - \rho)}{(3)(24)\rho} d}$$

$$\text{Como } R = \frac{v_s d \rho}{\mu}$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4g}{(24)(3)} \frac{v_s d \rho}{\mu} \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho}\right) d} = \sqrt{\frac{1}{18} g \frac{v_s d^2}{\mu} (\rho_s - \rho)}$$

$$v_s^{1/2} = \sqrt{\frac{1}{18} g \frac{d^2}{\mu} (\rho_s - \rho)}$$

Como  $\mu = \nu \rho$ ; en donde  $\nu$  es la viscosidad cinemática

$$v_s = \frac{1}{18} g d^2 \frac{\rho_s - \rho}{\nu \rho}$$

Si  $S_s$  es la gravedad específica de la partícula, y  $S_s \doteq \frac{\rho_s}{\rho}$

$$\boxed{v_s = \frac{1}{18} g d^2 \frac{(S_s - 1)}{\nu}}$$

Ley de Stokes

Importante. Cierta sólo para valores de  $R < 0.5$ .

Si en la ecuación (A) se pone el valor de  $C_D \doteq 0.4$  que corresponde a un ámbito de  $R$ :

$$10^3 < R < 10^4, \text{ (flujo turbulento)}$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{0.4} (S_s - 1) d}$$

$$v_s = \sqrt{3.3 g (S_s - 1) d} \quad \text{Newton}$$

A la vista de las dos fórmulas, se vé que hay un ámbito de R para el cual ninguna de las dos fórmulas es válida. En los casos de desarenación que se presentan en el tratamiento de aguas residuales, con el objeto de proteger los equipos de bombeo, es necesario eliminar partículas de arena de 0.2 mm de diámetro y mayores. La dificultad está en que ~~esas~~ en esas circunstancias, los valores de R caen precisamente en el ámbito para el cual no son válidas esas fórmulas, y es difícil, para ese ámbito, establecer fórmulas como las deducidas.

A pesar de ello, se han elaborado fórmulas que con bastante aproximación llenan, por partes, ese ámbito, tales como las de Allen y las "modificadas de Allen", que aparecen en el Journal AWWA de abril de 1956, pp. 437 a 448 en un estudio comparativo de P. H. McGauhey.

La otra forma de abordar el problema consiste en el uso de gráficas como las que aparecen en "Water and Waste Water Engineering", Vol. 2; Fair, Geyer, Okun, o como la que a continuación se adjunta con un ejemplo.

Ejemplo:

Encontrar la velocidad de asentamiento, en agua cuya temperatura es 20°C, de partículas esféricas de 0.2 mm de diámetro y cuya  $S_s = 2.65$ . Haciendo uso de la gráfica:

$$v_s \doteq 2.75 \text{ cm/seg}$$

Si se calcula el valor de R.

$$R = \frac{v_s l}{\gamma} = \frac{2.75 \times 0.02}{1.01 \times 10^{-2}} = 5.5$$

Se nota que efectivamente, el valor de R se sale del ámbito de valores para el cual las dos fórmulas (Stokes y Newton) son válidas.

F L O T A T I O N

By Dr. Robert B. Banks

Profesor Extraordinario  
Division of Higher Studies  
Faculty of Engineering  
National Autonomous University of Mexico

Presented at a Course on  
ENVIRONMENTAL ENGINEERING  
National Autonomous University of Mexico  
September 20 - 25, 1971

# FLOTATION

by Dr. Robert B. Banks

## 1.0 INTRODUCTION

1.1 Definition. Flotation is a unit operation utilized in the separation of solid or liquid particles from a continuous liquid phase. This operation is accomplished by the introduction of very small air bubbles at the bottom of a tank containing a process liquid. As these bubbles slowly rise they adhere to or are trapped by solid particles suspended in the liquid. Buoyant forces created by the bubbles cause the suspended matter to rise to the liquid surface from which it is removed by a skimming process.

1.2 Types of Flotation. Surveying the technical literature, we find that the word "flotation" has two quite different definitions. To avoid confusion, let us identify these.

- a) Froth flotation. This operation, widely used in the mineral process industry, features the introduction of air at atmospheric pressure near the bottom of a tank containing a process liquid. Mechanical mixers create a violent agitation in the tank. With the introduction of proper chemicals, the froth created by this intense mixing produces a desired separation of minerals. This type of flotation is not of present interest to us and will not be considered further.
- b) Dissolved air flotation. This operation features the release of a gas from its dissolved state to a bubble state due to a sudden reduction in pressure in a pressurized liquid flow. The very small bubbles thus produced attach themselves to particles suspended in the liquid and together rise slowly to the surface. This type of flotation is the one which we shall now examine.

1.3 Mechanics of Flotation. The precise mechanics of dissolved air flotation are certainly not understood entirely at the present time. It is obvious that much additional research on the phenomenon is needed to acquire more complete information for design purposes. We do know that Archimedes principle is the basic one in this operation. The utilization of small gas bubbles causes a force of buoyancy to move suspended particles upwards. In fact, some types of suspended materials, with densities slightly greater than water, and hence with slight tendencies to sink, are more easily removed by flotation than by sedimentation. We know also that Stokes law, with modifications yet to be developed, governs the phenomenon.

The actual attachment of the bubbles to the suspended matter appears to be of two basic types:

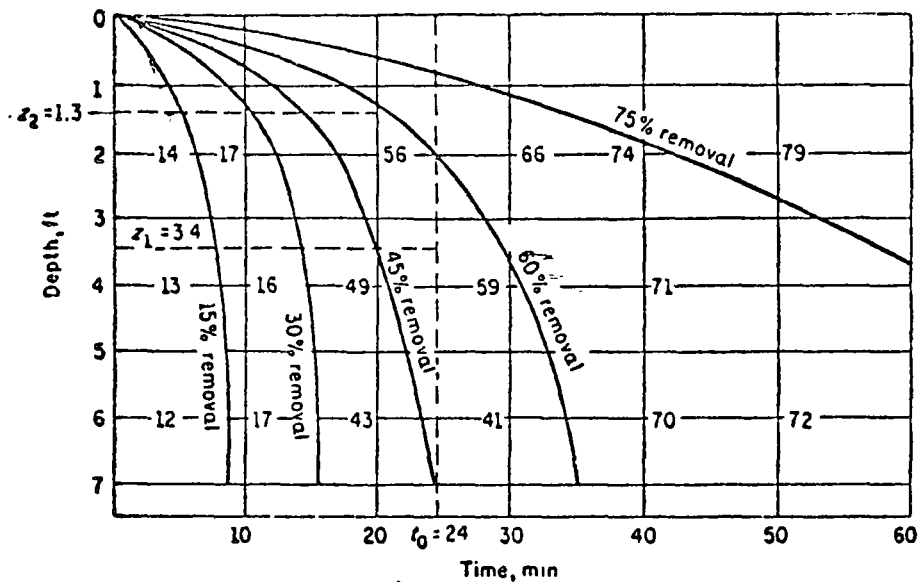
- a) Trapping. This is the manifestation of a bubble being physically captured by a floc structure. In fact, chemicals are usually added to the influent to create a floc to enhance such trapping. Such chemicals include aluminum sulfate, ferric chloride, and activated silica.

F L O T A T I O N

By Dr. Robert B. Banks

Profesor Extraordinario  
Division of Higher Studies  
Faculty of Engineering  
National Autonomous University of Mexico

Presented at a Course on  
ENVIRONMENTAL ENGINEERING  
National Autonomous University of Mexico  
September 20 - 25, 1971



(Note. Numbers plotted represent fraction removed based on settling column analysis. Percentage removal curves are interpolated using this data.)

Using the settling trajectories determined by the settling column analysis in the above figure, find the overall removal for a settling basin 7 ft deep with an overflow rate  $v_o$  of  $7/24$  ft/min.

#### Solution

1. From the figure, 45% of the particles will have settling velocities not greater than  $7/24$  ft/min.
2. Using 15% increments, it can be seen that an additional  $60 - 45 = 15\%$  of the particles will have an average settling velocity  $v_s \geq 3.4/24$  ft/min and a second  $75 - 60 = 15\%$  will have an average settling velocity  $\geq 1.3/24$  ft/min. The next increment will have a negligible velocity and will therefore be neglected.
3. The removal ratio of each percentage of particles considered to have a certain characteristic in  $v_s/v_o$  as stated previously.
4. The overall removal in percent is therefore:

$$R = 45 + (3.4/7.0) (60 - 45) + 1.3/7.0 (75 - 60) = \underline{\underline{55\%}}$$

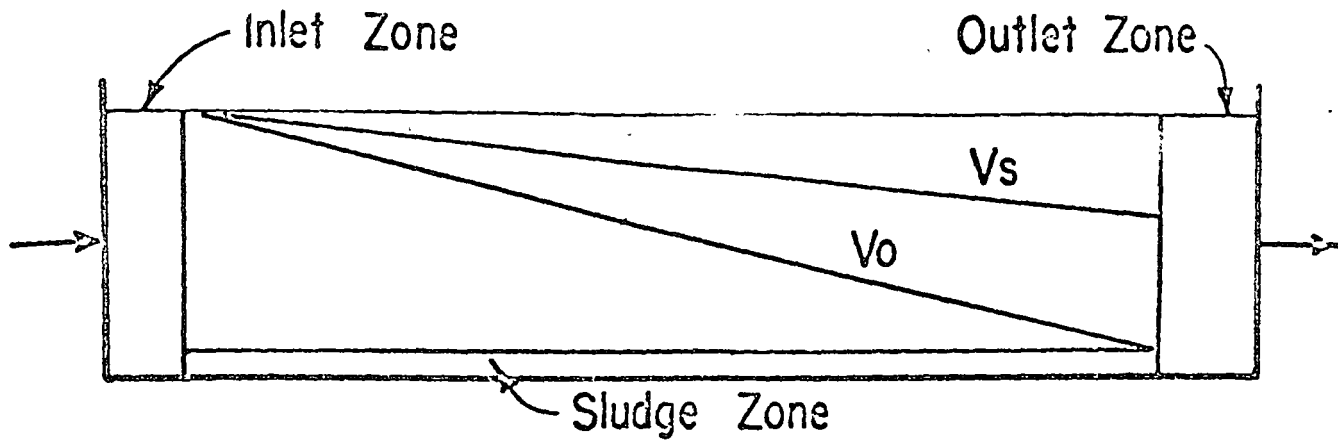


Figure 1

Discrete Particle Settling

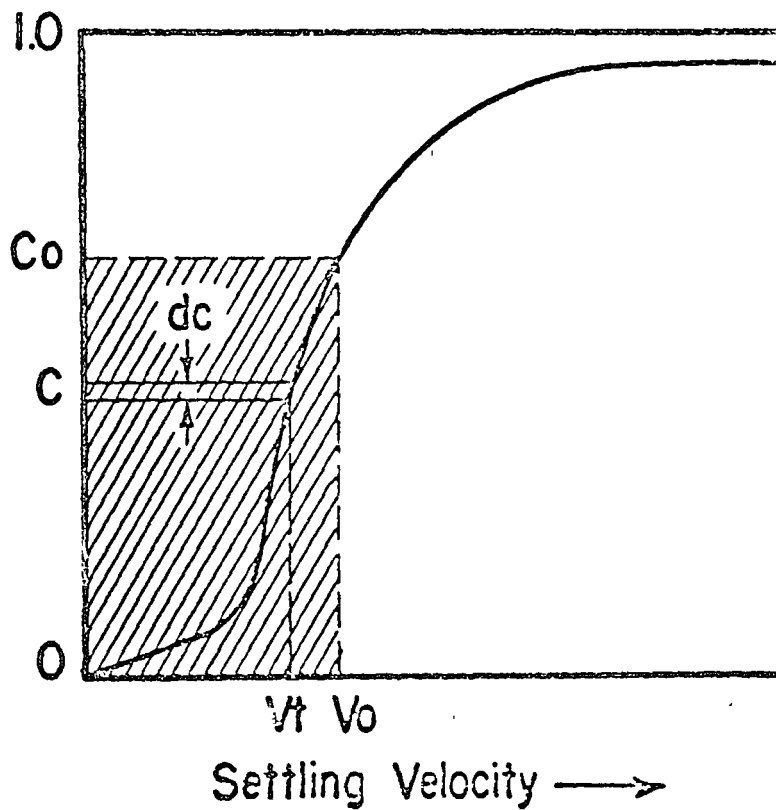


Figure 2

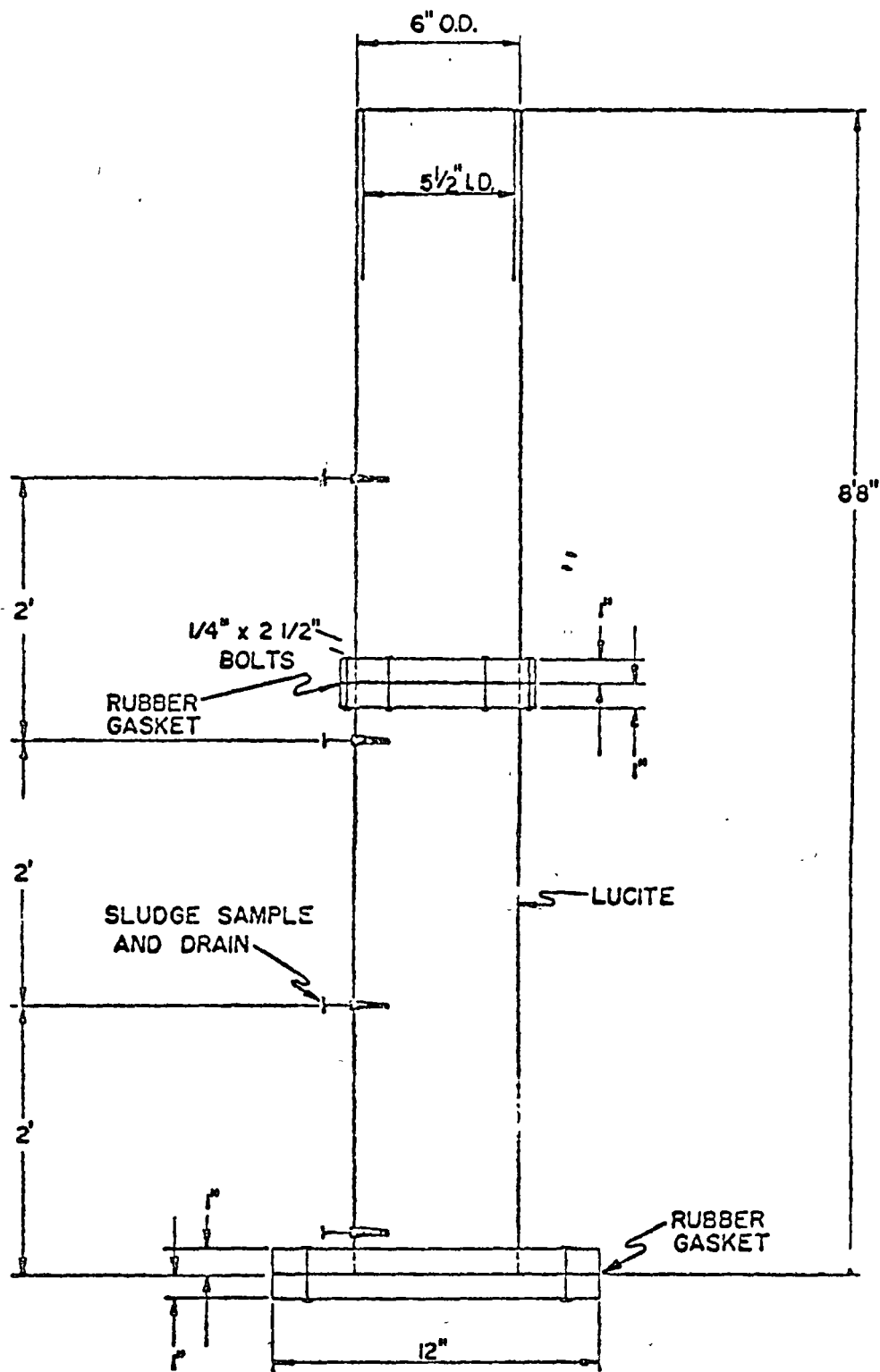
Settling-Velocity Analysis Curve for Suspension of Nonflocculating Particles





Figure 3

Flocculant Particle Settling



SETTLING COLUMN

Figure 4



$A_C$  = área proyectada de la partícula en un plano horizontal

$C_D$  =  $K(R)$  o  $C_D$  es función de  $R$ .

Para partículas esféricas

$$\text{Si } 10^{-3} < R < 1; C_D = \frac{24}{R}$$

$$1 < R < 10^4; C_D = \frac{24}{R} + \frac{3}{\sqrt{R}} + 0.34$$

$$\text{Para } 10^3 < R < 10^4; C_D = 0.4$$

En general,  $C_D$  es una función discontinua de  $R$ .

Ver valores de  $C_D$  en función de  $R$  en el diagrama "F", pág. 263 de "Fluid Mechanics and Hydraulics", Serie Schaum.

2.4 Equilibrio de las dos fuerzas  $F_D$  y  $F_I$ .

En equilibrio,  $F_D = F_I$

$$\frac{1}{2} C_D \rho v_s^2 A_C = (\rho_s - \rho) g V$$

$$v_s = \sqrt{\frac{2g(\rho_s - \rho)V}{C_D \rho A_C}}$$

Para partículas esféricas,  $V = \frac{\pi d^3}{6}$

$$A_C = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\frac{V}{A_C} = \frac{2}{3} d$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \frac{(\rho_s - \rho)}{\rho} d} \dots \dots \dots (1)$$

Si  $S_s$  = Gravedad específica de la partícula =  $\frac{\rho_s}{\rho}$

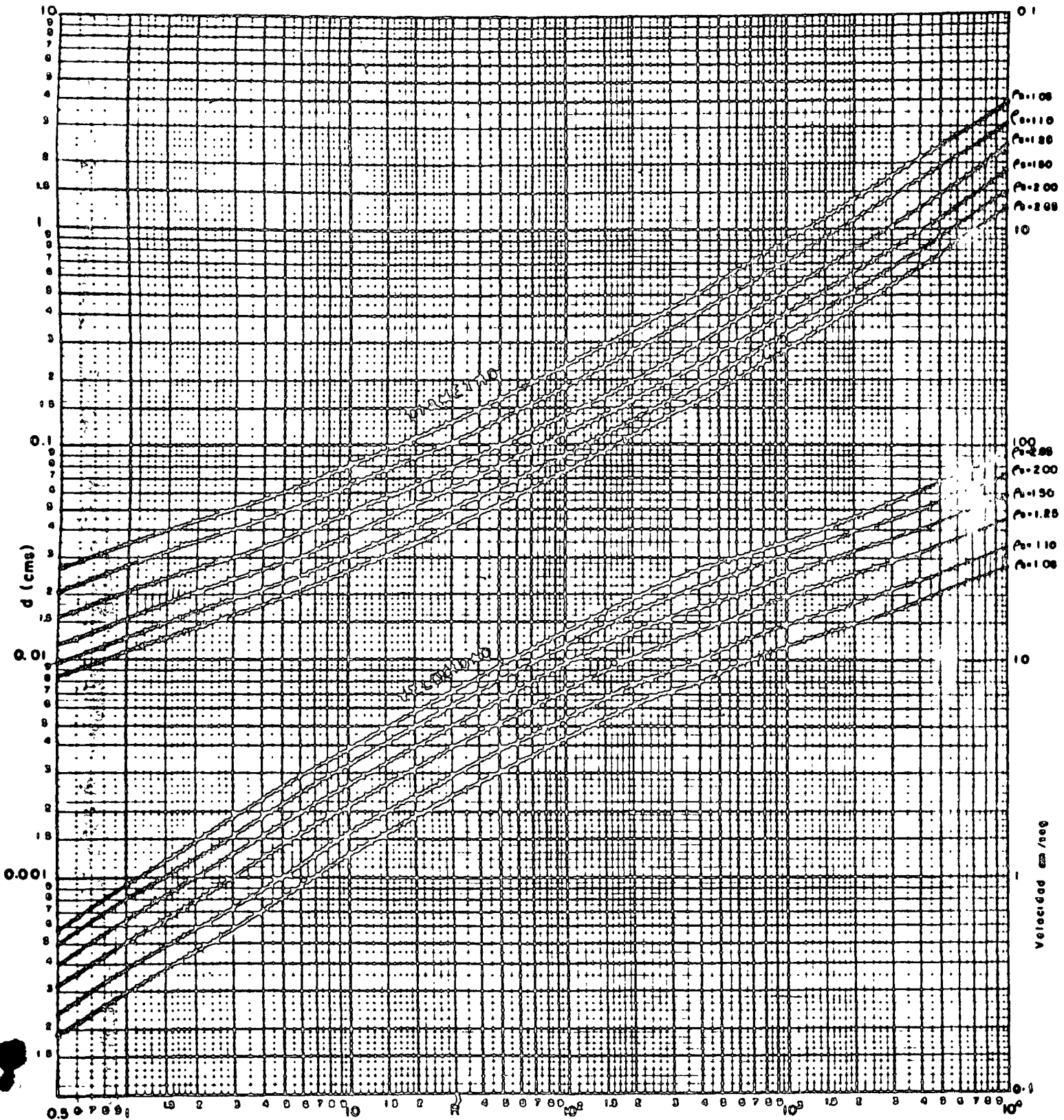
$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} (S_s - 1) d} \dots \dots \dots (A)$$

# GRAFICA 10/2 PARA DETERMINAR EL DIAMETRO Y VELOCIDAD DE SEDIMENTACION DE LAS PARTICULAS ESFERICAS

TEMPERATURA DEL AGUA 20.5° C

$$\rho = 980 \text{ cm} / \text{cm}^3$$

$$\mu / \rho = 0.01 \text{ cm}^2 / \text{seg}$$



$$\frac{V}{Q} = \frac{H}{v_s}$$

Si A es el área horizontal del depósito,

$$\frac{A}{Q} = \frac{1}{v_s} \text{ y } v_s = \frac{Q}{A} = C_s \text{ en donde } C_s = \text{carga superficial.}$$

Como en esta última expresión no interviene la profundidad, se concluye que la sedimentación de partículas separadas no depende de la profundidad del depósito.

Lo que se necesita es sólo el requisito de área horizontal, lo cual equivale a -

hacer que el  $t_r = t_s$ .

#### 4. Proyecto de un desarenador

Gastos en lt/seg	Presente	Futuro
Mín.	75	100
Medio	147	221
Máx.	294	442

#### Limpieza manual

Número de unidades (canales). Se proyectarán 3 unidades en total, cada una para un gasto de 147 l/s o sea para el gasto medio presente.

Trabajando 2 unidades en el presente, quedarán cubiertas las variaciones horarias presentes.

Trabajando las 3, quedarán cubiertas las necesidades futuras y sus variaciones.

Velocidad horizontal = 0.30 m/s para que no se sedimente materia orgánica.

Con el fin de proteger el equipo mecánico (bombas) se eliminarán partículas de 0.2 mm y mayores cuya velocidad de asentamiento es de 0.023 m/s para aguas residuales a 20°C.

Por tanto, la carga superficial es de 0.023 m<sup>3</sup>/s/m<sup>2</sup> de área horizontal.

Area horizontal de la zona de sedimentación

$$A = \frac{0.147 \text{ m}^3/\text{s}}{0.023 \text{ m/s}} = 6.40 \text{ m}^2$$

Suponiendo un ancho de 0.70 m

$$\text{Long. de desarebador} = \frac{6.40}{0.70} = 9.15 \text{ m}$$

De acuerdo con lo visto en teoría, el tirante puede ser cualquiera en lo que se refiere a la arena.

Pero para que no se sedimente materia orgánica, la velocidad horizontal se ha fijado en 0.30 m/seg.

Admitiremos una velocidad horizontal de 0.35 m/seg cuando el espacio para arena, esté lleno; y una velocidad horizontal de 0.30 m/s, cuando el espacio destinado a la arena, esté vacío:

$$\text{Area transversal, cuando con arena} = \frac{0.147}{0.35 \text{ m/seg}} = 0.42 \text{ m}^2$$

$$\text{Tirante} = \frac{0.42 \text{ m}^2}{0.70} = 0.60 \text{ m}$$

$$\text{Area transversal, sin arena} = \frac{0.147}{0.30} = 0.49 \text{ m}^2$$

$$\text{Tirante} = \frac{0.49 \text{ m}^2}{0.70 \text{ m}} = 0.695 \approx 0.70 \text{ m}$$

Se proyecta un vertedor proporcional para mantener la velocidad horizontal requerida, cualesquiera que sea el gasto que varía desde 75 hasta 147 l/s.

Se usarán las fórmulas

$$x = b \left( 1 - \frac{2}{11} \arctan \sqrt{\frac{x}{a}} \right)$$

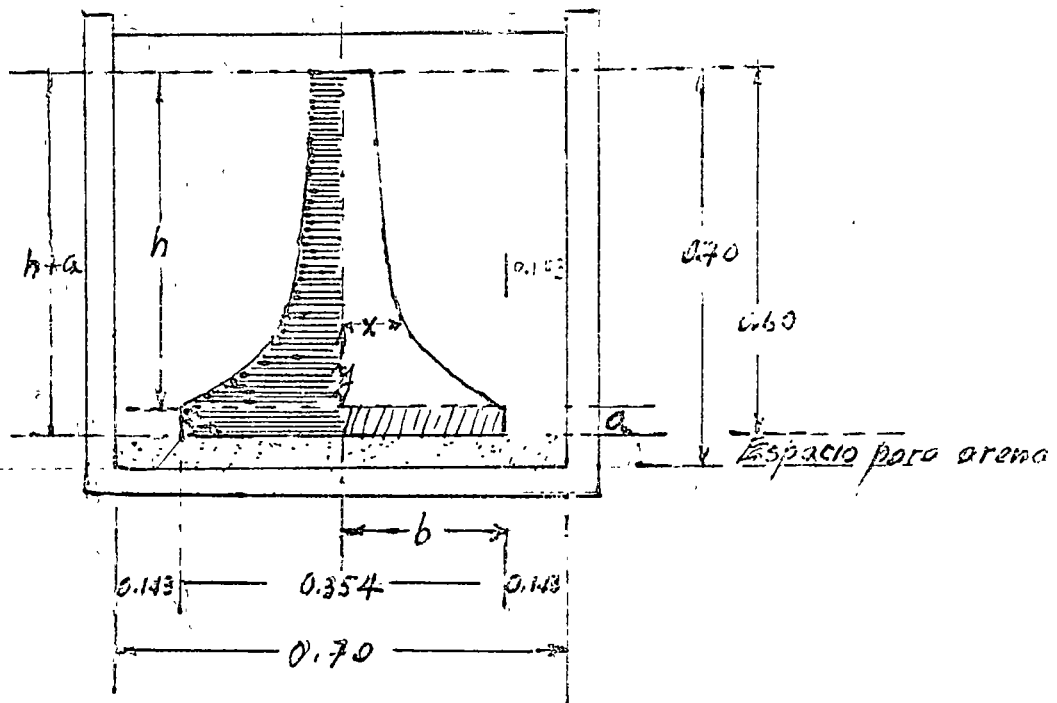
$$q = b \sqrt{2ga} \left( h + \frac{2}{3} a \right)$$

$$q_1 = \frac{2}{3} b \sqrt{2g} \left[ (h+a)^{3/2} - h^{3/2} \right]$$

Ver significado de las literales en el diagrama

$q$  = gasto del área sombreado densamente

$q_1$  = gasto del área con sombra clara. (tirante  $<$  a)



Se procura que  $a \geq 2.5$  cms para que no se obstruya.

$$h + a = 0.60 \text{ m}$$

$$h = 0.575$$

$$h + \frac{2}{3} a = 0.5917$$

$$\text{Gasto} = 0.147 \text{ m}^3/\text{seg}; \quad q = 0.0735 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$q = 0.0735 = b \sqrt{19.6 \times 0.025 \times 0.5917}$$

$$b = 0.177$$

$$2b = 0.354$$

Para trazar la curva del vertedor, se pueden suponer valores de "y" y se calculan las correspondientes de X.



# SEDIMENTATION

Dr. R. E. Speece

## A. DISCRETE SETTLING

1. Types of materials in this classification
2. Characteristics of settling
3. Equations controlling

$$v = (4g (\rho_S - \rho_L) D / 3C_d)^{1/2}$$

$$C_D = 24 / N_{RE}$$

$$N_{RE} = \frac{vD\rho}{\mu}$$

$$v = \frac{g}{18} (\rho_S - \rho_L) \frac{gD^2}{\mu}$$

4. Ideal settling
  - a. Complete removal (size of particles)
  - b. Partial removal (size of particles)
  - c. Total removal

$$= (1 - C_o) + 1/v_o \int_0^{C_o} v dC$$

- 1) Graphical integration

- d. Corrections for field application

5. Laboratory evaluation of design parameters

B. FLOCCULENT SETTLING

1. Types of materials

2. Characteristics of settling

a. Coalescence

b. Effect on velocity

3. Settling column analysis

a. Testing column description

b. Concentration

c. Sampling ports

d. Solids concentration sampling from ports vs time

e. Plotting of results

f. Calculations from plot

g. Correction factors for field installation

4. Zone settling

## C. SEDIMENTATION TANKS

1. Geometry
2. Sludge removal systems
  - a. Vacuum
  - b. Scraper
3. Baffles to prevent short-circuiting
4. Dye studies

## D. DISCRETE SETTLING EXAMPLE BY RICH

A settling analysis is performed on a dilute suspension of nonflocculating particles. The following data are recorded for samples collected at the 4 feet depth.

Settling time - min.	0.5	1.0	2.0	4.0	6.0	8.0
Weight fraction remaining	0.56	0.48	0.37	0.19	0.05	0.02

For a clarification rate equal to  $0.08 \text{ ft}^3/\text{sec}/\text{ft}^2$ , what will be the overall removal?

### Solution

1. Compute the settling velocities of particles settling 4 feet during the stated settling times. Plot the velocities as a function of the fraction of particles remaining and construct a smooth curve through the points.

2. Compute the settling velocity of that size particle, 100 percent of which will just be removed when the rate of clarification is  $0.08 \text{ ft}^3/\text{sec}/\text{ft}^2$ .

3. From the curve, it is found that 0.50 of the particles in the suspension have a settling velocity less than  $0.08 \text{ ft}/\text{sec}$ . The fraction of these particles that will be removed is determined by a graphical integration between 0 percent and 50 percent.

<u>percent included</u>	<u>settling velocity</u>	<u>product</u>
0.04	$0.83 \times 10^{-2}$	$0.33 \times 10^{-3}$
0.04	$1.18 \times 10^{-2}$	$0.47 \times 10^{-3}$
0.08	$1.40 \times 10^{-2}$	$1.12 \times 10^{-3}$
0.08	$1.80 \times 10^{-2}$	$1.44 \times 10^{-3}$
0.08	$2.35 \times 10^{-2}$	$1.88 \times 10^{-3}$
0.08	$3.20 \times 10^{-2}$	$2.56 \times 10^{-3}$
0.06	$4.70 \times 10^{-2}$	$2.82 \times 10^{-3}$
0.04	$6.70 \times 10^{-2}$	$2.68 \times 10^{-3}$
		<u><math>13.30 \times 10^{-3}</math></u>

4. Compute over-all removal

$$X_T = (1 - 0.50) + \frac{13.3 \times 10^{-3}}{8 \times 10^{-2}} = \underline{\underline{0.67}}$$

- b) Adhesion. This kind of attachment is due to the force of interfacial tension and is basically a problem of surface chemistry. The state of the art in this regard is far more advanced and utilized in froth flotation operation than it is in dissolved air flotation.

1.4 Methods of Pressure Reduction. There are two fundamental methods to obtain the pressure reduction required in a dissolved air flotation scheme:

- a) Vacuum flotation. In this kind of operation, the flotation tank is covered and a vacuum is maintained over the liquid surface. The influent, at approximately atmospheric pressure, is introduced at the bottom of the tank. The sudden reduction in pressure on the influent as it enters the tank causes the release of air bubbles. This method of operation has obvious disadvantages: the tank must be absolutely air-tight to maintain the vacuum and the pressure is obviously limited to a theoretical maximum of one atmosphere. Practically speaking, these installations operate at about 25 cm. Hg. gage pressure, that is, at about one-third of an atmosphere reduction.
- b) Pressurized flotation. In a pressurized flotation operation, the flotation tank is exposed to the atmosphere. The influent, under pressure of three to five atmospheres of pressure created by a pump, passes through a pressure-release valve immediately upstream from the tank. The pressure reduction caused by the valve produces the air bubbles. Clearly, there are no vacuum problems with this method of operation nor is there any theoretical upper limit on the magnitude of pressure reduction. Obviously, there are costs for pressurizing the water flow but these are proportional to those costs involved for a vacuum pump or steam ejector in vacuum flotation. It is obvious that pressurized flotation is a much better method of operation.

In practically all cases, air is the gas utilized for bubble production. However, other gases, inert or active, could be used if there were chemical or biological reasons to do so. Also it should be mentioned that flotation tanks, like sedimentation tanks, may be either circular or rectangular in shape. An example of a circular design is shown in Fig. 1.

1.5 Methods of Operation. There are two basic methods for the operation of a dissolved air flotation plant. These are illustrated in Fig. 2 and Fig. 3.

- a) Pressurized influent (Fig. 2). In this method, all or a fraction of the influent is pressurized and saturated with air. The advantage of this method is that the rate of flow through the flotation tank is the same as that of the influent, that is, no liquid is re-cycled. This permits minimum dimensions for the flotation tank. However, there are some disadvantages in this method. If much or all of the influent is pressurized, the floc created by the introduction of chemicals could be destroyed as

the flow passes through the pump. Furthermore, if air is injected into a raw waste, considerably less will be dissolved than if the air were injected into a relatively pure effluent. Eckenfelder and O'Connor ( 3 ) have reported on this topic.\*

- b) Pressurized effluent (Fig. 3). If a fraction of the effluent is re-cycled, pressurized, and saturated with air, the above disadvantages are avoided. However, the consequence is that the rate of flow through the flotation tank is larger: it is the sum of the influent flow plus the re-cycled flow and this will increase the size of the flotation tank. Even so, it appears that this method of operation is superior to the method of pressurized influent.

### 1.6 Considerations in Design.

- a) Injection of chemicals. If chemicals are required for floc creation and control of pH, it is advisable to include a mixing tank upstream of the flotation tank. Nemerow ( 7 ) indicates that injection of chemicals at the suction side of the pump may provide adequate mixing. Nevertheless, a separate mixing tank seems preferable.
- b) Injection of air. There is not complete agreement about where the air should be injected. If it is injected on the suction side of the pump, little or no power will be needed for injection. Also the pump will accelerate the process of saturation by chopping-up the air as it passes through the impeller of the pump. A disadvantage is that an air-water flow through the pump will reduce its efficiency and power costs will be somewhat higher. Air injection on the pressure side of the pump removes this disadvantage but, in this case, power is needed for air injection. Although the precise location of air injection is not a crucial matter, injection on the suction side seems preferable.
- c) Pressurizing pump. Normally, centrifugal pumps are used in a flotation plant. Operating pressures are in the range of 3 to 5 atmospheres (30 to 60 psig.). In this regard, a convenient way to inject air into the system is to include a flow loop around the pump with an aspirator and air flow meter in the loop.
- d) Air saturation tank. The process of dissolving air into water is not accomplished instantaneously. Consequently an air saturation tank, with retention time of one to two minutes, is included in the system.
- e) Pressure release valve. The pressure release valve is a vital component of the installation. The valve should be located between the air saturation tank and the flotation tank and it may be

---

\* Numbers shown in parentheses identify publications listed in Section 4.0, References.

manually or automatically operated to provide the desired pressure reduction. Bubbles created by the sudden pressure change have diameters in the range of 0.03 to 0.15 millimeters.

- f) Flotation tank. For a treatment process for clarification, the flotation tank should have a retention time of 20 to 30 minutes. However, for the thickening process, a retention time of 100 to 120 minutes is specified. Depending on the particular waste being treated, surface loadings are in the range of 1.5 to 4.0 gal/min ft<sup>2</sup>. A loading of 2.0 gal/min ft<sup>2</sup> and retention time of 25 minutes establishes a depth of about 6.5 feet. Mechanical equipment is needed for removal of scum on the surface of the flotation tank. Frequently, scrapers are also installed to remove bottom deposits. The effluent from the flotation tank should be taken from the lower region of the tank.

## 2.0 ANALYSIS

2.1 Stokes Law. The phenomenon of sedimentation can be described in many instances by the well-known Stokes law. The same is true for flotation though more research is needed to learn how this law must be modified to be of greater use in the solution of practical problems.

We now derive Stokes law in its familiar form. A definition sketch is presented in Fig. 4. Consider a bubble of gas with a diameter,  $D$ , moving upwards through a liquid at velocity,  $V$ . The gas has a viscosity,  $\mu'$ , and specific weight,  $\delta'$ ; the liquid has viscosity,  $\mu$ , and specific weight,  $\delta$ . Mass densities are  $\rho' = \delta'/g$  and  $\rho = \delta/g$  respectively, where  $g$  is the gravitational body force per unit mass ( $g = 980 \text{ cm/sec}^2$ ).

From Newton's second law of motion,

$$\Sigma F = m a \quad (1)$$

in which  $\Sigma F$  is the sum of all the forces acting on the gas bubble,  $m$  is its mass, and  $a$  its acceleration. If we assume that the bubble is moving at constant velocity then the acceleration is zero and hence  $\Sigma F = 0$ . So we have,

$$\frac{\pi}{6} D^3 \delta - \frac{\pi}{6} D^3 \delta' - F = 0 \quad (2)$$

in which the first term is the force of buoyancy, the second term is the weight of the air bubble, and the third term is the drag force. The result of a rather difficult analysis shows that,

$$F = 3 \pi \mu V D \quad (3)$$

when the Reynolds number,  $Re = \rho V D / \mu$ , is less than about 1.0. The above equation is one form of Stokes law. Substituting Eq. (3) into Eq. (2) and solving for  $V$  we obtain,

$$v = \frac{g (\rho - \rho') D^2}{18 \mu} \quad (4)$$

It is emphasized that Eq. (4) is valid only when the Reynolds number is less than approximately 1.0. However, as the following example shows, this is the case when bubble diameters are very small.

Example 1. What is the velocity of flotation,  $V$ , of an air bubble of diameter,  $D = 0.008$  cm, in water at a temperature of  $20^\circ\text{C}$ ?

<u>Air</u>	<u>Water</u>
$\rho' = 0.0012 \text{ gr/cm}^3$	$\rho = 1.00 \text{ gr/cm}^3$
$\mu' = 0.00018 \text{ poise}$	$\mu = 0.01005 \text{ poise}$

From Eq. (4),

$$v = \frac{g (\rho - \rho') D^2}{18 \mu} = \frac{(980)(1.00 - 0.0012)(0.008)^2}{(18)(0.01005)} = 0.348 \text{ cm/sec}$$

$$\text{and } Re = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{(1.00)(0.348)(0.008)}{(0.01005)} = 0.278$$

Since the Reynolds number is less than 1.0, the computation is valid.

At this point it is mentioned that Stokes law is applicable theoretically only when the particle is a solid. When the particle is a gas, for example air, internal circulation within the bubble can occur. Taking this into account, a more general form of Stokes law is given by Landau and Lifschitz (6),

$$v = \frac{g (\rho - \rho') D^2}{18 \mu} \frac{(3\mu + 3\mu')}{(2\mu + 3\mu')} \quad (5)$$

If  $\mu'/\mu$  is very large, as it would be if the particle were solid, Eq. (5) reduces to Eq. (4). On the other hand, when  $\mu'/\mu$  is very small, (in the above example,  $\mu'/\mu = 0.00018/0.01005 = 0.018$ ), then Eq. (5) is the same as Eq. (4) except that the number 18 in the denominator is replaced by the number 12. In this instance, the velocity,  $V$ , is increased by 50%. However, this theoretical result is based on the assumption of a perfectly pure liquid. Valentin (10) suggests that impurities, such as those found in liquid wastes, prevent internal circulation and that accordingly an air bubble should behave as a solid particle. Experiments by Haberman and Merton (5) have confirmed that an air bubble does indeed obey Stokes law in impure liquids when the Reynolds number is small.

For large values of the Reynolds number, it can be shown that

$$v = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g (\rho - \rho') D}{\rho C_D}} \quad (6)$$

in which  $C_D$ , the drag coefficient, depends on the Reynolds number as indicated in Fig. 5.



2.2 Henry's Law. The phenomenon of flotation is also a practical application of Henry's law. This law states that the quantity of a gas which can be dissolved in a liquid is directly proportional to the partial pressure which that gas exerts on the liquid. That is,

$$P = H x \tag{7}$$

in which P is the partial pressure in atmospheres and x is the mole fraction of the gas dissolved in the liquid. The quantity, H, is Henry's constant whose value depends upon the temperature. Table 1 presents a list of values of H for various gas-water combinations.

Table 1. Values of Henry's Constant, H, for Several Gas-Water Combinations. Reference: Rich ( 8 ).

T, °C	Air	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S
0	43,200	52,900	25,500	728	268
10	54,900	66,800	32,700	1,040	367
20	66,400	80,400	40,100	1,420	483
30	77,100	92,400	47,500	1,860	609
40	87,000	100,400	54,500	2,330	745

As we know, air is a mixture of numerous gases. The composition of dry air at sea-level is indicated in Table 2.

Table 2. Composition of Dry Air at Sea-Level. Reference: Sutton ( 9 )

Component	Percent by Volume
Nitrogen	78.08
Oxygen	20.95
Argon	0.93
Carbon Dioxide	0.03
All Other	0.01
Total	100.00

Example 2. What amount of oxygen, in mg/lit, can be dissolved in water at a temperature of 20°C?

From Table 1,  $H = 40,100$  atm/mole fraction

From Table 2,  $P = 0.2095$  mole oxygen/mole air

From Eq. (7),

$$x = \frac{P}{H} = \frac{0.2095}{40,100} = 5.23 (10^{-6}) \frac{\text{mole oxygen}}{\text{mole water}}$$

or

$$x = 5.23 (10^{-6}) \frac{32 \text{ gr oxygen}}{18 \text{ gr water}} = 9.3 (10^{-6}) \frac{\text{gr oxygen}}{\text{gr water}} = 9.3 \frac{\text{mg}}{\text{lit}}$$

2.3 Mass Balance. We now analyze the problem of a pressurized effluent system as shown in Fig. 6. The weight of suspended solids entering the system in the influent per second is,

$$W_1 \left( \frac{\text{gr solid}}{\text{sec}} \right) = C_1 \left( \frac{\text{gr solid}}{\text{gr liquid}} \right) \rho \left( \frac{\text{gr liquid}}{\text{cm}^3} \right) Q_1 \left( \frac{\text{cm}^3}{\text{sec}} \right) \quad (8)$$

in which  $\rho$  is the specific weight of the influent,  $Q_1$  is the rate of flow, and  $C_1$  is the concentration of solids in the influent.

From Henry's law, Eq. (7), we have,

$$x = P/H \quad (9)$$

in which  $x$ , for the present analysis, is the number of moles of air per mole of water. Changing to units of weight of air per weight of water, Eq. (9) becomes,

$$x = \frac{P}{H} \frac{29}{18} \quad (10)$$

or, to generalize for any gas-liquid system,

$$x = \frac{P}{H} \frac{m_G}{m_L} \quad (11)$$

in which  $m_G$  and  $m_L$  are respectively the molecular weights of the gas and liquid.

Accordingly, the quantity of gas injected per second is,

$$W_G \left( \frac{\text{gr gas}}{\text{sec}} \right) = \frac{P_1}{H} \frac{m_G}{m_L} \left( \frac{\text{gr gas}}{\text{gr liquid}} \right) \rho \left( \frac{\text{gr liquid}}{\text{cm}^3} \right) Q_R \left( \frac{\text{cm}^3}{\text{sec}} \right) \quad (12)$$

in which  $Q_R$  is the re-cycled flow rate and  $P_1$  (atm) corresponds to  $p_1$  (gr/cm<sup>2</sup>, absolute), the pressure of the pump. However, since there is a back-pressure on the system due to atmospheric pressure and the hydrostatic head of the flotation tank, not all of the dissolved gas is available for release. Hence, we replace  $P_1$  of Eq. (12) with  $(P_1 - P_2)$  to obtain,

$$W_G = \frac{P_1 - P_2}{H} \frac{m_G}{m_L} Q_R \quad (13)$$

in which  $P_2$  (atm) corresponds to  $p_2$  (gr/cm<sup>2</sup>, absolute), the pressure downstream from the release valve.

Next we consider the ratio of Eq. (13) to Eq. (8); clearly this is the ratio of the weight of gas entering the system per second to the weight of solids entering. The result is,

$$r = \frac{W_G}{W_1} = \frac{(P_1 - P_2) m_G Q_R}{H C_1 m_L Q_1} \quad (14)$$

A number of investigators have studied the effect of the variation of this air-solids ratio,  $r$ , on the effluent concentration,  $C_2$ , and solids concentration in the scum,  $C_s$ . Typical results, published in Eckenfeldt and O'Connor (3), are shown in Figs. 7 and 8.

Example 3. Prepare a plot of  $r$  vs.  $C_2$  and  $C_s$  for pilot plant experimental data conducted on a petroleum refinery waste carried out under the following conditions:

$$\begin{aligned} Q_1 &= 50 \text{ gal/min, } T = 15^\circ\text{C, } C_1 = 500 \text{ ppm suspended solids} \\ p_1 &= 55 \text{ psig} = 55 + 14.7 = 69.7 \text{ psia, } P_1 = 69.7/14.7 = 4.75 \text{ atm} \\ p_2 &= \rho Z = (62.4 \text{ lb/ft}^3) (4.0 \text{ ft}) = 249 \text{ lb/ft}^2 = 249/144 = 1.7 \text{ psig} \\ P_2 &= 1.4 + 14.7 = 16.1 \text{ psia, } P_2 = 16.1/14.7 = 1.09 \text{ atm} \end{aligned}$$

From Table 1 (air-water, interpolating),  $H = 60,650$

$$\text{Also } m_G = 29 \text{ (air) and } m_L = 18 \text{ (water)}$$

Substituting into Eq. (14),

$$r = \frac{(4.75 - 1.09)(29)}{(60,650)(500 \times 10^{-6})(18)} \frac{Q_R \text{ (gpm)}}{50 \text{ (gpm)}} = 0.00390 Q_R \text{ (gpm)}$$

---

Experimental Data and Computed Values of Air-Solids Ratio,  $r$

---

$Q_R$ , gpm	$C_2$ , ppm	$C_s$ , % by wt.	$r = W_G/W_1$
5	82	1.8	0.019
10	45	2.2	.039
15	34	2.5	.059
20	28	2.5	.078
25	25	2.6	.098
30	24	2.6	.117
35	22	2.7	.136
40	21	2.7	.156

---

Plots of  $r$  vs.  $C_2$  and  $r$  vs.  $C_s$  are shown in Fig. 9. It is observed that for values of  $r$  greater than 0.10, the effluent concentration is not further decreased to any great extent. Hence we would be inclined to use  $r = 0.10$  for prototype design. From the above table it is seen that this value corresponds to  $Q_R = 25$  gpm. Thus 50% of the effluent would be re-cycled. Under this condition, the rate of flow in the flotation tank is 75 gpm.

Finally, at  $r = 0.10$ , the concentration of solids in the scum is 2.6% by weight. The following mass balance allows us to determine how much water leaves the system with the scum per second. Clearly,

$$W_1 = W_2 + W_s \quad (15)$$

or

$$C_1 Q_1 = C_2 (Q_2 - Q_s) + C_s Q_s \quad (16)$$

Making the assumptions that  $Q_2$  is almost equal to  $Q_1$  and that  $\delta_s$  is approximately the same as  $\delta$  we obtain,

$$Q_s = Q_1 (C_1 - C_2) / C_s \quad (17)$$

Substituting numerical values,

$$Q_s = (50)(500 - 25) / (26,000) = 0.91 \text{ gpm}$$

Accordingly, since about 1.0 gpm of water goes along with the scum, the actual effluent flow rate is approximately 49 gpm.

**2.4 Surface Loadings, Performances and Costs.** If we knew the velocity of upward motion of a suspended particle or a cluster of particles, we would then know the surface loading since the two are equal. For example, in the design of a gravity oil separator, the surface loading is computed directly from Stokes law. In this instance, the diameter and density of an oil particle are rather easily determined. Beychok ( 2 ) presents an example of the method of computation to determine the dimensions of a gravity oil separator.

However, in a dissolved air flotation operation the problem is somewhat more complicated. What is the "diameter" and the "density" of a floc to which a few air bubbles are attached? Are the viscosity and density of the liquid phase altered significantly by the presence of the complex disperse phase? Because we do not have answers to these and other questions at the present time it is necessary, as in many sedimentation problems, to conduct laboratory or pilot plant experiments to determine the rise rate of a particular waste to be treated. Table 3 presents some information on this point.

Table 3. Surface Loading for Various Types of Wastes.

Waste	Surface Loading		Reference
	gal/min ft <sup>2</sup>	cm/sec	
Domestic waste activated sludge			
at r = 0.015	1.2	0.085	(3)
at r = 0.060	3.1	0.212	(3)
Packing house waste	1.3	0.089	(4)
Petroleum refinery waste	3.0	0.204	(2)
Railroad shop waste	3.5	0.238	(1)
Pulp and paper activated sludge			
at r = 0.15	5.0	0.339	(3)
at r = 0.25	6.2	0.423	(3)

Table 4 gives a list of performances in the treatment of various wastes by dissolved air flotation as reported in Nemerow ( 7 ).

Table 4. Performances with Various Types of Wastes.

Waste	Suspended Solids in Influent and Percent Reduction		Biochemical Oxygen Demand in Influent and Percent Reduction	
Petroleum refinery	440	95%	- -	- -
Railroad maintenance	500	95	- -	- -
Meat packing	1400	86	1225	67%
Paper manufacturing	1180	98	210	63
Vegetable-oil processing	890	95	3048	92
Fruit-and-vegetable canning	1350	80	790	60
Soad manufacturing	392	92	309	92
Cesspool pumpings	6448	96	3400	87
Primary sewage effluent	252	69	325	49
Glue manufacturing	542	94	1822	92

Finally, one of the attractive features of dissolved air flotation is the relatively low cost of the capital equipment. In Table 5 some cost figures are listed for flotation and sedimentation installations as cited by Beychok ( 2 ).

Table 5. Capital Cost in (1962) Dollars per Gal/Min for Flotation and Sedimentation Installations.

Influent Flow Rate, gal/min	Cost in Dollars per Gal/Min	
	Flotation	Sedimentation
100	\$125	\$270
500	50	250
1000	35	230
1500	30	215
2000	25	200

The substantially lower capital cost for a flotation installation reflects, of course, the much lower retention time needed: 20 minutes vs. 120 for sedimentation. For geometrically similar designs and equal flows, the corresponding volume ratio, 120 to 20, indicates that the linear dimensions of a flotation tank are approximately one-half those of a sedimentation tank. However, operating costs for flotation are greater because of power requirements for the pump.

### 3.0 DESIGN

3.1 Design Conditions. A petroleum refinery waste is to be treated by dissolved air flotation. Pilot plant experiments were conducted previously (Example 3) and so we have sufficient information to proceed with the design of the prototype. The following are the essential design conditions:

Influent flow rate,  $Q_1 = 0.10 \text{ met}^3/\text{sec}$

Influent suspended solids,  $C_1 = 400 \text{ ppm}$

Air-to-solids ratio,  $r = 0.10$ , Temperature,  $T = 30^\circ\text{C}$

Re-cycled flow rate,  $Q_R = 0.05 \text{ met}^3/\text{sec}$

Surface loading,  $V = 3.0 \text{ gal/min ft}^2 = 0.00204 \text{ met}^3/\text{sec}$

#### 3.2 Flotation Tank Dimensions.

$$A \text{ (surface area)} = \frac{Q_1 + Q_R}{V} = \frac{0.10 + 0.05}{0.00204} = 73.5 \text{ met}^2$$

$$\text{Selecting } L \text{ (length)} = 5 B \text{ (width), } A = L B = 5 B (B) = 5 B^2 = 73.5$$

$$B^2 = 14.7, B = 3.84 \text{ met, } L = 19.2 \text{ met}$$

Selecting retention time,  $t = 20 \text{ min} = 1200 \text{ sec}$

$$V \text{ (volume)} = (Q_1 + Q_R) t = (0.15)(1200) = 180 \text{ met}^3$$

$$Z \text{ (depth)} = V/A = 180/73.5 = 2.45 \text{ met}$$

Recommend:  $L = 20 \text{ met}, \quad B = 4 \text{ met}, \quad Z = 2.5 \text{ met}$

Note: If a circular, rather than a rectangular flotation tank is preferred,

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = 73.5; \quad D^2 = 93.5, \quad D = 9.7 \text{ met}$$

Recommend:  $D = 10 \text{ met}, \quad Z = 2.5 \text{ met}$

### 3.3 Air Saturation Tank Dimensions.

Selecting retention time,  $t = 2 \text{ min} = 120 \text{ sec}$

$$V \text{ (volume)} = Q_R t = (0.05)(120) = 6.0 \text{ met}^3$$

$$\text{Selecting } z \text{ (height)} = 4 d \text{ (diameter)}, \quad V = \frac{\pi}{4} d^2 z = \pi d^3 = 6.0$$

$$d^3 = 1.92, \quad d = 1.24 \text{ met}, \quad z = 4.92 \text{ met}$$

Recommend:  $d = 1.25 \text{ met}, \quad z = 5.0 \text{ met}$

3.4 Anticipated Performance. Based on the results of pilot plant experiments, we can expect the suspended solids concentration in the effluent,  $C_2$ , to be approximately 25 ppm. The solids concentration in the scum should be about 2.6%. The water loss with the scum, computed from Eq. (17), is,

$$Q_s = Q_1 (C_1 - C_2)/C_s = (0.10)(400 - 25)/26,000 = 1.44 \text{ lit/sec}$$

Accordingly about 1.5 lit/sec of water will be discharged into the scum trough.

3.5 Pressure Conditions.  $H \text{ (air-water, } 30^\circ\text{C)} = 77,100$

$$P_2 = P_{\text{atm}} + \rho Z = 10,400 + (1000)(2.5) = 12,900 \text{ kg/met}^2 \text{ absolute}$$

$$P_2 = 12,900/10,400 = 1.24, \quad m_G = 29, \quad m_L = 18$$

Substituting into Eq. (14),

$$0.10 = \frac{(P_1 - 1.24)(29)(0.05)}{(77,100)(400 \times 10^{-6})(18)(0.10)}, \text{ which gives } P_1 = 5.08 \text{ atm}$$

$$P_1 = 5.08 (10,400) = 52,800 \text{ kg/met}^2 \text{ absolute}$$

3.6 Pump.  $P$  (power) =  $Q_R (p_1 - p_0) = 0.05(52,800 - 10,400)$

$P = 2,120 \text{ kg-met/sec} = 2,120 (0.01315) = 27.9 \text{ HP}$

Selecting  $\eta$  (pump efficiency) = 0.75,  $P = 27.9/0.75 = 37.2 \text{ HP}$

3.7 Air Requirements. From Eq. (13)

$$W_G = \frac{(5.08 - 1.24)}{77,100} \frac{29}{18} (1,000)(0.05) = 0.0040 \text{ kg/sec}$$

With a specific weight of air,  $\delta' = 0.0012 \text{ gr/cm}^3 = 1.20 \text{ kg/met}^3$

$$Q_G \text{ (air flow rate)} = W_G / \delta' = 0.0040/1.20 = 0.0033 \text{ met}^3/\text{sec} = 3.3 \text{ lit/sec}$$

#### 4.0 REFERENCES

1. Banks, R. B., "A Survey of the Waste Treatment Industry," Chicago Bridge and Iron Co., October 1959.
2. Beychok, M. R., "Aqueous Wastes from Petroleum and Petrochemical Plants," John Wiley & Sons, 1967.
3. Eckenfelder, Jr., W. W. and D. J. O'Connor, "Biological Waste Treatment," Pergamon Press, 1966.
4. Gurnham, C. F., "Industrial Wastewater Control," Academic Press, 1965.
5. Haberman, W. L. and R. K. Morton, "An Experimental Study of Bubbles Moving in Liquids," Trans. Amer. Soc. Civil Engrs., 121, 1956 (227).
6. Landau, L. D. and E. M. Lifschitz, "Fluid Mechanics," Addison-Wesley Publishing Co., 1959.
7. Nemerow, N. L., "Theories and Practices of Industrial Waste Treatment," Addison-Wesley Publishing Co., 1963.
8. Rich, L. G., "Unit Operations of Sanitary Engineering," John Wiley & Sons, 1961.
9. Sutton, O. G., "Micrometeorology," McGraw-Hill Publishing Co., 1953.
10. Valentin, F. H. H., "Absorption in Gas-Liquid Dispersions: Some Aspects of Bubble Technology," E. & F. N. Spon, 1967.



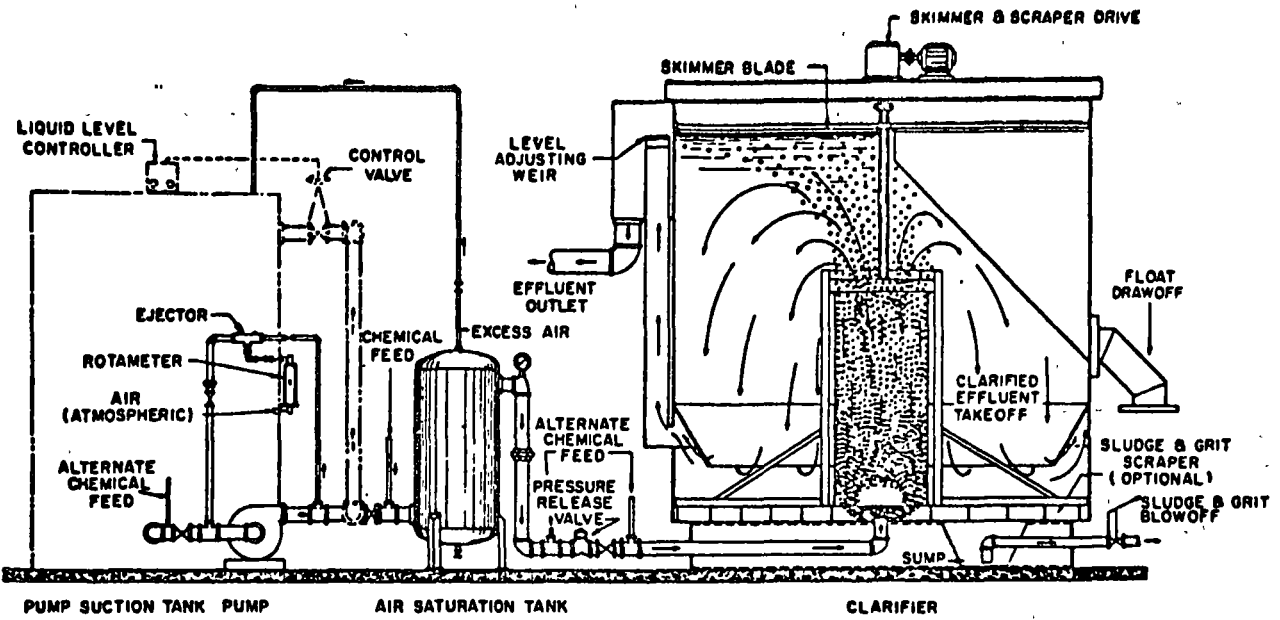


Fig. 1. The Sediflotor, an example of a flotation tank of circular design. Reference: Gurnham ( 4 ).

Fig. 2. Pressurized influent method of operation.

Reference: Beychok ( 2 ).

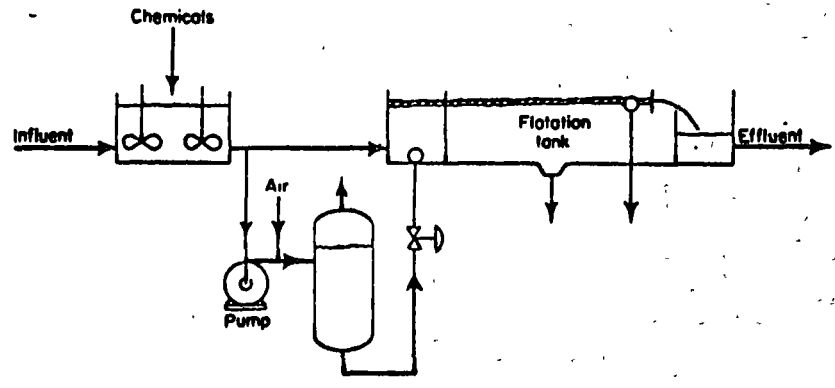


Fig. 2 Pressurized effluent method of operation.

Reference: Beychok ( 2 ).

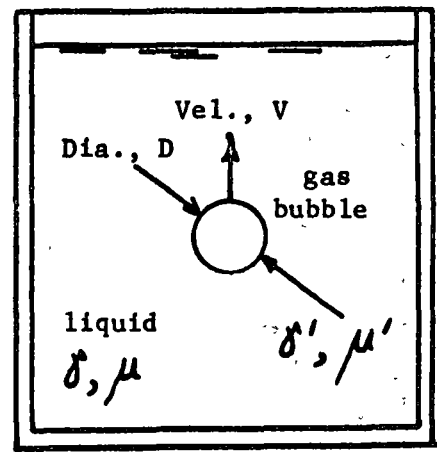
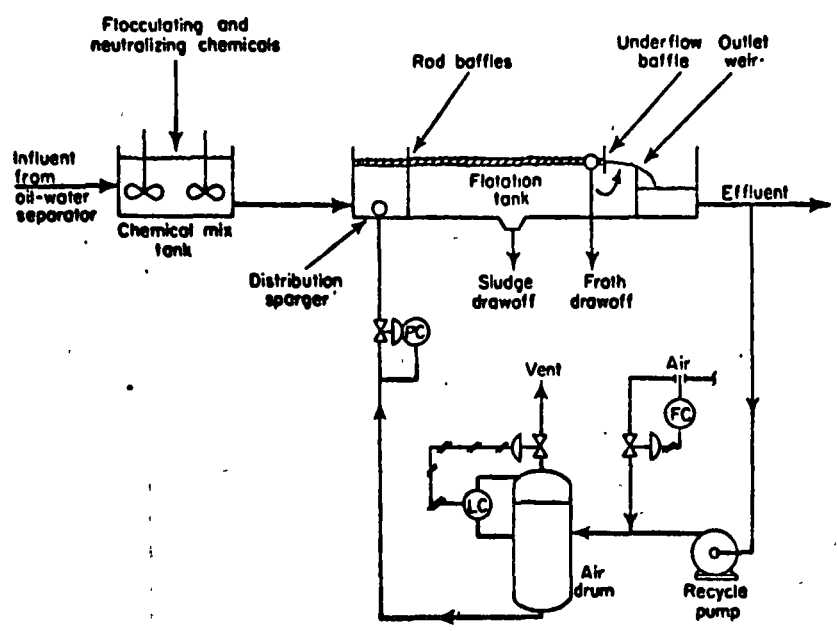


Fig. 4. Definition sketch for derivation of Stokes law.

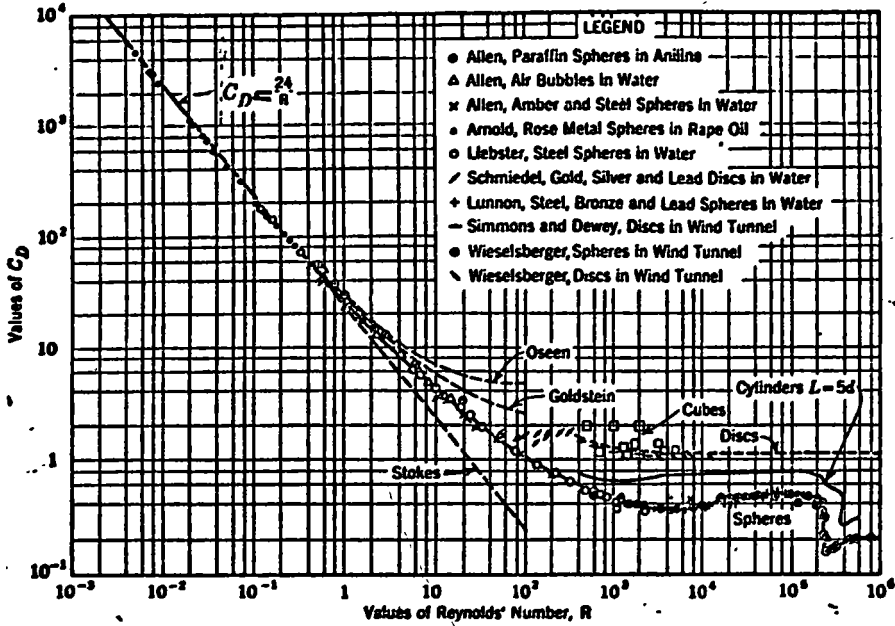


Fig. 5. Drag coefficient vs. Reynolds number for a sphere and other shapes.

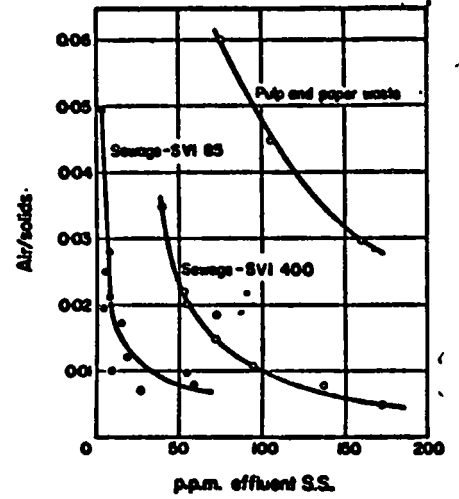


Fig. 7. Air-to-solids,  $r$ , vs. concentration of suspended solids in effluent,  $C_2$ . Reference: Eckenfelder and O'Connor (3).

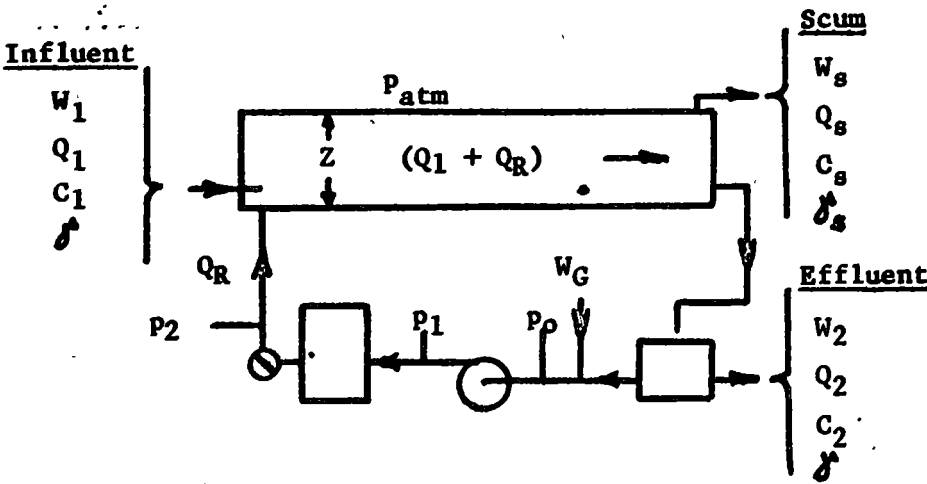


Fig. 6. Definition sketch for analysis of pressurized effluent operation.

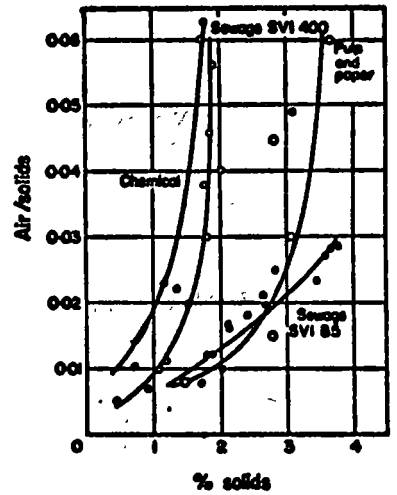


Fig. 8. Air-to-solids,  $r$ , vs. concentration of solids in scum,  $C_s$ .

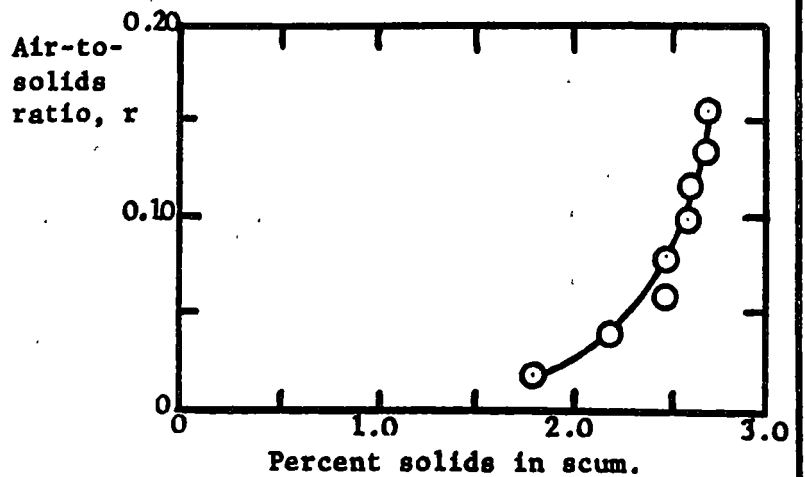
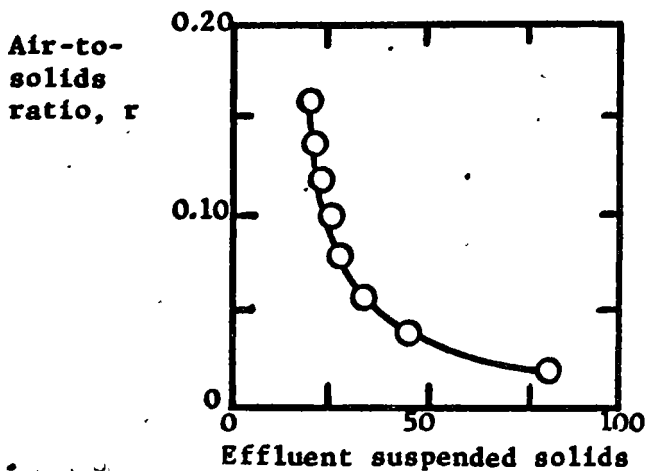


Fig. 9. Example 3. Plots of  $r$  vs.  $C_2$  and  $r$  vs.  $C_s$ .

TEMA

TRATAMIENTO TERCIARIO (FILTRAC

PROFESOR

M EN I. GASTON MENDOZA GAMEZ

PROFESOR INVESTIGADOR DE LA FACULTAD DE ING. QUIMICAS UNAM

México, D. F., Septiembre de 1971

## COAGULACION

La coagulación implica la remoción de impurezas (turb., color, olores, sabores, etc.) por la adición de productos químicos al agua, con distribución uniforme a través del agua y la formación de flóculos rápidamente sedimentables, usualmente por agitación prolongada del agua. La coagulación se lleva al cabo por medio de equipo apropiado en tres pasos o fases, de mezcla, formación de flóculo y acondicionamiento. La diferencia funcional en estos pasos de transición es el decremento en la agitación.

La mezcla inicial a alta velocidad asegura una dispersión adecuada y rápida de los productos en el agua por tratar. La mezcla intermedia, a una velocidad más baja, inicia la formación del flóculo, mientras que la mezcla final es un movimiento lento que promueve un crecimiento ulterior del flóculo y su acondicionamiento.

### COLOIDES. PROPIEDADES.

Las aguas naturales turbias y/o coloreadas son sales coloidales en las que el medio líquido de dispersión es el agua y la fase sólida dispersa está constituida por arcillas en un caso y ácidos orgánicos por el otro.

La fase sólida dispersa se encuentra en estado de muy fina división, con partículas de dimensiones entre  $1 \mu$  y  $1 m \mu$ . Las partículas de  $10^{-4}$  mm y mayores son constituyentes de la turbiedad.

Esta distribución de tamaño describe partículas que superan la gama de la visión normal en el campo del microscopio.

Los coloides muestran características peculiares para materia sólida. El comportamiento de estas partículas se debe por completo a su gran área superficial en relación a su masa.

Incremento de superficie en un cubo al incrementarse su subdivisión

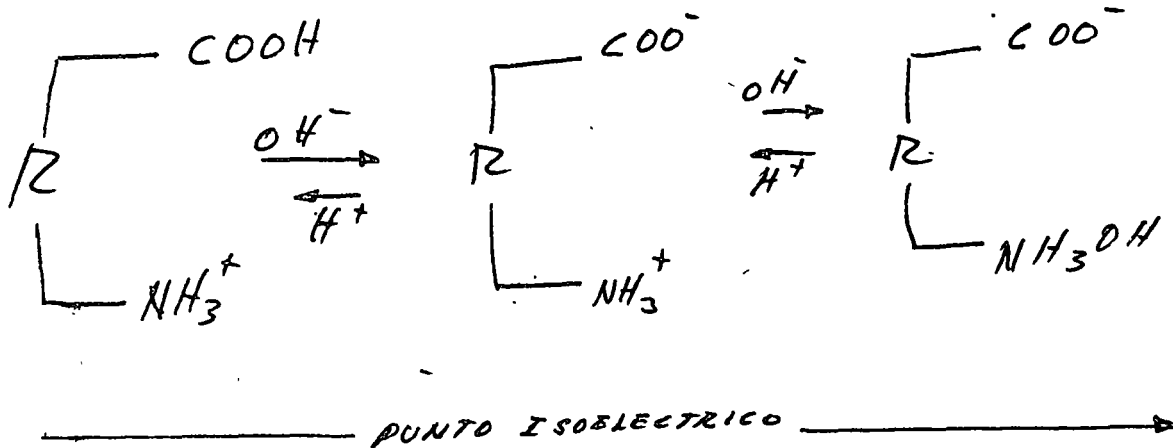
	No. cubos	Superficie total, $cm^2$
1		
1 cm	1	6
1 mm	$10^3$	60
0.1 mm	$10^6$	600
0.01 mm	$10^9$	6 000
$1 \mu$	$10^{12}$	60 000

l	No. cubos	Superficie total, cm <sup>2</sup>
0.1 $\mu$	10 <sup>15</sup>	600 000
0.01 $\mu$ (100 Å)	10 <sup>18</sup>	6 000 000
1 m $\mu$ (10 Å)	10 <sup>21</sup>	60 000 000

Si se subdivide el cubo como se indica, se alcanzará finalmente un punto en donde las partículas podrán ser tan finas que no se sedimenten aparentemente. Tal suspensión será verdaderamente de naturaleza coloidal, si se observan tales partículas en un campo del ultramicroscopio o del microscopio electrónico, parecen moverse rápidamente en el campo visible. Este movimiento se denomina Browniano. Este fenómeno se atribuye a que las partículas tienen la tendencia a concentrar otras sustancias en su superficie y a adquirir cargas, lo que da origen a las propiedades electrocinéticas de los coloides. Con una masa tan ligera, la carga tiene el efecto de causarles repulsión (las partículas tienen la misma carga), provocando una conservación del estado constante de agitación, que se designa en general como Estabilización de coloides. Será necesario entonces su desestabilización por algún medio de manera de inducir a su coalescencia, formando partículas más y más grandes, hasta alcanzar el tamaño de una suspensión verdadera, en cuyo punto las partículas podrán sedimentarse por efectos de la gravedad. Dicho de otra manera, las fuerzas de repulsión que hacen estable al coloide son las que se crean por las propiedades de adsorción y electrocinéticas de los coloides, y las fuerzas de atracción que contrarrestan ese efecto son las de Vander Waals (gravitación) que tienen una expresión de la forma:  $\frac{m \times m'}{r^2}$

La estabilidad de las suspensiones coloidales se debe tanto a la propiedad electrocinética, como a la llamada solución de enlace. Esto ocurre cuando una porción de la molécula tiene afinidad por el medio dispersante y tiende a estar en solución en oposición a la partícula en estado coloidal que no tiene suficiente afinidad por el medio. De ese modo la partícula permanece en suspensión porque está ligada al medio dispersante a través de su porción soluble. Este tipo de coloide se denomina hidrofílico.

Sustancias con estas características son: proteínas, almidones, hemicelulosas, polipéptidos, y otras. La carga que adquieren los coloides hidrofílicos es por ionización directa de una porción de sus grupos estructurales; así por ejemplo, las proteínas y sus productos de degradación contienen ácido carboxílico y grupos amino en extremos opuestos de la molécula. En agua, el grupo amino se hidroliza y uno o ambos grupos se disocian, dependiendo del PH del sistema



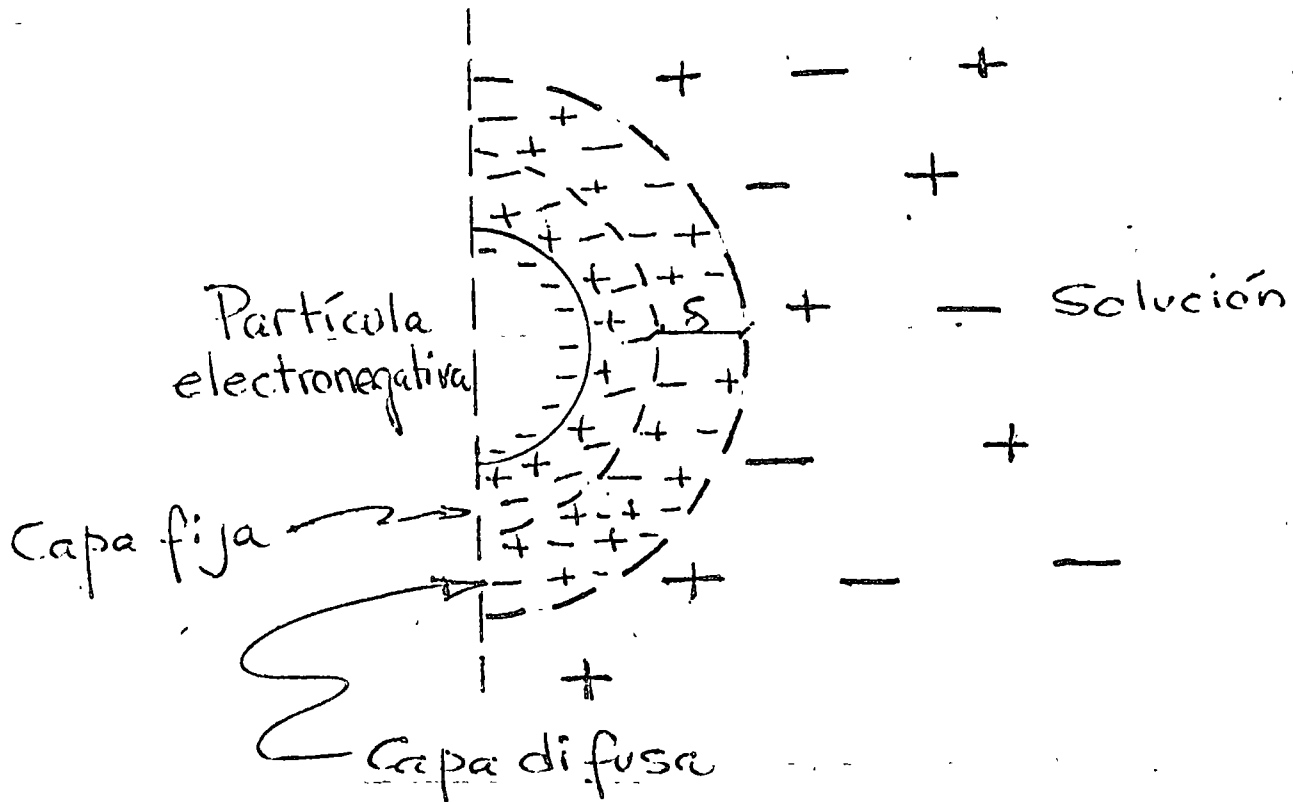
El tipo de coloide hidrofóbico o repelente al agua debe su estabilidad a la carga adquirida por adsorción preferencial de iones del medio dispersante, usualmente  $\text{H}^+$  y  $\text{OH}^-$ . Esto se ha comprobado al cambiar la carga de los coloides con un cambio en el  $\text{pH}$  (1).

### POTENCIAL ZETA

Las partículas coloidales hidrofóbicas tienen una carga primaria resultado de la adsorción preferencial de iones del medio disperso. Esta carga en la partícula atrae iones en solución de carga opuesta. Si la carga primaria es suficientemente grande, será parcialmente balanceada por la formación de una capa compacta de contraiones que se localiza adyacente a la partícula. Esta capa llamada fija o de Stern es rodeada por una segunda capa de contraiones llamada difusa o de Gouy. Ya que la carga en estas partículas puede cambiarse por cambio en el  $\text{pH}$ , se ha postulado que la carga primaria es causada por la adsorción, sea de iones  $\text{H}^+$  o  $\text{OH}^-$ , dependiendo del número relativo de cada uno en la solución.

### ESQUEMA DE UN COLOIDE HIDROFOBICO

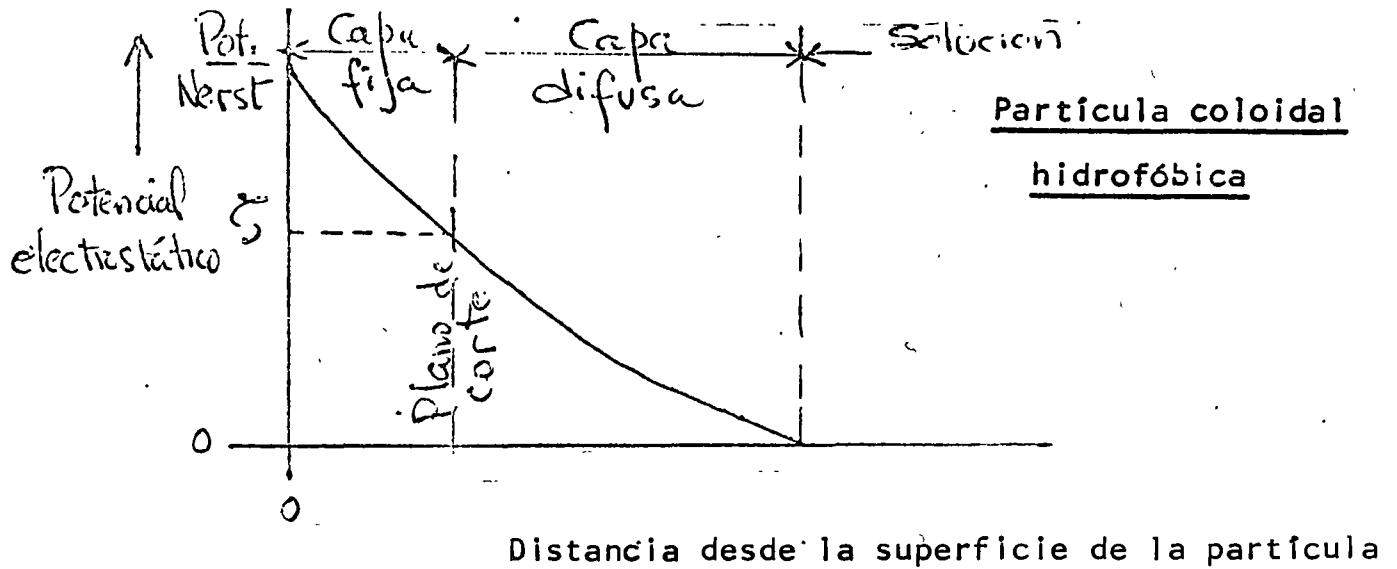
## ESQUEMA DE UN COLOIDE HIDROFOBICO



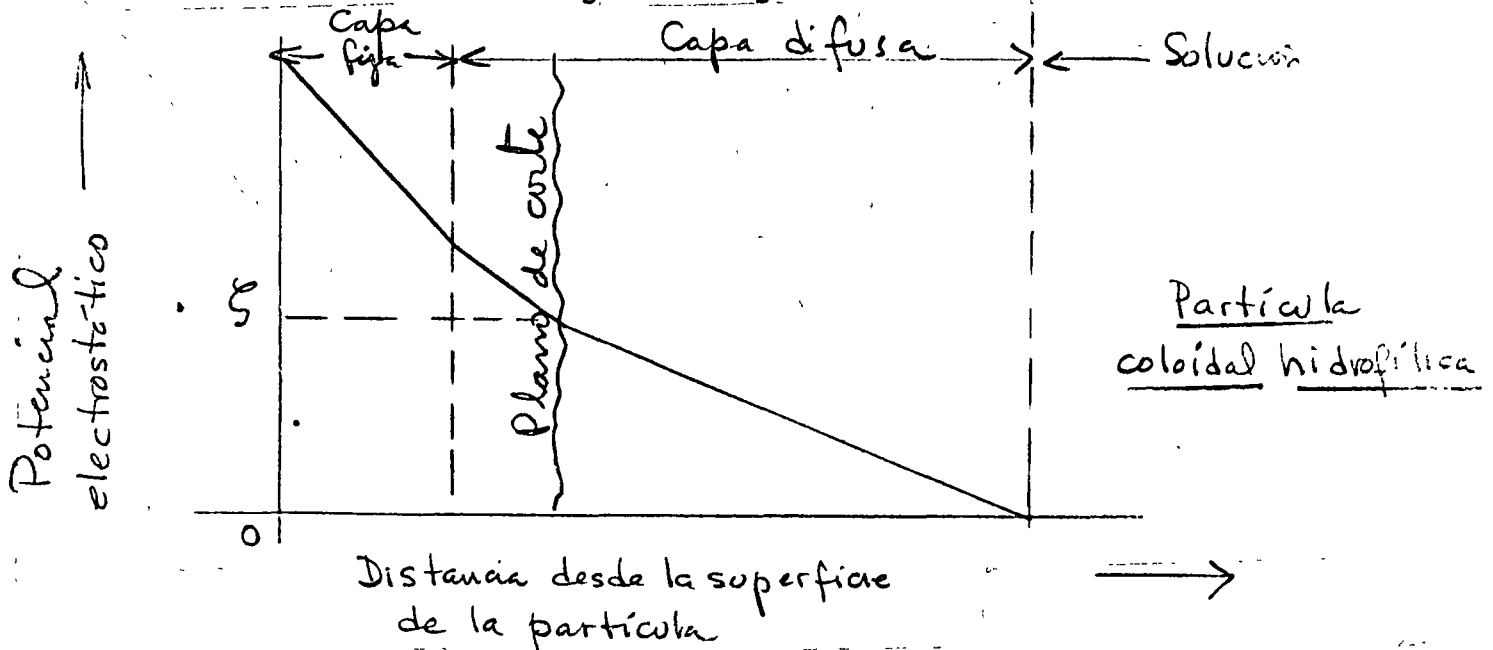
Las diferencias de concentración entre cationes y aniones dan como resultado el establecimiento de campos electrostáticos.

Si el volumen de la solución se considera con potencial nulo, el potencial en cualquier punto a través de la doble capa puede medirse por medio del trabajo requerido para transportar la unidad de carga desde la solución a la superficie de la partícula. En general dos materiales en contacto que tengan afinidades diferentes de electrones dará como resultado un flujo de electrones de una fase a otra. La regla de Cohen establece que en un sistema disperso compuesto de dos no conductores, el material con la constante dieléctrica más grande alcanzará una carga positiva, mientras que el material con la constante dieléctrica más pequeña adquirirá carga negativa.

El potencial existente en el plano de corte es de particular importancia. Este plano forma una frontera entre la porción de la solución alrededor de la partícula que se mueve con ella y la porción que se mueve independientemente de la partícula. El plano de corte en los contornos de coloides hidrofóbicos se localiza cercano a la frontera que separa ambas capas. El potencial en el plano de corte, denominado Potencial Zeta (  $\zeta$  ) es responsable del comportamiento electrocinético exhibido por las partículas coloidales.



El plano de corte en los coloides hidrofílicos coincide con la frontera exterior del agua de liga



En sí, el especialista se enfrenta con el problema de reducir el potencial zeta a un nivel menor que las fuerzas de Van der Waals para que actúen estas, con resultados tales, que permitan el crecimiento de partículas más grandes por aglomeración.

Expresión de potencial zeta: 
$$\zeta = \frac{4\pi \int q}{D}$$

o como 
$$\zeta = \frac{4\pi \mu v}{H D}$$
 expresadas en milivolts



siendo

= espesor de la capa a través de la cual la diferencia de potencial es efectiva

$q$  = Carga de la partícula igual a la diferencia de potencial entre la partícula y el medio

$D$  = Constante dieléctrica del medio

$\mu$  = Viscosidad dinámica, centipoises

$V$  = Velocidad de las partículas (electroforética), seg

$H$  = Gradiente de energía, volts/cm

El efecto dieléctrico del medio es el efecto de aislamiento de las fuerzas de atracción o repulsión, y es función además de la distancia y la magnitud de las cargas.

Si en el aire o en el vacío la fuerza de atracción es  $f$ , en el agua es  $\frac{1}{80} f$ , y por tanto  $D = 80$ .

Otros ejemplos: Alcohol,  $D = 22$   
Benceno,  $D = 2$

En la mayoría de las aguas superficiales varía de  $-20$  a  $-70$  milivolts, y corresponde a sales de las aguas turbias o coloreadas, y a la mayoría de los coloides de los desechos líquidos.

### Desestabilización físico-química de coloides

De acuerdo con la expresión del potencial zeta, es obvio que la reducción de éste se puede conseguir, disminuyendo la carga eléctrica  $q$  o el espesor de la capa  $\delta$  en que es efectiva la carga.

La disminución del potencial implica ajustar el pH del sistema hacia el punto isoeléctrico de los coloides, en donde la carga primaria es igual a cero, no existiendo la doble capa para producir potencial.

El potencial zeta también se puede reducir adicionando iones o sales de carga contraria a la del sistema coloidal.

Este sistema es lo que se llama coagulación.

### Coagulación

Si se tiene en cuenta que los coloides poseen un signo eléctrico definido, es de preverse que la adición de un sol de signo opues

to, a una concentración apropiada, neutralice las cargas y provoque la desestabilización. Este tipo de acción se llama hidrolítica.

También alterando la doble capa de los coloides, por medio de un electrolito se presenta la desestabilización. Para esto:

- 1) El ión efectivo es el ión de signo opuesto al de la carga de las partículas coloidales.
- 2) la capacidad precipitante aumenta notablemente a mayor valencia del ión efectivo, iones (+), (++) y (+++) con capacidades del 1, 50, 1000 veces.

La desestabilización de las sales por este medio se conoce como acción pericinetica.

De acuerdo con la capacidad precipitante señalada, en la práctica se utilizan las sales de aluminio y hierro que producen iones positivos trivalentes.

En un agua con impurezas coloidales, cada porción microscópica del agua contendrá su propia parte de partículas. Si se agrega un coagulante químico para remover las impurezas, este deberá distribuirse uniformemente en tal forma que cada porción microscópica del líquido tenga un exceso de coagulante alrededor de cada partícula de impureza. Esta condición requiere, en primer lugar un exceso en el coagulante dosificado, y segundo, que la sustancia se distribuya en forma soluble en tal forma que pueda distribuirse efectivamente en todo el volumen de agua.

Ya que la mayoría de los coagulantes reacciona casi instantáneamente para producir un precipitado insoluble, se requiere una mezcla rápida, operación hecha en un tanque con el menor volumen posible. Aún así, la sustancia probablemente reaccionará antes de estar en contacto con toda el agua. La velocidad de esta reacción se ha verificado en ensayos que muestran que una dosificación dividida del producto da mejor resultado. Se vienen utilizando mezcladores de alta velocidad instalados directamente en la tubería de agua cruda.

Después de esta etapa, el flóculo puede crecer de dos maneras. A través del fenómeno de recristalización, o sea que el cristal crece a expensas de un cristal adyacente que se encuentra en solución, limitándose el fenómeno a tipos solubles de material. Como los coagulantes no son de este tipo, su crecimiento solo tiene lugar con el agregado o unión de los microcristales.

El agregado se mejora con una mayor oportunidad de contacto. Esto puede ir acompañado añadiendo más coagulante y por tanto más superficies de microcristales, o por la acción de una agitación lenta que conocemos como floculación o coagulación ortocinetica.

Esta técnica permite usar menos coagulante, lo que significa me-

nos lodos y por tanto mejor operación de una planta.

Se debe mencionar que durante el período en que las partículas son de naturaleza coloidal el valor de la mezcla puede ser más alto que en la fase de crecimiento, cuando las partículas son más grandes y son susceptibles a efectos cortantes. Por lo tanto, el equipo de floculación ideal, será aquel cuya razón de agitación de las partículas decrezca gradualmente mientras el tamaño de las partículas se incrementa.

### Cinética de la coagulación

Smoluchawsky estableció en un modelo matemático el fenómeno de la coagulación, considerando la acción y unión de dos partículas (2)

Coagulación pericinéctica:  $-\frac{dN_i}{dt} = \alpha_p 4\pi R_i^2 N_i N_j \Delta y \dots \textcircled{4}$

El transporte pericinéctico resultante del movimiento browniano se representa por la constante de difusión.

Coagulación ortocinéctica:  $-\frac{dN_i}{dt} = \alpha_o \frac{4}{3} (R_i)^3 N_i N_j \frac{dv}{dz} \dots \textcircled{2}$

La ecuación contiene el factor gradiente de velocidad, en que se basa el transporte astocinéctico.

$-\frac{dN_i}{dt}$  Razón de reducción en concentración de  $i$  partículas con respecto al tiempo (\_\_\_\_\_)

$\alpha$  Factor de eficiencia de colisión pericinéctica u ortocinéctica.

$R_i$  Distancia entre centros de dos partículas , , en contacto

$D_{ij}$  Constante de difusión de las partículas en transporte pericinéctico

$\frac{dv}{dz}$  Gradiente de velocidad del fluido en transporte ortocinéctico

La significación relativa de estos transportes puede examinarse considerando las razones iniciales de agregación para un sistema disperso de partículas esféricas de radio  $R$ . Dividiendo la Ec. (2) entre la ec (1) se obtiene esta relación:

$$\frac{\left(\frac{dN}{dt}\right)_o}{\left(\frac{dN}{dt}\right)_p} = \frac{\alpha_o \left(\frac{dv}{dz}\right) R_i^2}{3 \alpha_p \pi D_{ij}} \dots \textcircled{3}$$

La constante de difusión se define en este sistema por la ecuación de Stokes-Einstein:

$$D_{0y} = \frac{2kT}{3\pi\mu R_{0y}} \quad (4)$$

en donde

Constante de Boltzmann,  $1,38 \times 10^{-16} \frac{\text{ergs}}{^{\circ}\text{K}}$

$\mu$  Viscosidad absoluta,  $\frac{\text{gr}}{\text{cm}\cdot\text{seg}}$

$T$  Temperatura absoluta,  $^{\circ}\text{K}$

Considerando que todos los choques resultan en adhesión y que no ocurre ruptura de partículas, combinando las ecuaciones (3) y (4) se tiene:

$$\frac{\left(\frac{dN}{dt}\right)_0}{\left(\frac{dN}{dt}\right)_p} = \frac{\mu \frac{dv}{dz} R_{0y}^3}{2kT} \quad \dots (5)$$

El término  $R^3$  es indicativo de que el transporte ortocinético es predominante en el agregado de partículas más grandes.

Con base en los planteamientos de Smolnchowki, el Dr. Kaufman (3) (4) ha establecido ecuaciones que relacionan los parámetros más importantes con el comportamiento observado.

$$-\frac{dN}{dt} = f(G, \eta, \Phi, \alpha, \delta) \quad \dots (6)$$

en donde

- $-\frac{dN}{dt}$  razón de desaparición del material coloidal
- $G$  gradiente de velocidad,  $\text{seg}^{-1}$
- $\Phi$  Fracción del volumen del flóculo
- $\alpha$  Relación agregación-choque
- $\delta$  Parámetro de distribución del tamaño de la partícula

La forma práctica de la ecuación (6), la establecieron Argaman y Kanfman (4) para un reactor simple con agitación continua:

$$\frac{N_0}{N_1} = \frac{1 + K_F K_S K_P N_0 t G}{1 + K_B t G^2} \quad (7)$$

en donde

$K_F$  y  $K_B$  son coeficientes de floculación y de ruptura

$K_S$  y  $K_P$  son coeficientes del espectro y del agitador

$t$  es el período de retención medio

$G$  es el gradiente de velocidad

$N_0$  y  $N_1$  son las concentraciones de los coloides primarios del influente y del efluente, respectivamente.

### Mecanismos de la coagulación

Prácticamente los pasos significantes en la reacción de un coagulante con impurezas coloidales son tres, a saber:

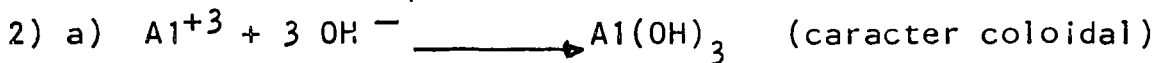
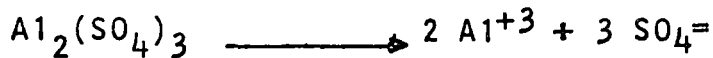
1o. Neutralización de la sustancia agregada para dar un cation fuerte, que emigra hacia el coloide cargado negativamente neutralizándolo al ponerse en contacto con la doble capa difusa (acción pericinética). La reacción se debe a una acción de masa; adsorción o intercambio de bases. Usualmente se agrega un exceso de sustancia y la reacción con la superficie de la impureza coloidal produce una contracción en la doble capa difusa, una reducción del P. Z., y un incremento en el efecto de las fuerzas de Vander Waals.

2o. Después de que el coagulante agregado reacciona casi instantáneamente para producir un precipitado insoluble, se tiene esta etapa de neutralización. Aquella porción de coagulante que no se usa en la neutralización de la impureza se comporta como un ión para reaccionar formando un microcristal insoluble con carga opuesta a la de la impureza, teniendo lugar una mutua precipitación con cualquier remanente de impurezas. En la actualidad parece ser el más importante adelanto de la neutralización catiónica.

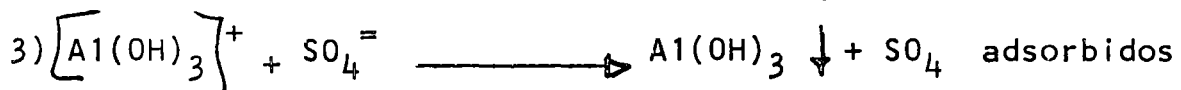
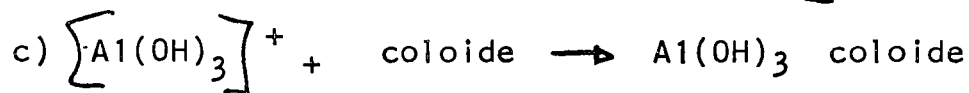
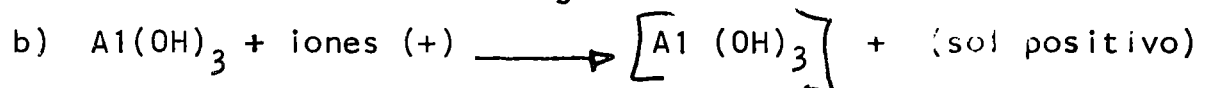
3o. El exceso de coagulante presente como un coloide positivo, es neutralizado por el exceso de aniones que quedan después del primer paso de la reacción. En el caso del sulfato de aluminio, el ión sulfato emigrará hacia el coloide de hidróxido de aluminio cargado positivamente para completar su neutralización, aglomeración y sedimentación totalmente. Si esta etapa de la reacción no se tuviera, es comprensible que con un exceso de coagulante, éste pudiera convertirse en una impureza casi tan inadecuada como la original que se está removiendo.

Reacciones: Ejemplo con el sulfato de aluminio .

A) Aspecto físico

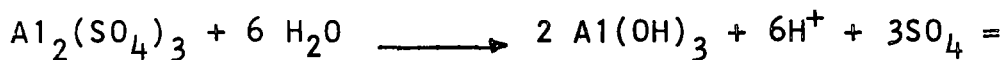


$$K_s = 1.9 \times 10^{-33} (25^\circ \text{C})$$

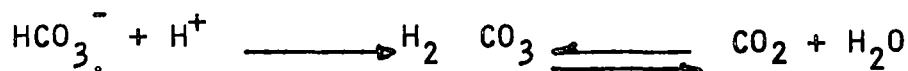


B) Aspecto químico

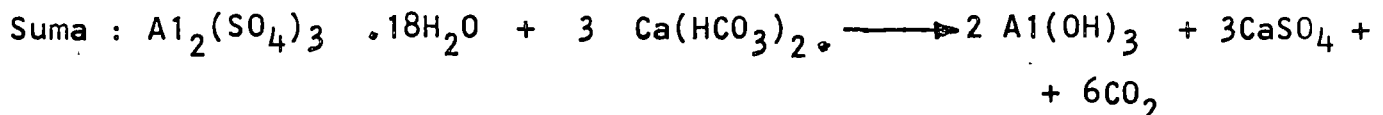
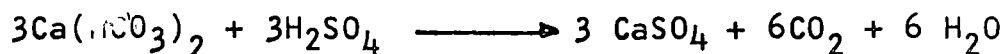
Cuando se agrega  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  al agua, éste se combina con los iones  $\text{OH}$  del agua para formar hidróxido de aluminio pobremente ionizado y iones sulfato:



Los iones  $\text{H}^+$  bajan el pH a tal valor, que una posterior formación de  $\text{Al}(\text{OH})_3$  se evita, a menos que se remuevan de la solución. Los bicarbonatos presente en las aguas naturales sirven como amortiguador y actúan en esa forma como sigue:



Ecuaciones en la forma molecular:



Se ve que el bicarbonato de calcio se convierte a sulfato de calcio; de esta manera, parte de la dureza de carbonatos se cambia

a dureza de no carbonatos durante la coagulación, lo que representa una desventaja, cuando se está tratando agua para usos municipales.

Podría concluirse, que el proceso de coagulación requiere un conocimiento del tipo de impurezas que se intente remover. En general se tienen 3 casos. Primero, se tienen aquellas impurezas coloidales que requieren coagulación sobre el lado ácido del punto isoeléctrico. Sustancias que dan origen al color, olor, sabor y emulsiones, parecen requerir este tipo de tratamiento. Segundo, hay sustancias que coagulan mejor en el punto isoeléctrico del coagulante. Estas sustancias parecen ser el grueso de las que provocan turbiedad, esto es, limos y arcillas. El tercer tipo de coagulación afectaría aquellas impurezas cargadas positivamente y por tanto requieren coagulación del lado alcalino del punto isoeléctrico. En esta categoría se tienen: las sales de los metales alcalinos, hidróxido de magnesio y los fosfatos, entre otros.

### Resultados de experiencias

#### Tratamiento de agua.-

Miller en 1925 asentó en sus estudios que la clarificación de aguas con color se debía a la acción trivalente de los iones  $Al^{+3}$  sobre la carga negativa del coloide, (acción pericinetica) neutralizándola. Señalaba que la hidrólisis del aluminio no tenía efecto en la desestabilización y que por el contrario era antagónico a la formación del flóculo de color.

Esta teoría se ha superado en la actualidad con la investigación tan amplia en este campo, viéndose que los hidratos de Al y Fe tienen acción predominante en la coagulación (acción hidrolítica).

En coagulación de aguas con color, con valores bajos de alcalinidad (20 a 40 ppm) se han tenido remociones óptimas a pH de 5.5 a 6.0, o se que ha actuado primordialmente el hidrato del metal, mientras que aguas con color, coaguladas a un pH francamente ácido ( $< 5$ ), la coagulación ha sido pobre, teniéndose una acción limitada de los iones trivalentes del metal.

Aguas con color y además con hierro en solución coagulan mejor a pH cercanos al neutro, teniéndose acción hidrolítica en la coagulación.

Langelier (6) comprobó en sus experiencias con aguas turbias preparadas con arcillas de diferente capacidad de intercambio (propiedad que les permite intercambiar los cationes que le son propios por aquellos que se encuentran en solución. La capacidad de permutación se expresa en miliequivalentes por 100 gr. Si la capacidad de permutación de la arcilla se expresa en me/g y la concentración de la arcilla en un sol coloidal en mg/l, la capacidad de permutación del sol E, resulta en me/l o en e/l, que

podrían tenerse tanto la acción hidrolítica del coagulante como la acción pericinetica. En sus pruebas comprobó que después de una zona de buena coagulación venía una zona de pobre coagulación al aumentar la dosis de coagulante, retornándose a una zona de buena coagulación, al continuar incrementando las dosis y el pH.

Black y Hannah (7) en estudios de aguas turbias preparadas con arcillas como la Kaolinita 4, tierra de Fuller y Montmorilonita 23, y variando las dosis de sulfato de aluminio y el pH, encontraron que la mejor remoción de turbiedad ocurría entre pH 7.5 y 8.75, en una zona de movilidad de partículas negativa, y no en el punto isoeléctrico de los coloides constatando también una zona de pobre coagulación antes de la regresión de carga (+) a (-). A valores mayores de 8.75 la coagulación vuelve a ser pobre debido a la característica anfotérica del  $Al(OH)_3$ . A pH de 4.5 a 5.0, en que no se forma el hidróxido, la acción <sup>3</sup> del ión trivalente neutraliza el coloide, removiéndose la turbiedad a valores no tan buenos como los que se tienen a pH 7.5 a 8.75.

De las experiencias se puede resumir que:

Al agregar una sal de aluminio o hierro a un agua con color, cuya alcalinidad natural o agregada, es suficiente para producir un pH que dé lugar a la hidrólisis de dichas sales, se producirá la reacción mencionada de mutua precipitación. Esta etapa de la coagulación se llama electrocínética o primaria.

La coagulación secundaria u ortocinética, tiene lugar cuando estos micelios primarios se van aglomerando, con o sin ayuda de co-coagulantes, para formar el "flóculo".

En las aguas turbias se tienen dos tipos de interacción simultánea. La primera es la adsorción de los iones trivalentes en la estructura de las arcillas por permutación, resultando una reducción del P. Z. negativo. La 2a. interacción consiste en una ulterior reducción del P. Z. por los hidratos positivos del coagulante. El resultado es una zona de pobre coagulación electrocinética en la gama ácida (coloides ligeramente negativos). Al aumentar las dosis de coagulantes a valores mayores que la capacidad de intercambio de las arcillas, el P. Z. regresa de (-) a (+) en una gama amplia de pH, de acuerdo a Langelier y Black, con un resultado pobre en coagulación. A medida que el pH se incrementa, las partículas se vuelven más negativas, actuando los hidratos metálicos como aglomerante de las partículas finas, produciéndose la coagulación ortocinética. O sea, que la coagulación ortocinética es predominante en la remoción de turbiedad, y la coagulación electrocinética en la remoción de color.

Tratamiento de desechos líquidos.

Se ha considerado efectivo en los casos en que los desechos industriales tienen una acción decisivamente inhibitoria en los procesos biológicos. Coagulación es ampliamente aplicada como ayuda



de otros procesos, sea en forma continua, estacional, o en cortos períodos, según se necesite.

La eficiencia del proceso clarificando aguas negras es del orden de 60 a 85% en la reducción de sólidos suspendidos (8).

La coagulación química ha sido efectiva en algunos casos de tratamiento de desechos conteniendo aceite emulsionado, aplicando  $CaCl_2$  para romper el agente activo emulsificante (jabones, sulfatos, sulfonatos del grupo amónico). Aceite emulsiones Se ha observado por el precipitado formado por la reacción de cal hidratada agregada y la dureza de carbonatos de aguas de desecho.

A nivel de laboratorio experimental también se han llegado a conclusiones favorables en el tratamiento de aceite emulsionado, utilizando un agente sólido absorbente como el carbonato de calcio o un flóculo preformado como el hidróxido de hierro; dependiendo la cantidad absorbida de la concentración de aceite (9).

La coagulación química de desechos de refinerías ha tenido resultados favorables., y la literatura da amplias referencias al respecto (10).

En general, la coagulación se lleva a un pH alcalino entre 8.0 y 9.5, utilizando previamente un sistema de regularización de gasto y composición. Este sistema normalmente es un separado de aceite API. La coagulación se ha hecho con sulfato de aluminio, controlando el pH con ácido o cal.

De reportes de plantas en operación se pueden señalar las siguientes (10):

Remoción de aceite	75 - 85%
Remoción sólidos Susp.	55 - 70%
Remoción de DQO total	45 - 75%
Remoción de DBO	45 - 60%

Los desechos líquidos de procesos de pintura conteniendo pigmentos y materia orgánica soluble, se han tratado químicamente con resultados satisfactorios (11). Se ha empleado sulfato de aluminio coagulando con pH ácido.

L

Los desechos de plutonio 239 del Laboratorio Científico de Los Alamos, Nuevo México, se han manejado concentrándolos y conteniéndolos. Una de las principales descargas en la corriente principal de desechos proviene de los procedimientos de limpieza y contaminación. La base del tratamiento es la coagulación con sulfato férrico, con cal hidratada para control de pH y la adición de co-coagulantes para mejorar la precipitación. Los lodos producto del tratamiento, se mezclan con otros desechos y con cemento, disponiéndolos en zanjas profundas. El efluente de la planta se descarga en los cañones secos en donde no hay oportunidad de reconcentración (12).

Hemerow (13) hace una descripción de aquellas industrias, en que

por los orígenes y características principales de los desechos, es aplicable la coagulación química, como parte importante en el tratamiento integral. Así se tienen: textiles, lavanderías, acero, entre otras.

Eckenfelder (14) resume los resultados de algunos tratamientos de desechos industriales a base de coagulación química.

### Coagulantes

Las sales de aluminio y hierro en solución requieren una zona de pH dentro de la cual los hidratos formados sean insolubles. Dentro de la zona existente un punto llamado iso-eléctrico en donde se tiene la velocidad más baja o carga del hidrato.

Es efectivo en la coagulación de desechos carboaceos.

En la mayoría de las aguas este punto no coincide con el punto isoeléctrico de los coloides, teniéndose una amplia variación de acuerdo con el efecto de algunos aniones en el agua.

### Efecto de algunos aniones en la gama isoeléctrica del hidróxido de aluminio.

<u>Anión</u>	<u>pH para insolubilidad</u>
Sulfato	5.2 a 7.6
Cloruro	7.8 a 8.5
Fosfato	4.8 a 8.1
Carbonato	6.2 a 9.4
Oxalato	8.8 a 9.0

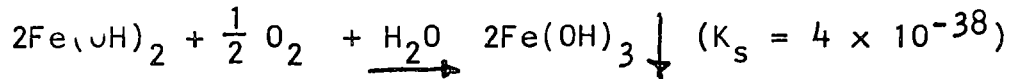
En la mayoría de las experiencias, teniéndose un exceso del radical  $\text{CO}_3=$  (aguas alcalinas), el pH no puede sobrepasarse de 8.5 debido a la característica anfotérica del hidróxido; recomendándose su empleo para una óptima eficiencia a pH de 5.0 a 7.5 aproximadamente. Esto hace limitativo el empleo del sulfato de aluminio. Por el contrario, para las sales de hierro, se tienen gamas de pH diferentes, por ejemplo, para las sales de hierro, se tienen gamas de pH diferentes, por ejemplo, para las sales ferrosas, el pH de óptima insolubilidad del hidróxido es entre 8.5 y 11, requiriéndose para alcanzar estos valores, el agregado de cal, que se complementa con el oxígeno disuelto del agua para formar el hidróxido férrico que es insoluble.

Las sales férricas, producen directamente el hidróxido férrico sin necesidad de oxidación. La zona de pH de óptima insolubilidad es entre 3.5 y 13, existiendo una zona entre 6.5 y 8.5, en que la precipitación se efectúa en forma mas lenta y a veces incompleta.

Reacciones del sulfato ferroso:

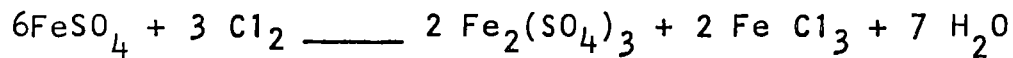


$$K_s = 1.65 \times 10^{-15} (25^\circ \text{C})$$



También una de las formas de conversión del ión  $\text{Fe}^{++}$  en ión  $\text{Fe}^{+++}$  es por medio de cloro. El cloro oxida el sulfato ferroso y forma una mezcla de cloruro férrico y sulfato férrico. Al coagulante se le llama comercialmente caparrosa clorada.

Reacción:



En la coagulación de coloides de desechos; las sales de hierro son más efectivas cuando se tiene una cantidad considerable de proteínas.

### Co-coagulantes

Son aquellas que ayudan a optimizar el proceso de coagulación, las cuales actúan en las tres formas siguientes:

- Acelerando la reacción, realizándose la coagulación en un tiempo corto.
- Haciendo más pesado el flóculo precipitado, mejorando su remoción.
- Precipitando directamente los coloides al crear una liga entre ellos (precipitación mutua).

Los co-coagulantes pueden actuar en una o más de las formas señaladas.

### Sustancias co-coagulantes

Lodos precipitados que se recirculen, método empleado ampliamente en procesos de ablandamiento por cal-carbonato de sodio. El lodo actúa como un catalizador, verificándose una verdadera siembra, y produciéndose flóculos más ponderables.

La bentonita o arcilla coloidal que proporciona peso al flóculo de la coagulación en las épocas de estiaje, en que las aguas por su baja concentración coloidal son difíciles de coagular. En este caso influye la capacidad de permutación de la arcilla que se emplee.

El silicato de sodio activado con ácido sulfúrico, sulfato de amonio, bicarbonato de sodio anhídrico carbónico o cloro, es uno de los co-coagulantes más empleados.

El Ing. Baylis empleó por primera vez el silicato activado con ácido sulfúrico (llamada técnica Baylis) en la planta del Distrito Sur de Chicago, a fin de lograr un flóculo más pesado y dura-

ble que sedimentara apropiadamente, y evitara el paso de materia floculenta por los lechos filtrantes. (15)

En la mayoría de las aguas poco mineralizadas se puede utilizar, ayudando a crear un flóculo pesado con las partículas neutralizadas.

El gel de sílice tiene su punto isoeléctrico a un pH entre 3 y 4, ionizándose a valores de pH neutro, en donde tiene una carga fuertemente negativa. En esta zona atrae al sol del coagulante que tiene un punto isoeléctrico distinto, produciéndose la coalescencia.

En algunas de las plantas en donde se ha empleado la sílice, se ha comprobado un ahorro del coagulante y del producto químico empleado para producir alcalinidad o para estabilizar las aguas coaguladas.

Los polielectrolitos son sustancias orgánicas sintéticas, por lo general polímeros con grandes pesos moleculares que llegan a variar hasta 25,000. Tienen características semejantes a las de los simples electrolitos en lo referente a cargas eléctricas o grupos ionizables. Se utilizan en la coagulación ya sea solos o como un co-coagulante para mejorar el proceso.

División: Catiónicos, no-iónico y aniónicos.

Los primeros adsorben las partículas coloidales negativas por su atracción electrostática; y también hacen más positivo a los soles de los hidróxidos, los segundos adsorben y floculan al producirse una cadena por medio del hidrógeno entre las superficies sólidas y los grupos polares de la sustancia, en los terceros la repulsión electrostática tiene un papel principal en la acción de floculación, teniéndose tres posibles mecanismos para la coagulación; (a) desplazamiento de los grupos aniónicos de las partículas coloidales por grupos aniónicos del polímero; (b) enlace entre el sólido y el polímero por medio de hidrógeno y (c) La creación de enlaces electrostáticos entre el coloide y el polímero por medio de cationes polivalentes.

Los polímeros se deben aplicar aproximadamente tres minutos después del agregado al coagulante. El propósito de este intervalo es permitir la formación primaria de microfloculos, para que el pueda ligarse a ellos.

#### RESUMEN:

Siendo el proceso unitario "coagulación" la parte medular del tratamiento de aguas, es elemental llevar al cabo, en cada caso, pruebas de cada caso, pruebas de coagulación que nos indiquen el tipo de productos químicos por emplear, las dosis óptimas, el pH de tratamiento, y el orden de adición de reactivos, información que será base para proceder al diseño de una planta potabilizadora.

Cubriendo esta disciplina, nuestro esfuerzo se traducirá en un diseño y operación económicos de la planta y en la producción de un agua de calidad potable.

### Control de la Coagulación:

Basicamente se deben controlar dos aspectos: la dosis de productos químicos y el pH de óptima coagulación. Unitario de control que se ha desarrollado ampliamente es la determinación de los cambios del potencial zeta a los efectos de los coagulantes.

El potencial zeta de los coloides se determina por la velocidad a la cual atraviesan un campo eléctrico, con un voltaje específico la que se conoce como movilidad electrofóretica. Se utilizan el Zetameber de T. Riddick (16) y la celda de Poriggs con las técnicas de Pilipovich etal (17). Ambos operan con el mismo principio: una muestra de agua conteniendo floculo o materia suspendida se coloca en una celda transparente que contiene un electrodo en cada extremo. Al aplicar corriente directa a los electrodos, las partículas cargadas del agua migrarán hacia el electrodo de carga opuesta a la de las partículas, con una velocidad que es proporcional a la magnitud de la carga de la partícula. La velocidad de migración puede medirse microscópicamente observando y midiendo el tiempo de recorrido de las partículas contra un micrometro ocular.

### Cálculos:

$$\Omega = \frac{dx}{tIRs} \quad \text{en donde :}$$

$\Omega$  movilidad, /seg/volt/cm

d distancia en micras que una partícula recorre en t segundos

x area de la sección transversal de la celda, cm<sup>2</sup>

I corriente aplicada, amperes

Rs Resistencia específica de la suspensión, ohm-cm. El equipo zetameber incluye un gráfico que elimina la necesidad de cálculos.

El potencial zeta se puede calcular en la forma ya indicada al principio de este tema, esto es:

$$\zeta = \frac{4\pi \eta V}{H_0}$$

Practicamente, y para T = 20 C,  $\zeta = 13 \times \Omega$  en mili volts

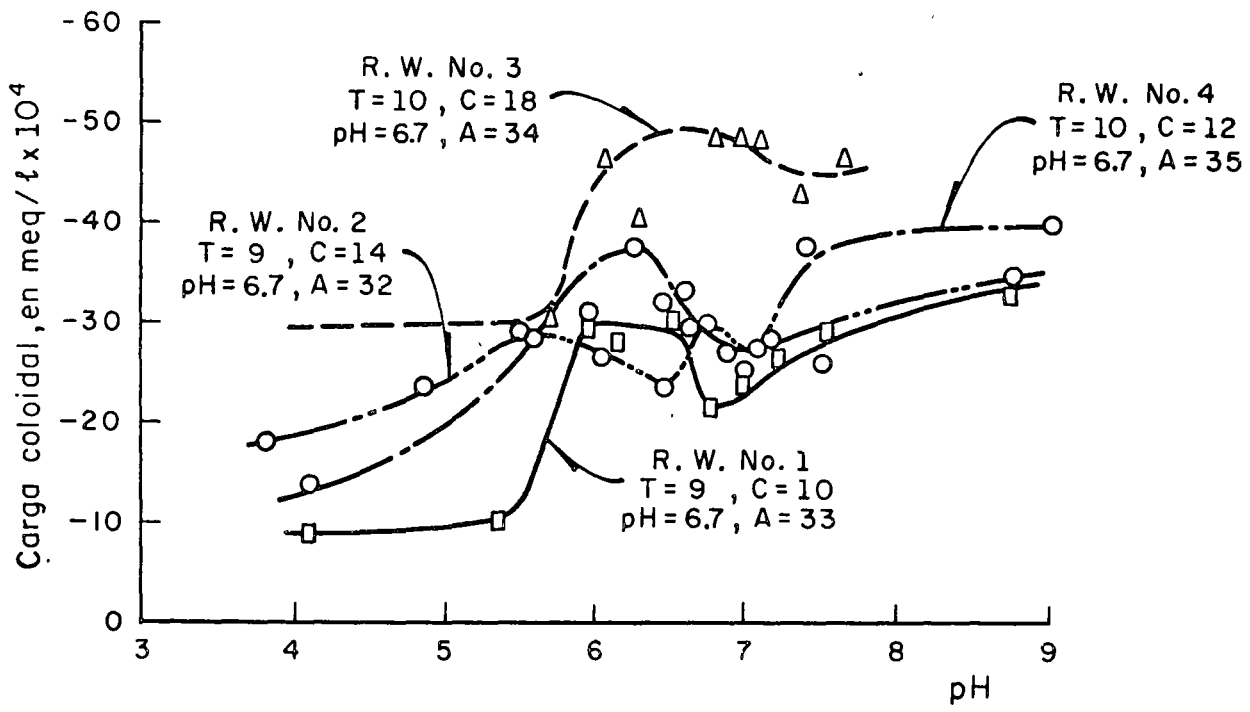
### Titulación Coloidal

Es un procedimiento para determinar la cantidad de coloide cargado en una muestra de agua. Se ha aplicado como un alternativa de las técnicas de electroforesis para medir las características de carga de los coloides, la determinación de los puntos isoeléctricos de los sistemas coloidales y para determinar las dosis de aluminio efectivas para coagulación. El metodo ha sido desarrollado por Kawaumi

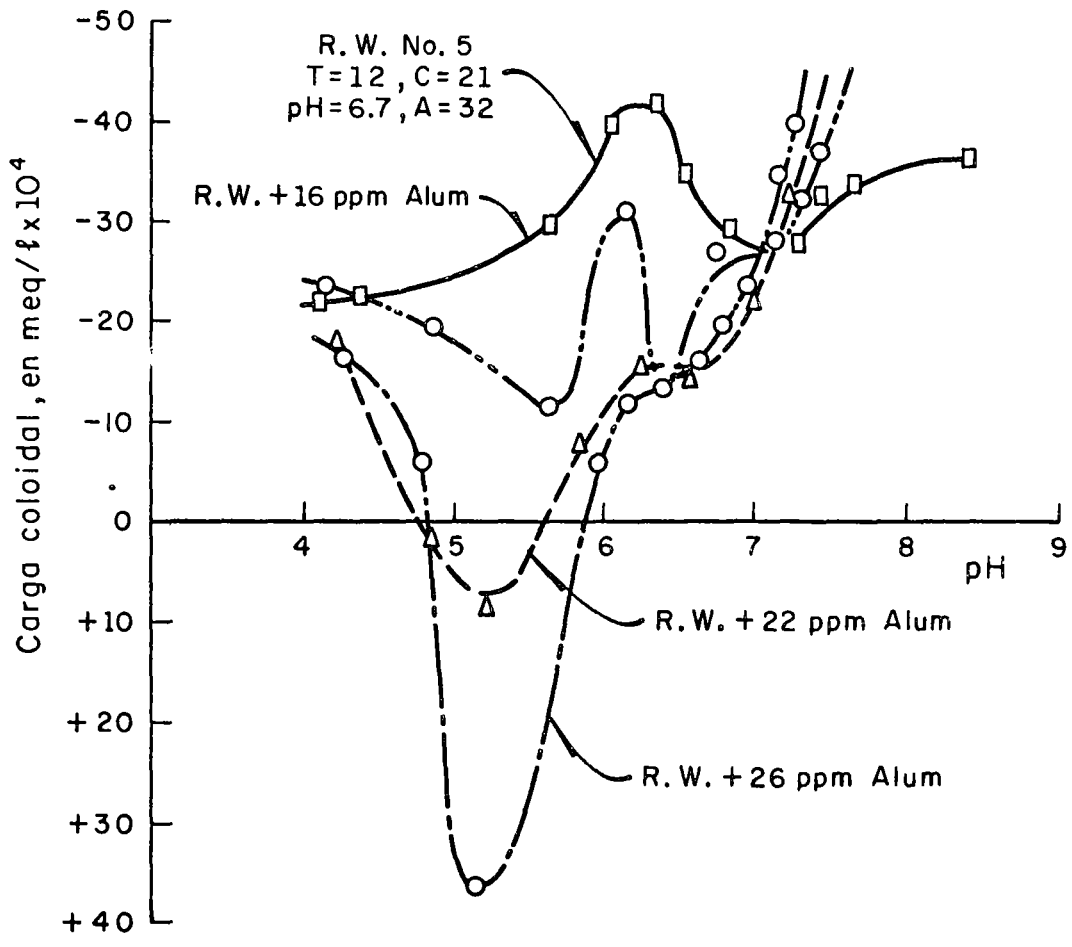
y Hanna en E.U., (18), (19) y Tanaka en el Japón. También es posible desarrollar una relación confiable entre la carga coloidal del agua cruda, la alcalinidad total y la dosis óptima de coagulante, esto es:

$$D = K, A \quad K_2 C^N \quad \text{en donde:}$$

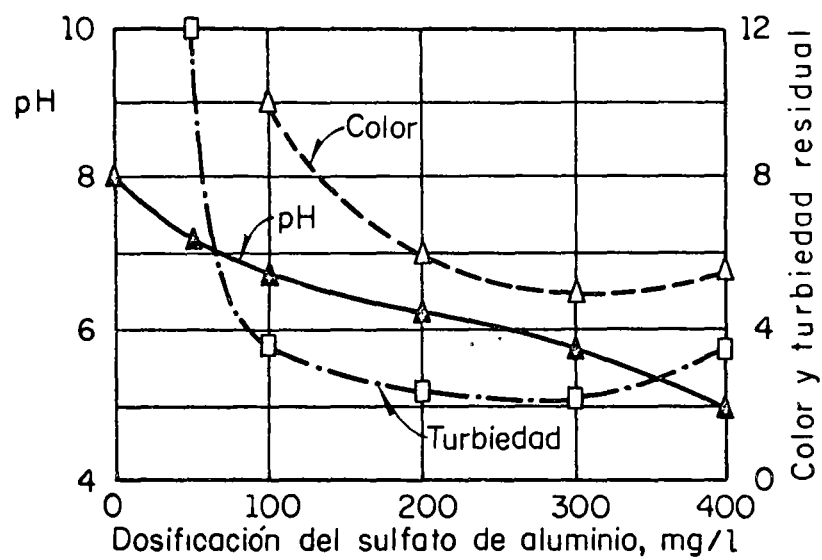
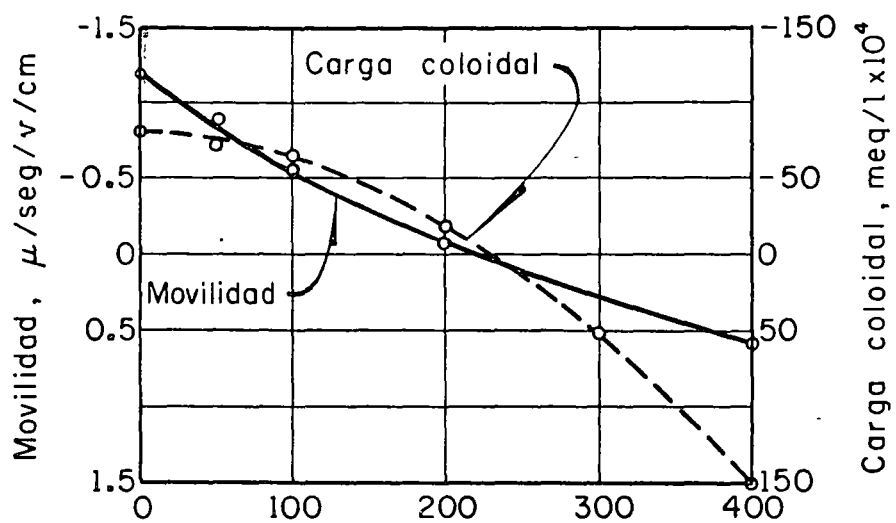
- D Dosis de coagulante requerido, mg/l
- A Alcalinidad total, mg/l como  $\text{CaCO}_3$
- C Carga coloidal, meq/l  $\times 10^4$



Condición de disociación del agua cruda (Río Yodo)



Condición de disociación del agua cruda



### RIO OLENTANGY

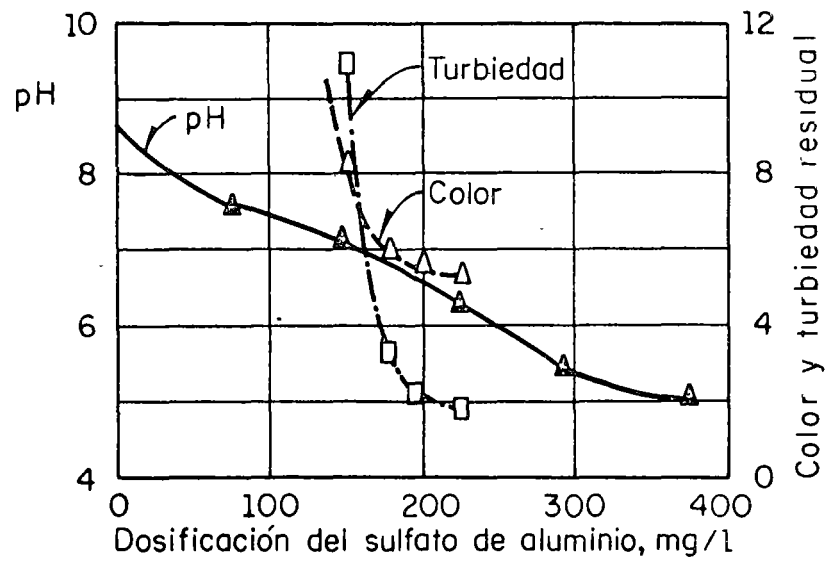
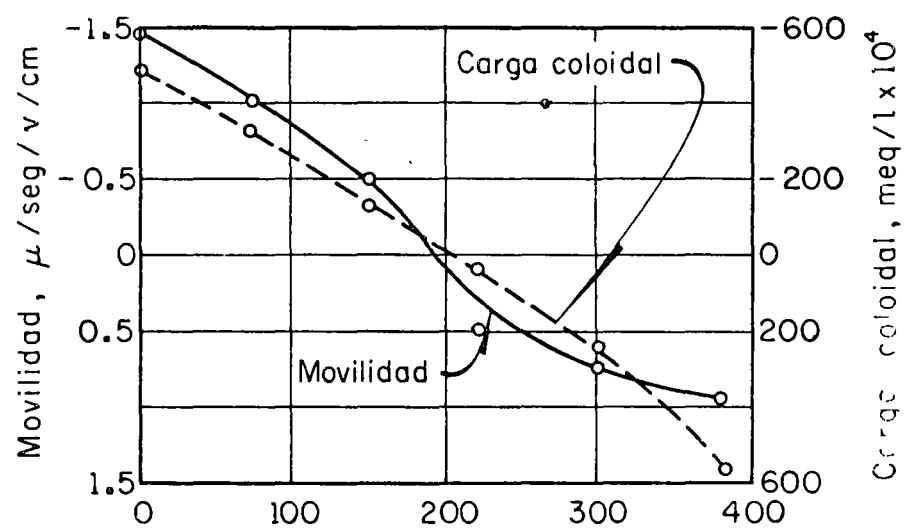
T = 42 unidades

C = 40 unidades

pH = 8.1

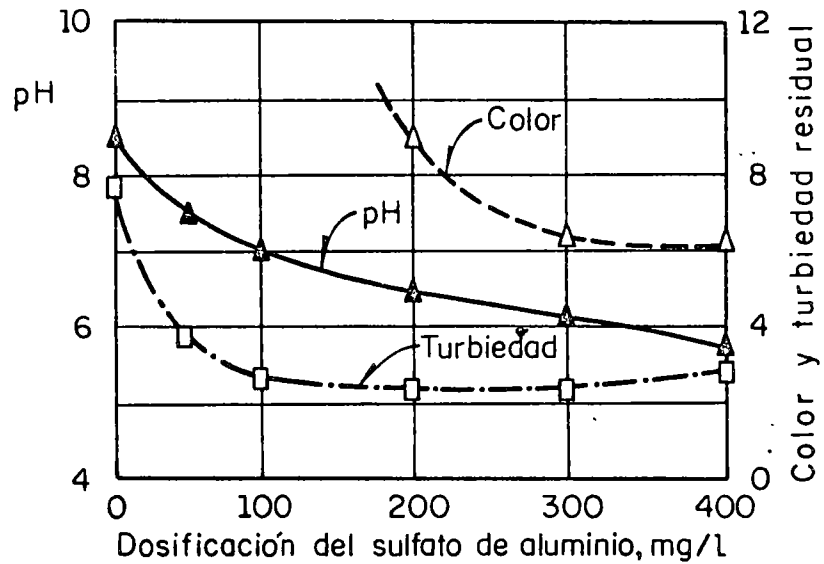
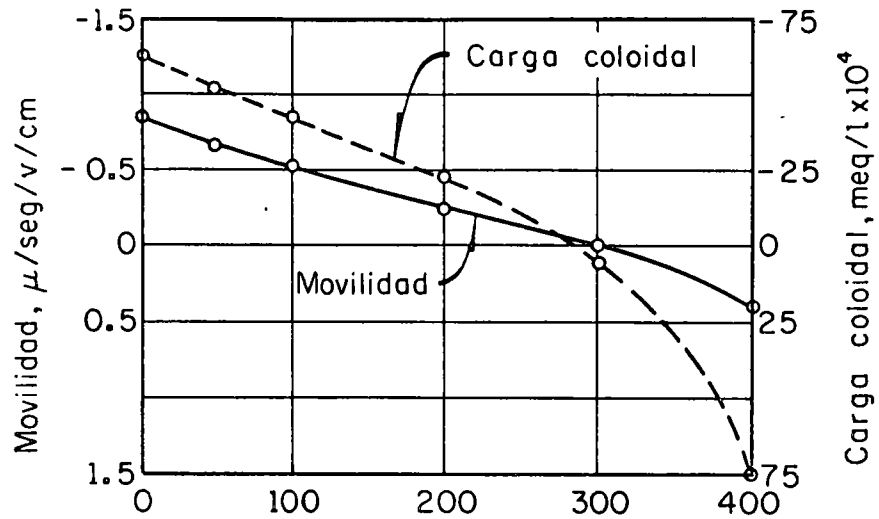
A = 156 mg/l





### RIO OLENTANGY

T = 680 unidades  
C = 125 unidades  
pH = 7.65  
A = 94 mg/l



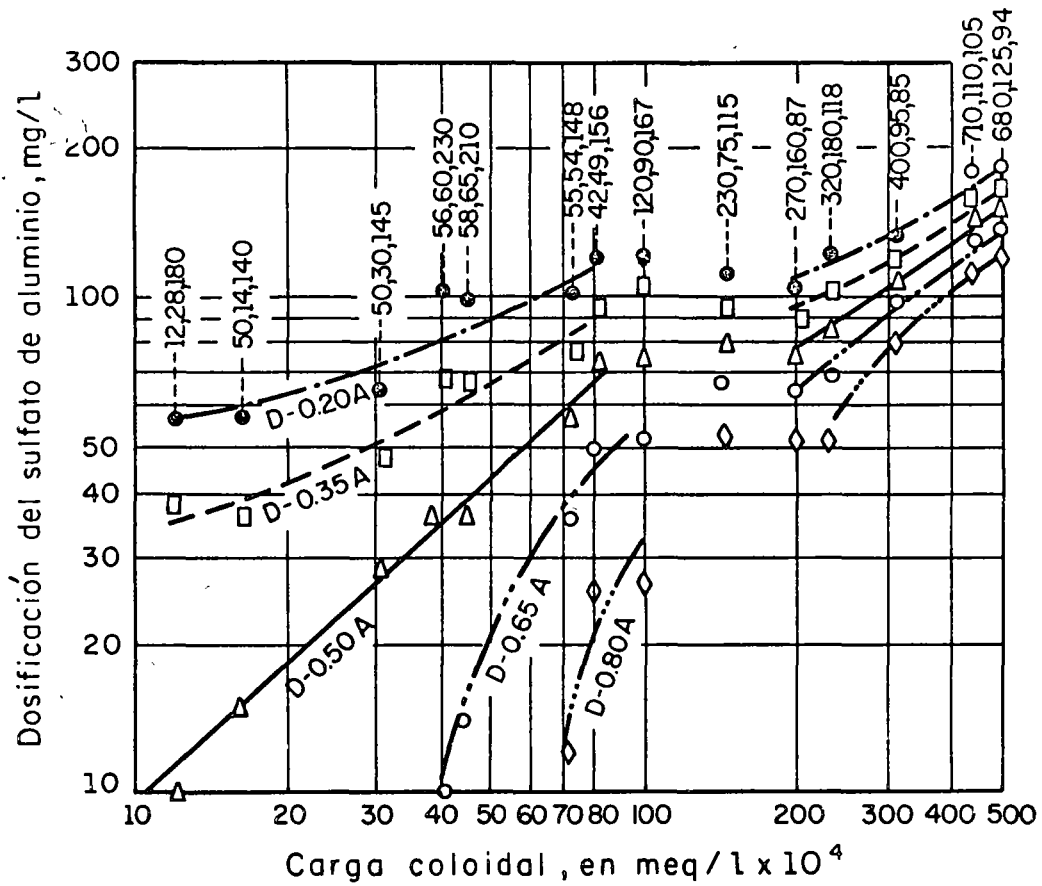
### PRESA GRIGGS

T = 7.8 unidades

C = 34 unidades

pH = 8.6

A = 195 mg/l



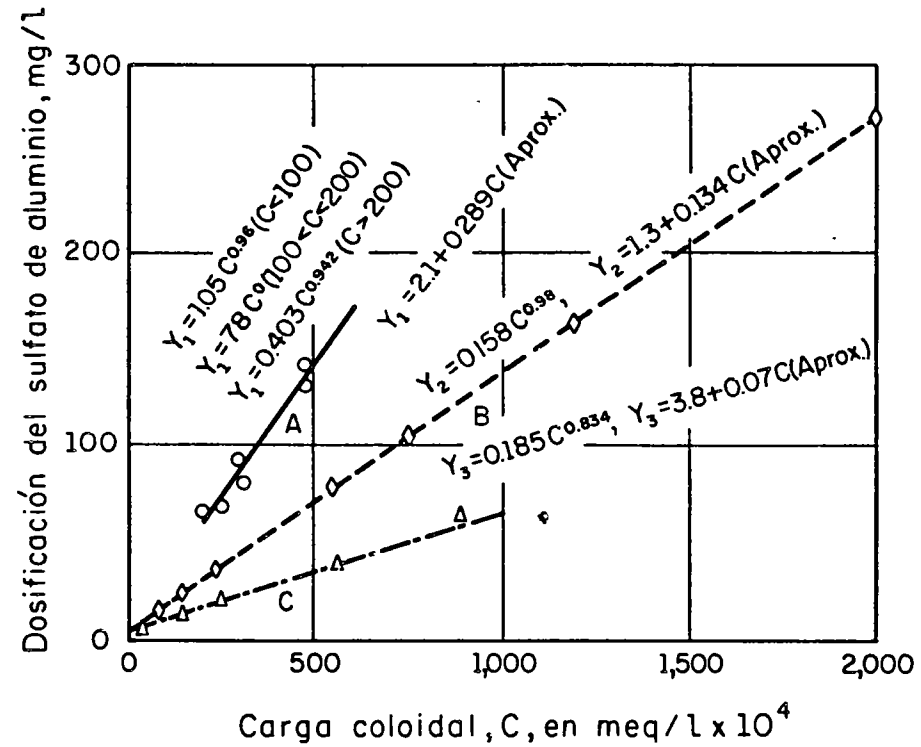
Gráfica de evaluación K<sub>1</sub> en las aguas del río Olentangy

$$Y_1 = (D - 0.50 A)$$

$$Y_1 = (D - 0.65 A)$$

$$Y_2 = (D - 0.68 A)$$

$$Y_3 = (D - 0.75 A)$$



Relaciones entre la carga coloidal y el factor del sulfato de aluminio

REFERENCIAS

- 1 L.G. Rich Unit Processes of Sanitary Engineering John Wiley & Sons, New York, (1963)
- 2 G.M. Fair, J.C. Geyer y D.A. Okun, Water and Waste Water Engineering Vol. 2, John Wiley & Sons. New York, (1968)
- 3 H.J. Harris, W.J. Kaufman y R.B. Krone , or Hrokinetic Flocculation in Water Purification, Journal of the Sanitary Engineering Division, Procs, ASCE, Vol. 92, No. S. A. -6 (1966)
- 4 Argaman, Turbulence and flocculation, Journal of the sanitary Engineering Div. Procs., ASCE, Vol. No SA-2 (abril de 1970)
5. C.N. Sawyer, Chemistry of Sanitary Engineers, Series in Sanitary Engineering, and Science, McGraw Hill Book, Co, New York (1965)
- 6 W.F. Langelier y H.F. Ludwig , Mechanism of Flocculation in the classification of Turbid Waters, Journal AWWA , Vol. 41, No. 2 (1949)
- 7 A.P. Black y S.A. Hannah, Electrophoretic Studies of Turbidity Removal by coagulation with Aluminum Sulphate, Journal AWWA, Vol. 53, No. 1 (1961)
- 8 Federation of Leverage and Ind. Wastes Ass. Sewage Treatment Plant design
- 9 D.E. Bloodgood y W.J. Kelleher, Fundamental Studies on the removal of Emulsified Oil by Chemical Flocculation, Proc. of the 7th Industrial Waste conference, Purdue University, Mayo 1952
- 10 M.R. Beydrock Aquifer Wastes from Petroleum and Petrochemical Plants John Wiley & Sons, New York
- 11 W.W. Eckenfelder, Jr. y D. J. O'Connor, Chemical Treatment of Paint and Pigment Wastes, Proc. of the 10th Industrial Waste Conference, Purdue University , mayo 1955
- 12 C.W. Christenson y L.A. Emility, Journal Water Pollution Control Federation, Chemical Treatment and Cement Fixation of Radioactive Wastes
- 13 N.L. Nemerou Theories and Practices of Industrial Waste Treatment, Addison Wesley Series in the Engineering Sciences, Massachusetts (1963)
- 14 W.W. Eckenfelder Jr. , Industrial Water Pollution Control McGraw Hill, New York (1966)

- 15 J.R. Baylis USE of Acid - Treated Sodium Silicate in Coagulation, Journal AWWA, Vol. 55, No. 12 (1963)
- 16 I.M. Riddick, Zeta Potencial and its Application to Difficult Waters, Journal AWWA, Vol. 53, No. 8 (1961)
- 17 J.B. Pilipovich, A.P. Black, F.A. Eidsness y T.W. Stearns, Electro phoretic Studies of Water Coagulation Journal AWWA, Vol. 50, No 11 (1958)
- 18 S. Kawamura y Y. Tanaka Water and Sewage Works, Vol. 113, Sept (1966)
- 19 S. Kawamura, y G. P. Hanne Jr. Proceedings, 21th Fudue Ind. Waste Conference, 381, 1966

#### BIBLIOGRAFIA

- 1 Awwa, Water Quality and Treatment, McGraw Hill, New York, 3a. edición (1971)
- 2 G.M. Fair, J.C. Geyer y D.A. Okun, Water and Waste Water Engineering vol 2, John Wiley & Sons, New York, (1968)

# ADSORPTION

R. E. Speece

## A. MAJOR CASES

1. Taste and Odor
2. Decolorization
3. Wastewater Reclamation
4. Byproduct Recovery
5. Refinery - oily water

## B. MECHANISMS

1. Lyophobic Behavior
2. Affinity of Solute
  - a. Exchange adsorption
  - b. Van der Waals
  - c. Chemsorption

## C. ADSORPTION EQUILIBRIUM - ADSORPTION ISOTHERMS

1. Langmuir Isotherm
  - a. Monolayer

b. Rate -  $X = \frac{X_m C}{1/b + C}$

c. Properties

d. Limitations

## 2. BET Model

a. Basis - Multilayer

b. Properties

c. Application

## 3. Freundlich Isotherm

a.  $X = kC^{1/n}$

## D. RATES OF ADSORPTION

1. Diffusion from bulk

2. Diffusion into micro-pores

3. Adsorption of solute on interior surfaces of adsorbent

4. Qualitative effects

a. Solute concentration - increase

b. Smaller molecules - increase

c. Temperature - increase



d. Smaller adsorbent particle size - increase

#### E. TOTAL ADSORPTION CAPACITY FACTORS

1. Solute concentration
2. Surface area
3. Temperature
4. pH
5. Mixed solute

#### F. CONTINUOUS CARBON COLUMN ADSORPTION

1. Exhaustion
2. Breakthrough
  - a. Types
  - b. Factors affecting
3. Types of flow

#### G. LABORATORY EXAMINATION

1. Determine adsorption isotherm
  - a. Vary liquid or carbon amount
  - b. Pulverize carbon

4

c. pH

d. Dose 0 to 5 gm/l

e. Plot X vs C

2. Uses of isotherm

3. Column studies

a. Depth

b. Materials

c. Operating limits

d. Breakthrough curve

H. POMONA AND LAKE TAHOE

1. Operating Experience

I. REGENERATION

J. COST ESTIMATES

K. DESIGN PROBLEM

Application of Bohart-Adams Relationship to the Removal of Synthetic Detergent by Adsorption in Continuous Carbon Columns.

Column Capacity Data for the Adsorption of ABS from a 10 mg/L Aqueous Solution

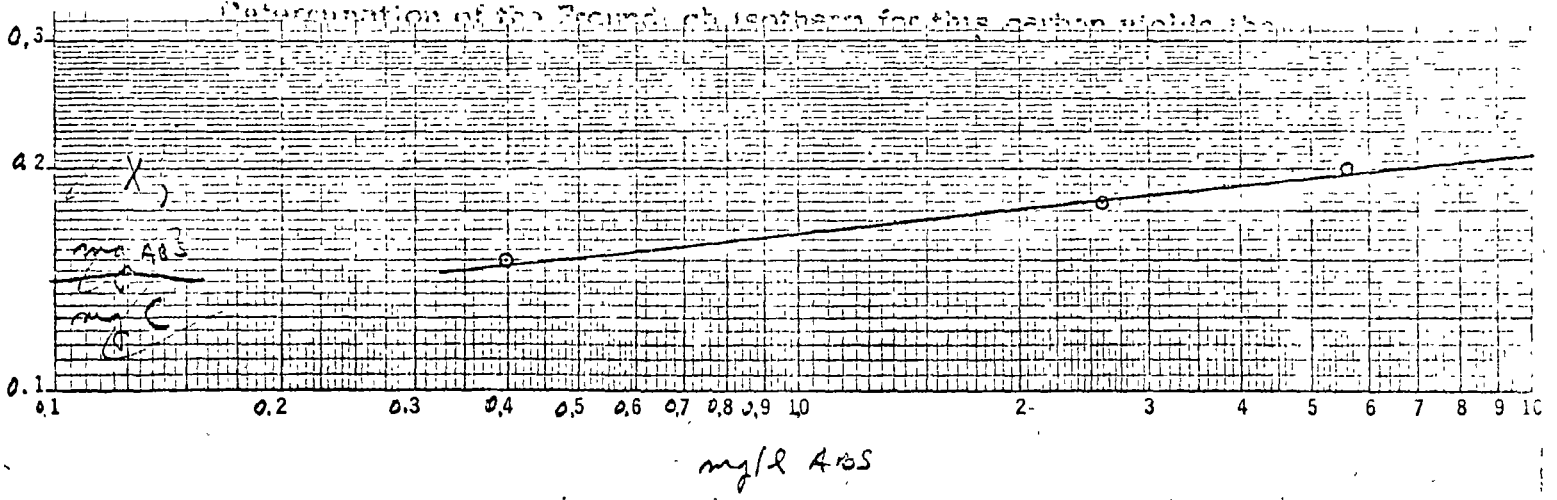
Flow Rate gpm	Bed Depth ft.	Throughput Volume gallons	Time hrs.	Capacity to 0.5 ppm Breakpoint		Carbon Dosage g/1000 gal.
				ABS Adsorbed g/100gC	Total ABS Adsorbed g/100gC	
2.5	4.5	363	440	8.9	24.0	0.37
	5.0	1216	1430	14.3	20.5	0.52
	7.5	2143	2620	15.9	15.9	0.53
5.0	2.5	141	67	3.1	19.7	2.86
	5.0	739	410	6.1	17.7	1.13
	10.0	2190	1340	12.7	12.7	0.56
10.0	5.0	332	107	5.7	14.3	2.22
	10.0	1330	420	7.7	12.0	1.00
	15.0	2750	835	10.4	10.4	0.52

*10.5 mg/L  
0.8. efflu.*

*0.5 mg/L  
15.7. from  
3rd column*

1 - 1 inch diameter columns were used  
 2 - to 0.5 ppm breakpoint from third column section  
 $R_B = 240 \text{ lb/ft}^3$

Determination of the Freundlich Isotherm for this carbon yields the following



The coefficients in the Bouret-Adams equation for this carbon can be determined graphically. A plot of  $t$  vs.  $x$  results in a straight line.

The adsorptive capacity  $N_0$  can be calculated from the slope of the line

$$N_0 = (\text{slope}) C_0 v$$

For these data

$$C_0 = \left( \frac{10 \text{ mg/L}}{10^3} \right) \left( \frac{52.4}{\text{ft}^3} \right) = 6.24 \times 10^{-4} \text{ lb/ft}^3$$

The rate constant  $K$  can be calculated from the intercept

$$K = \frac{\ln \left( \frac{C_0}{C_B} - 1 \right)}{C_0 (\text{intercept})}$$

For these data

$$\ln \left( \frac{10}{0.5} - 1 \right) = 2.95$$

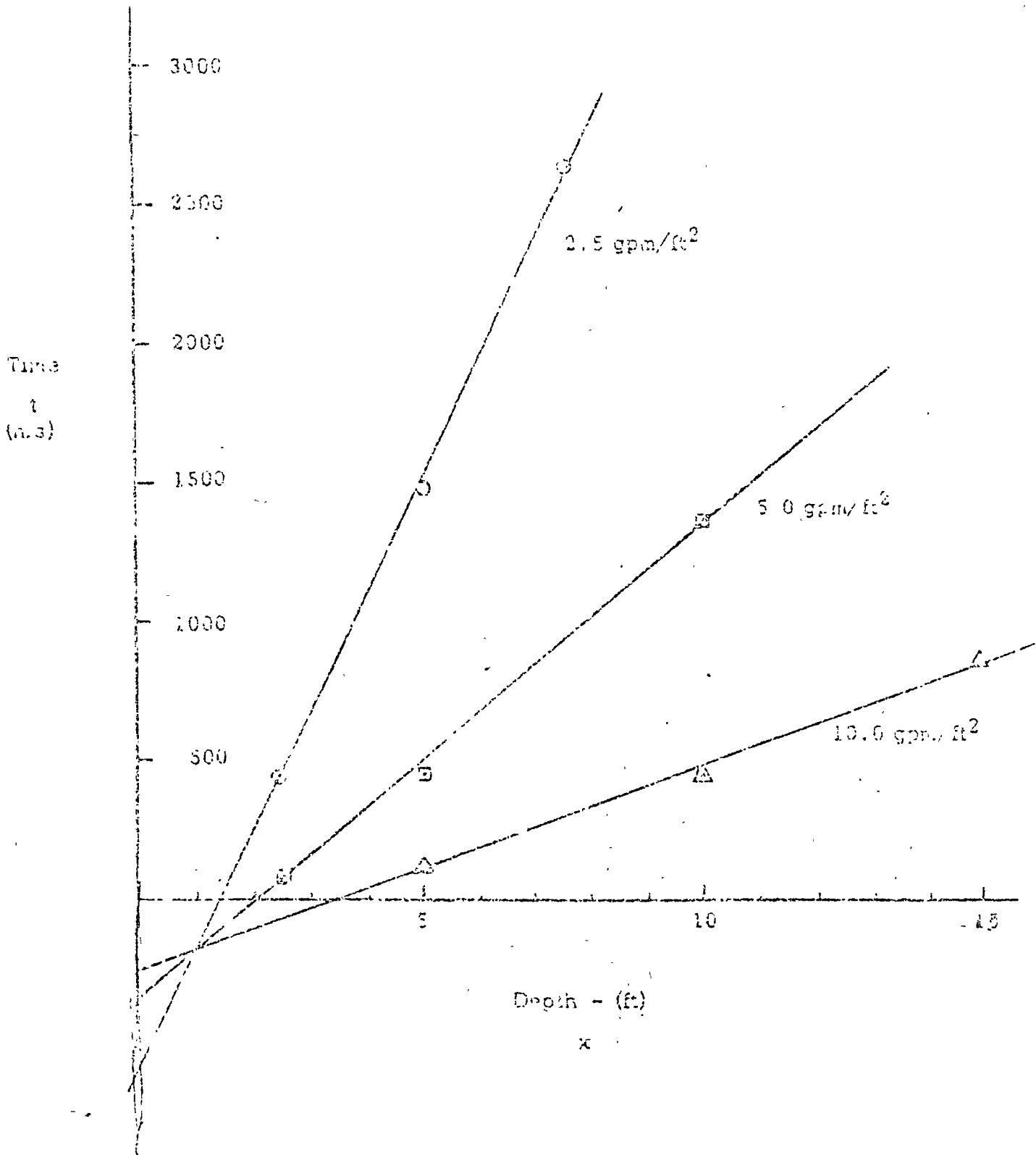
$$C_0 = 6.24 \times 10^{-4} \text{ lb/ft}^3$$

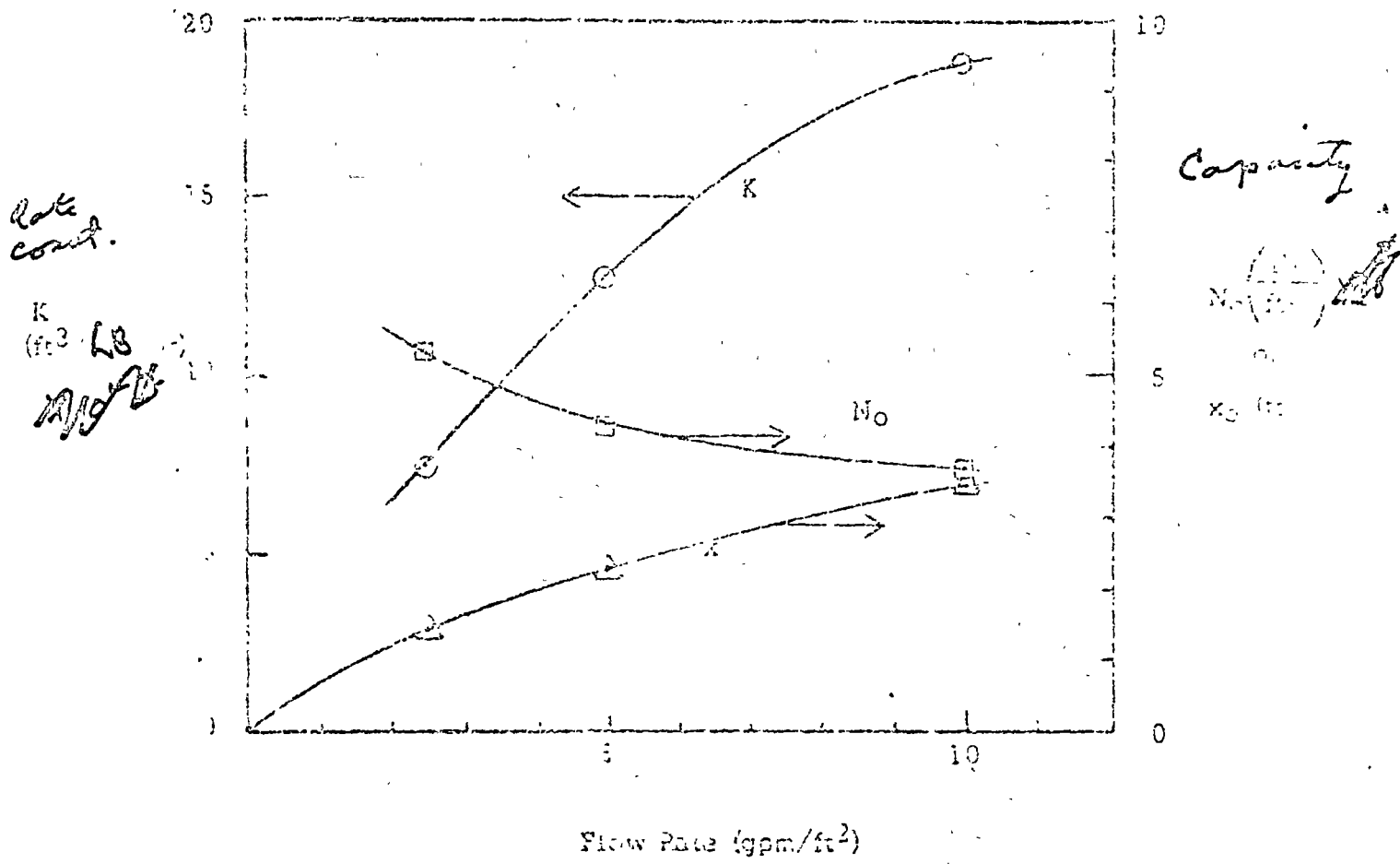
The critical bed depth can be calculated from the expression

$$x_0 = \frac{v}{KN_0} \ln \left( \frac{C_0}{C_B} - 1 \right)$$

The values for these coefficients are summarized in the following table:

Flow Rate gpm/ft <sup>2</sup>	Slope	$N_0$ lb/ft <sup>3</sup>	Intercept b	K ft <sup>3</sup> /lb-hr	$x_0$ ft
2.5	435	5.4	-630	7.5	1.46
5.0	170	4.2	-370	12.7	2.18
10.0	73	3.6	-250	18.8	3.48





The effect of flow on the value of K, N<sub>0</sub> and x<sub>0</sub>  
(Bohart-Adams relationship)

This carbon will be used to treat water which contains 10 mg/L ABS to a residual of 0.5 mg/L at a rate of 100,000 gallons per week. The carbon bed is 3 feet in diameter and 5 feet deep. (Area = 3.14 ft<sup>2</sup>)

- a) Calculate the annual carbon requirement.
- b) Calculate the adsorption efficiency.

Solution:

- a) Assume a 5-day work week; therefore the flow rate is

$$\frac{100,000}{5(1440)} = 13.9 \text{ gpm or } 4.4 \text{ gpm/ft}^2$$

From the chart at this flow rate

$$K = 11.7 \text{ ft}^3/\text{lb-hr}$$

$$N_0 = 4.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$v = \frac{4.4 \text{ gpm}}{\text{ft}^2} \left( \frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{\text{ft}^3}{7.48 \text{ gal}} \right) = 35.4 \text{ ft/hr}$$

$$t = \frac{4.5}{0.000824(35.4)} \left[ 5 - \frac{35.4}{11.7(4.5)} (2.98) \right] = 615 \text{ hrs}$$

$$\text{Total Volume} = 13.9 (60) (615) = 514,000 \text{ gal}$$

$$\text{Annual Volume} = 5,200,000 \text{ gal}$$

$$\text{Number of carbon changes} = \frac{5,200,000}{514,000} = 10.2$$

$$\text{Volume of carbon per change} = 3.15 \times 5 = 15.8 \text{ ft}^3$$

$$\text{Annual carbon volume} = 15.8 (10.2) = 160 \text{ ft}^3$$

From Isotherm:

$$X = \frac{21 \text{ lb ABS}}{100 \text{ lb C}}$$

Total ABS removed

*[Handwritten calculations and signatures]*  
 (10.2) (160) (3.15) = 514,000 gal  
 514,000 gal / 5,200,000 gal = 10.2  
 10.2 (160) (3.15) = 514,000 gal

Adsorption

$$\frac{410 \text{ lb}}{2.1 \text{ lb}/100 \text{ lb C}} = 1950 \text{ lb/yr carbon required}$$

*Ying*

$$= (1950)(244 \text{ ft}^3) = 81 \text{ ft}^3$$

b) Efficiency of carbon beds

Total Ads adsorbed = 410 lb

Total Capacity = (2.1 lb/100) (150 ft<sup>3</sup>) = 720

$$\text{Efficiency} = \frac{410 (100)}{720} = 57\%$$

Computed from  $x_1$  : *not valid*

$x_0 @ 4.4 \text{ gms/ft}^3 = 2.1$

$$\text{Efficiency} = \frac{x - x_0}{x} (100) = \frac{5 - 2.1}{5} (100) = 58\%$$



REFERENCES

- 11
- Wichta, A. F. and G. L. Culp, "Water Reclamation Studies at The South Tanoe Utility District," J. Water Pollution Control Federation, 39, p 787 (1967).
- Bishop, D. F., et al, "Studies on Activated Carbon Treatment," J. Water Pollution Control Federation, 39, p 188 (1967).
- Parkhurst, J. D., et al, "Pomona Activated Carbon Plant," J. Water Pollution Control Federation, 39, p R69 (1967).
- Morris, J. C. and W. J. Weber, Adsorption of Biochemically Resistant Materials from Solution, AWTR-9, U. S. Public Health Service, (May 1964).
- Joyce, R. S. and V. A. Sukenik, Feasibility of Granular, Activated Carbon for Wastewater Renovation, AWTR-10 and AWTR-15, U. S. Public Health Service, (May 1964) (October 1965).

CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS

RESIDUALES INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

TEMA:

REDUCCION Y PRECIPITACION DEL CROMO

UBALDO BONILLA D.

PROFESOR INVESTIGADOR DE LA FACULTAD DE

INGENIERIA UNAM

1971

## REDUCCION Y PRECIPITACION DEL CROMO

### CONTENIDO:

- 1 INTRODUCCION
- 2 TRATAMIENTO CON SULFATO FERROSO Y CAL
- 3 REDUCCION CON BIOXIDO DE AZUFRE
- 4 REDUCCION CON METABISULFITO DE SODIO
- 5 CONTROL DE LA REACCION OX\_RED.
- 6 TRATAMIENTO DISCONTINUO
- 7 TRATAMIENTO CONTINUO
- 8 EJEMPLO.

MEXICO, D.F., 1971

PROFESOR INVESTIGADOR, FACULTAD DE INGENIERIA, UNAM

# REDUCCION Y PRECIPITACION DEL CROMO

ING. UBALDO BONILLA D.

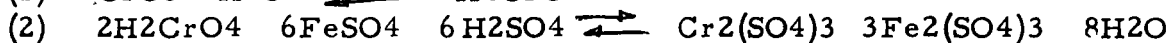
## 1- INTRODUCCION

El cromo se encuentra como desecho de las industrias del cromado y proviene sobre todo del proceso de enjuagado de los baños de ácido crómico y de los baños de anodización. En estos baños se encuentra  $\text{CrO}_3$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , ó bien  $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , en soluciones de pH 5.0 y concentraciones de cromo exavalente de unas 20,000 ppm., siendo la acidez de las aguas de desecho proporcional a la concentración de cromo presente.

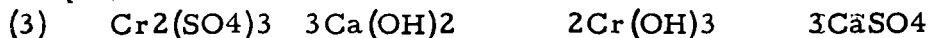
El cromo se presenta también como desecho en la industria del acero, en donde se usa para fabricar planchas de blindaje y acero inoxidable.

## 2- TRATAMIENTO CON SULFATO FERROSO Y CAL

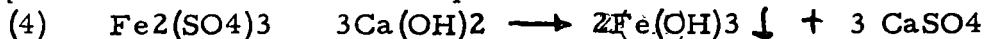
El sulfato ferroso reacciona con el cromo exavalente, oxidándose a sulfato férrico y reduciendo al cromo al estado trivalente, en el caso de la presencia de  $\text{CrO}_3$ , se efectúan las siguientes reacciones:



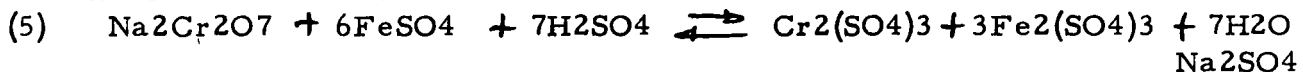
La reacción ocurre rápidamente a pH 3, en consecuencia es necesario el control del pH, mediante la adición de *cal. ácido*



La cal reacciona también con el sulfato férrico producido en la reacción (2), para producir hidróxido férrico que se sedimenta:



Cuando se encuentra presente  $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , el sulfato ferroso reacciona de acuerdo con la ecuación:



precipitándose después el sulfato cromoso y el sulfato férrico mediante la adición de cal, según las reacciones (3) y (4).

Las cantidades teóricas de reactivos, necesaria para reducir y precipitar 1ppm. de  $\text{Cr}^{+6}$  son:

Reactivo:	ppm.
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	16.03
$\text{H}_2\text{SO}_4$	6.01
Cal (90%)	9.48

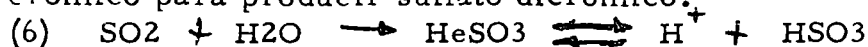
Las cantidades de lados producidos con:

Lado	ppm.	por cada ppm. de:
$\text{Fe}(\text{OH})_3$	0.38	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
$\text{CaSO}_4$	1.84	Cal
$\text{Cr}(\text{OH})_3$	1.98	Cr

Se ha observado que para obtener una reacción completa del cromo, es necesario agregar una dosis excesi6n de, sulfato ferroso, igual a 2.5 veces la dosis te6rica.

### 3- REDUCCION CON BIOXIDO DE AZUFRE

La disoluci6n de SO<sub>2</sub> en agua produce 6cido sulfuroso, el cual reacciona con el 6cido cr6mico para producir sulfato dicr6mico.



La extensi6n de la Disociaci6n del 6cido sulfuroso est6 dada por la ecuaci6n:

$$(8) 1.72 \times 10^{-2} = \frac{(\text{H}^+)(\text{HSO}_3^-)}{(\text{H}_2\text{SO}_3)}$$

de manera que ha pH > 4.0 existe solo el 1% del radical sulfato, como H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> y la reacci6n procede muy lentamente.

A pH < 2 la reacci6n es practicamente instantanea y est6 de acuerdo con los requerimientos te6ricos, pero dependiendo del pH variar6 la basicidad de la sal de cromo producida, por ejemplo, a pH = 3 formar6 Cr<sub>2</sub>(OH)<sub>6</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> y a pH = 5 Cr(OH)<sub>3</sub>, en lugar de Cr<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>. Los tiempos necesarios para completar la reacci6n hasta un 99%, de acuerdo con Chamberlain y Day son como sigue:

pH	1.0	1.5	2.0	3.0	4.0	5.0
min	0.1	0.5	5.0	30.0	60.0	200.0

La precipitaci6n del Cr<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> se efectua mediante adeci6n de cal, de acuerdo con la reacci6n (3). Las cantidades te6ricas para reducir y precipitar 1 ppm. de cromo s6n 1.85 ppm. de SO<sub>2</sub> y 2.38 ppm. de cal (90%).

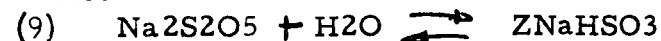
El ox6geno presente en las aguas de enjuague consume 6cido sulfuroso para formar 6cido sulf6rico, por lo tanto, se requiere agregar un exceso de SO<sub>2</sub> para satisfacer esta demanda. Una dosis de 35ppm. es generalmente suficiente para reducir el Cr<sup>6+</sup> y el ox6geno presente.

En niveles de pH > 3, se produce sulfato b6sico de cromo en la reacci6n, disminuyendo la cantidad necesaria de cal para la neutralizaci6n subsecuente, mientras que ha pH de 8.0 a 9.9 la solubilidad del Cr(OH)<sub>3</sub> es practicamente nula. Los lodos producidos se compactan al 1 6 2% en peso.

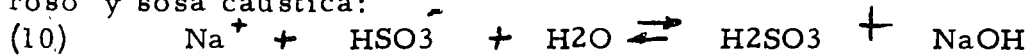
Los requerimientos de 6cido necesario para la reducci6n del Cr<sup>6+</sup> dependen de la acidez de los desechos originales y del pH de la reacci6n del 6xido reducci6n. Normalmente la determinaci6n te6rica de la cantidad de 6cido requerido es muy dif6cil por lo cual usualmente se recurre a titular muestras al pH deseado, usando 6cido estandarizado.

### 4- REDUCCION EN METABISULFITO DE SODIO

Al agregarse al agua el metabisulfito de sodio se hidroliza para formar disulfito de sodio:

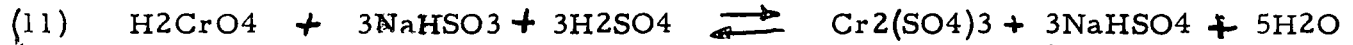


El disulfito de sodio se desocia y reacciona con el agua para formar ácido sulfuroso y sosa caústica:



como la reacción (7), de reducción del cromo con ácido sulfuroso, depende del pH de la solución, será necesario neutralizar la sosa caústica formada en la reacción (10), previamente a la iniciación del proceso de reducción.

La reacción total del  $\text{H}_2\text{CrO}_4$  con el bisulfito de sodio es:



Como en el caso de reducción con  $\text{SO}_2$ , la rapidez de la reacción depende del pH y la temperatura produciéndose sales cromosas de distinta basicidad según el pH de la solución. La precipitación del  $\text{Cr}_2(\text{SO}_4)_3$  se realiza como en los casos anteriores. Las cantidades teóricas de reactivos necesarios para reducir y precipitar una ppm. de Cr son: 2.81 ppm. de  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$  (97.5%), 1.52 ppm.  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , y 2.38 ppm. de cal (98%).

## 5 CONTROL DE LA REACCION DE OXIDO-REDUCCION

Ya que la reducción del cromo se efectúa según una ecuación de oxido-reducción, el proceso se puede controlar mediante la mediación potencial de oxido-reducción al progresar la reacción; el punto en el cual el cromo se encuentra completamente reducido se puede observar experimentalmente en curvas semejantes a las presentadas en las figuras 1 y 2. Debido a que las aguas de desecho pueden contener otros metales además del cromo, el potencial de oxido reducción en el punto de equivalencia obtenido experimentalmente, no coincidirá con el potencial teórico correspondiente a la reducción del cromo. Por ejemplo para el sistema cromo sulfato de fierro a  $\text{pH}=2$ , el potencial teórico es 0.581, contra valores experimentales de 0.537 volt; para el mismo sistema, usando un exceso de agente reductor del 10%, el potencial teórico es 0.529 volt contra un valor experimental de 0.495 volt. En la figura 3, se presenta un esquema en el que se muestran los aparatos usados para la determinación, en el laboratorio, del potencial de oxido reducción del punto de equivalencia en la reducción del cromo, para lo cual: se toma un litro de muestra y se agrega  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (0.1N) hasta  $\text{pH} 2.0 \pm 0.1$ , ó hasta el pH al cual se quiera efectuar la reacción.

Se determina el contenido de  $\text{Cr}^{6+}$  usando  $\text{N}_2$  (gas), se purga el oxígeno presente en la muestra, y se calcula la cantidad de agente reductor necesario para reducir todo el Cr puesto.

Se agrega agente reductor en encuentro de 1, 5, 10, 50, 90, 95, 99, 101, y 110% del calculado para la reducción. Después de cada incremento se determina el Cr presente y se une del potencial de oxido reducción, teniendo cuidado de mantener el pH del experimento,

Se agrega cal hasta elevar el pH a 8.6. Se floccula por 10 minutos. Se pasa la muestra a una probeta de 1 litro se dibuja una curva de rapidez de sedimentación de lados, para 1 periodo de una hora.

Se deja la muestra reposar durante la noche y se mide el nivel final de los lados. Se mide el total de lados producido en gramos 1 litro, y se determina su concentración como por ciento en peso.

## 6- TRATAMIENTO DISCONTINUO

Este tipo de tratamiento se usa en plantas de cromado con volúmenes diarios de aguas de desecho menores a 115,000 lt. Se necesitan los tanques de tratamiento cada uno con capacidad igual al volumen de desechos producidos en un día; mientras en uno de los tanques se efectúa el tratamiento, el otro se está llenando. Los tanques están provistos de mezcladores de floculación, y alarma de nivel superior para evitar el derramamiento de los desechos hacia fuera de las paredes del tanque. La acumulación de los lodos se efectúa en la parte inferior del tanque, la cual tiene forma de talva, frama. Los lodos pueden ser dispuestos, por enterramiento o bien llevados a lechos de arena, en donde después de 8hs. se obtiene un producto manejable con pala. El tratamiento de los desechos en este caso, se hace con ácido sulfúrico, metabisulfito y cal. Primero se determina en el laboratorio el contenido de Cr de los desechos, y se determina en 1 lt de muestra la cantidad proporcional de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> que debe ser agregada al tanque para bajar el pH a del análisis de Cr se determina la cantidad necesaria de Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>5</sub> necesaria para reducirlo. Se agregan ambos reactivos al tanque y se mezcla durante 15 minutos determinándose entonces el Cr el cual, para que en caso de que este exista se agregue, la cantidad de metabisulfito que sea necesaria, mezclándose en tal caso nuevamente por 15 minutos. Una vez que no existe Cr residual, se toma 1 lt de muestra con solución estando de cal, hasta pH5 y se agrega al tanque la cantidad necesaria proporcional, se flocula por 15 minutos se deja sedimentar por 4 horas, de las cuales los lodos pueden disponerse y las aguas tratadas descargarse en el alcantarillado.

## 7- TRATAMIENTO CONTINUO

Cuando el volumen diario de desechos excede 120,000 lt, el tratamiento discontinuo no es posible, debido al gran volumen de tanques del cual sería necesario disponer. Para el tratamiento continuo se requiere un tanque de acidificación y reducción un tanque de mezclado para la reacción de la cal, y un tanque de sedimentación. Los tiempos de retención en cada tanque son regidos por las siguientes especificaciones:

Tanque :	Especificación:
Reducción	4 veces el tiempo teórico al pH trabajado
Floculación	aprox. 20 minutos.
Sedimentación	$\leq 500 \frac{\text{gal}}{\text{dia ft}^2}$

Cuando la concentración de Cr en los desechos varíe durante el día, se debe tener antes del tanque de reducción, un tanque de homogenización de los desechos, con el objeto de inmunizar las fluctuaciones en la alimentación de reactivos a los otros tanques, figura 5.

El tanque de reducción requerirá de instalaciones para control automático de pH y potenciales de oxido reducción. La alimentación de cal deberá regular sistema de control de pH.

En algunas cosas en que el tratamiento no haya sido completo, el efluente se lleva a un tanque auxiliar desde el cual recircula para recibir tratamiento adicional.

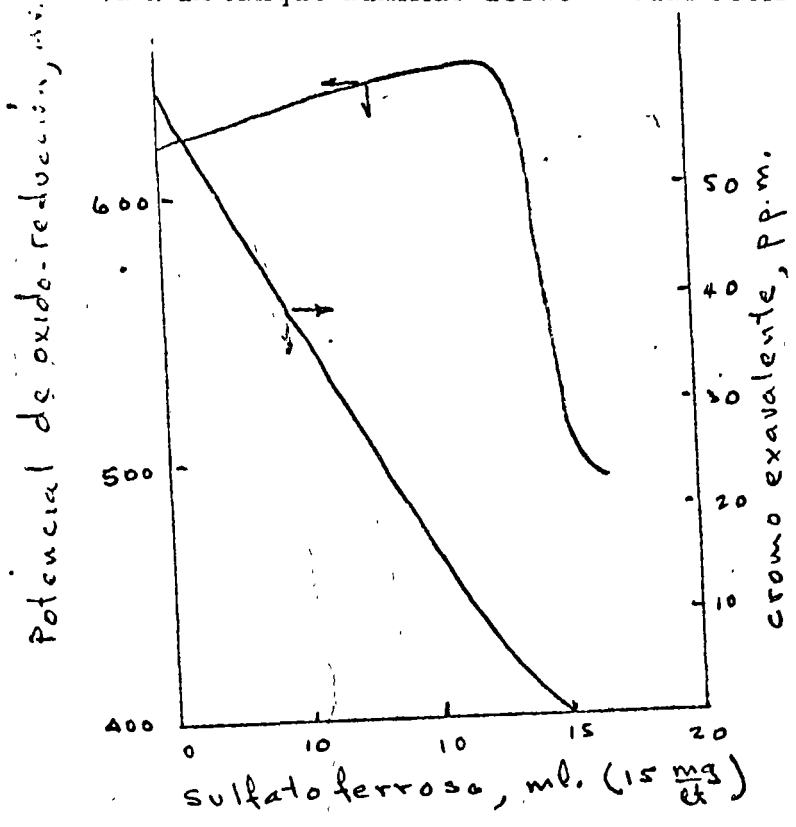


Fig. 1 Relación entre la reducción de Cr FeSO4 y el potencial oxido-reduccion

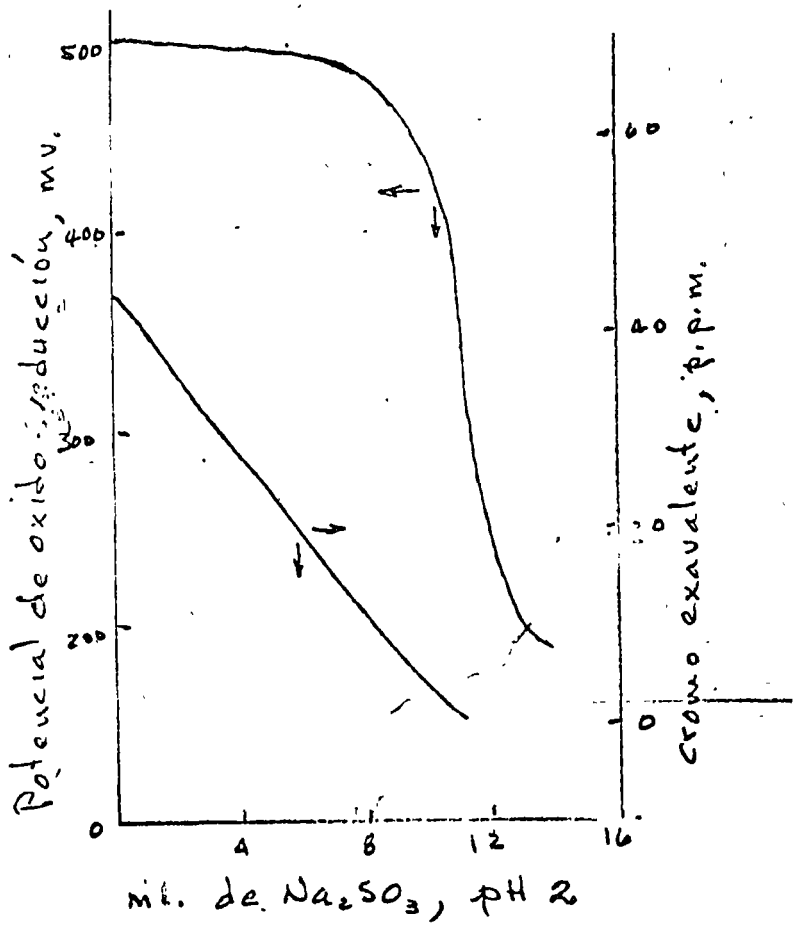


Fig. 2 Relación entre la reducción del cromo con Na2SO3 y el potencial de oxido-reduccion



Fig. 3 Conjunto de aparatos para el control de la reacción de reducción de cromo exavalente

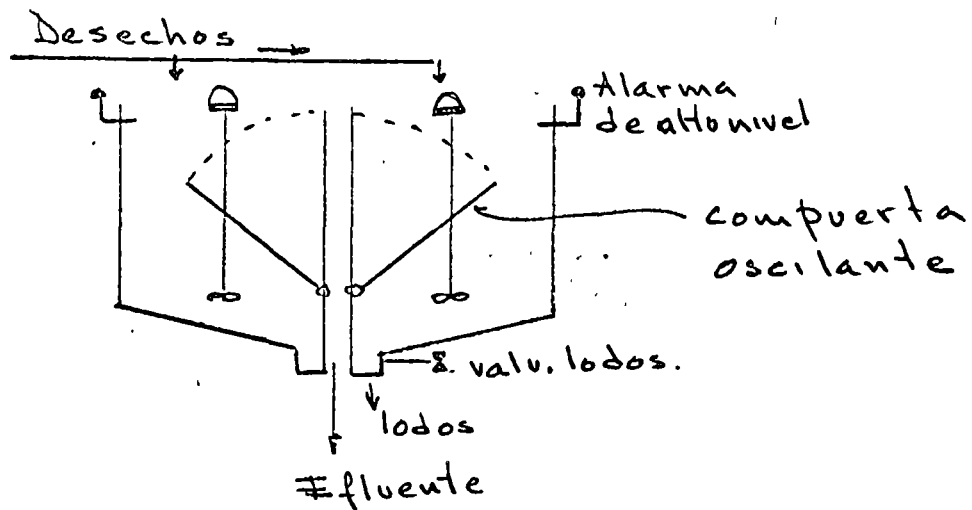
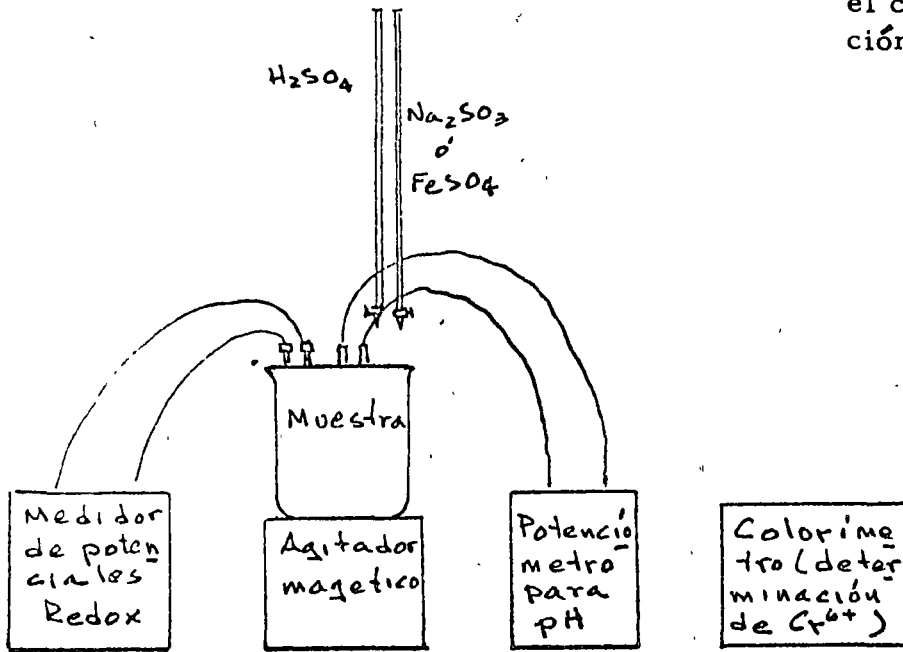


Fig. 4 Tratamiento discontinuo de cromo exavalente.

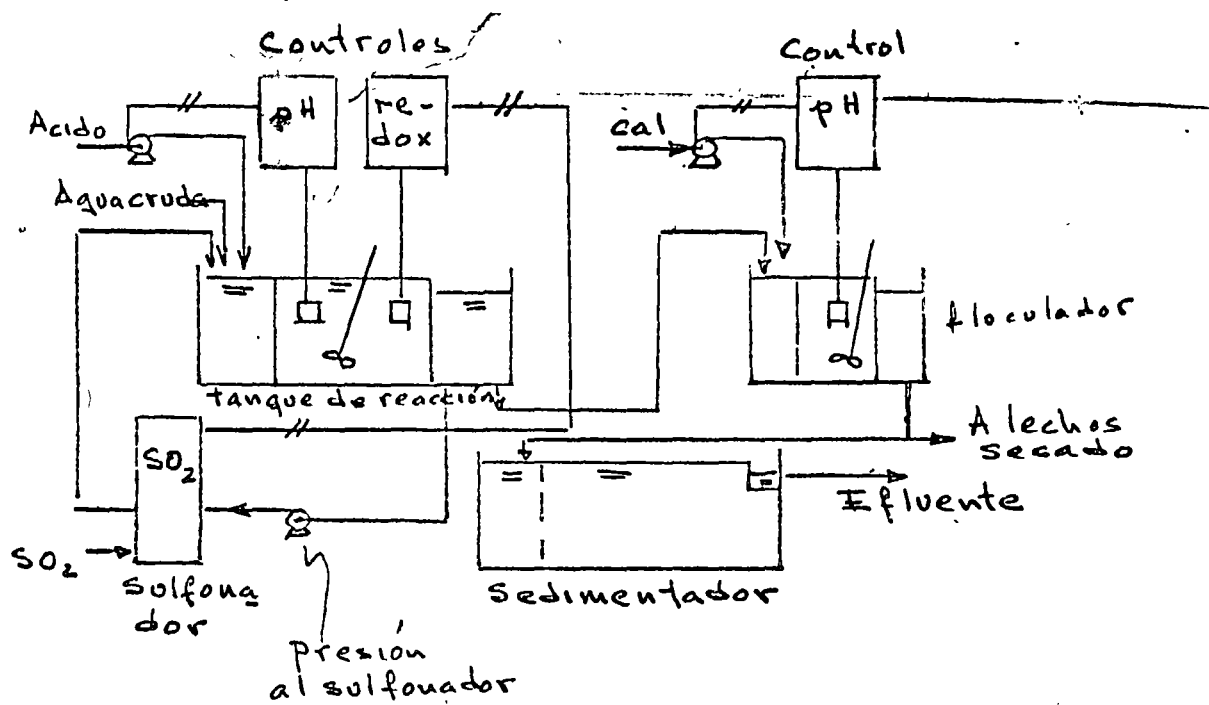


Fig. 5 Tratamiento continuo de cromo exavalente.

## 8- EJEMPLO

Se desean tratar 30,000  $\frac{\text{gal}}{\text{día}}$  de desechos conteniendo 49  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$  Cu, 12  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$  y 5  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$  O<sub>2</sub>, usando SO<sub>2</sub>. Para precipitar un ppm. de Cu de Zn se requieren 1.3ppm. de cal (90%). Calcule la cantidad de reactivos necesarios y la cantidad de los producidos, si la reacción ocurre a pH 5.

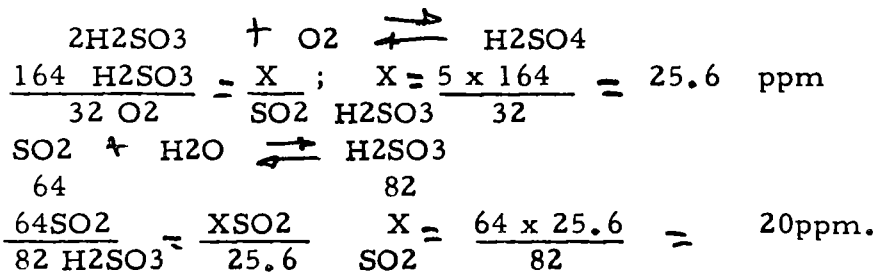
a) SO<sub>2</sub> para reducir Cr

$$1.85 \frac{\text{mg}}{\text{Lt}} \text{ SO}_2 \left( 30,000 \frac{\text{gal}}{\text{día}} \times 49 \frac{\text{mg}}{\text{lt}} \times 3.785 \frac{\text{lt}}{\text{gal}} \right)$$

$$\frac{\text{mg}}{\text{lt}} \text{ Cr}$$

$$= 10300000 = 10.300 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

SO<sub>2</sub> para reucir O<sub>2</sub>: considerando la ecuación



Se requieren 20 ppm de SO<sub>2</sub> para reducir 5 ppm de O<sub>2</sub> o sea 4ppm de SO<sub>2</sub> para reducir un ppm de O<sub>2</sub>.

$$4(30,000 \times 5 \times 3.785) = 2260000 \frac{\text{mgr}}{\text{día}}$$

$$2.260 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Total de SO<sub>2</sub>

Cr <sup>6+</sup>		10.3	kg/día
O <sub>2</sub>		2.26	
Total		12.56	kg/día

b) Cal (90%)

Para precipitar Cr<sup>3+</sup>

$$2.38 (30,000 \times 49 \times 3.785) = 13.2 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Para precipitar Cu y Zn

$$1.3 (30,000(11+12) \times 3.785) = 3.42 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Total		16.62	kg/día
-------	--	-------	--------

c) Lodos

Cr (OH)<sub>3</sub> — 1.98ppm/ppm Cr

$$1.98 (30,000 \times 49 \times 3.785) = 11.9 \text{ kg/día}$$

Cu (OH)<sub>2</sub> y Zn(OH)<sub>2</sub>

$$\begin{array}{r} \text{54} (30,000 \times 23 \times 3.785) = \frac{4.02 \text{ kg/día}}{\text{Total}} \\ \hline 15.02 \text{ kg/día} \end{array}$$

ya que:

CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS  
RESIDUALES INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

TEMA:

POTENCIALES Y FENOMENOS ASOCIADOS .

UBALDO BONILLA D.

PROFESOR INVESTIGADOR DE LA FACULTAD DE

INGENIERIA UNAM

1971

# POTENCIALES Y FENOMENOS ASOCIADOS

## CONTENIDO:

- 1           ACTIVIDAD Y VIGOR IONICO
- 2           POTENCIALES DE ELECTRODO
- 3           ELECTRODOS DE REFERENCIA
- 4           MEDIACION DE pH
- 5           CELDAS ELECTROQUIMICAS
- 6           POTENCIALES DE OXIDO REDUCCION
- 7           FENOMENOS ASOCIADOS
- 8           VALORACION POTENCIOMETRICA

MEXICO, D.F., 1971

PROFESOR INVESTIGADOR. FACULTAD DE INGENIERIA, LECTURA COMPLEMENTARIA AL TEMA "REDUCCION Y PRECIPITACION."

# POTENCIALES Y FENOMENOS ASOCIADOS

Ing. Ubaldo Bonilla D.

## 1 ACTIVIDAD Y VIGOR IONICO

Cuando una sustancia química se disuelve en el seno del agua, se ioniza en menor o mayor grado. Algunas sustancias como el NaCl tienen constitución iónica en su estado natural, en tal caso el proceso de solución consiste en la separación por el agua de los iones positivos (Na<sup>+</sup>) y negativos (Cl<sup>-</sup>). En otros casos las sustancias existen naturalmente en forma molecular, por ejemplo el HCl en estado puro, en cual reacciona con el agua para formar iones positivos (H<sup>+</sup>) y negativos (Cl<sup>-</sup>).

La sustancia (soluto) que al disolverse en el agua (solvente), forma una solución que tiende a ser completamente ionizada se denomina "electrolito fuerte". Por otro lado si el soluto permanece en su mayor parte en forma molecular en el seno del agua formando pocos iones, se denomina "electrolito débil".

Si en una solución iónica de una sustancia se agregan iones, de otra, se producen atracciones y repulsiones entre todos estos, lo cual determina que desde un punto de vista cuantitativo, baje la "actividad" ó concentración efectiva de cada ión. Llamado  $c_i$  a la molaridad ó un cierto ión en una solución conteniendo diversos iones, el "coeficiente de actividad"  $f_i$ , se define como la relación entre la actividad  $a_i$  y la concentración  $c_i$  de tal ión.

$$f_i = \frac{a_i}{c_i} \quad (1)$$

El vigor iónico (ionic strength), de una solución, es función de las molaridades y cargas  $a_i$  de todos los iones presentes ya sean positivos o negativos.

$$\mu = \frac{1}{2} \sum_i c_i z_i^2 \quad (2)$$

En las soluciones muy diluidas las actividades y las concentraciones molares son practicamente iguales, de manera que los coeficientes de actividad de cada uno de los iones componentes es practicamente 1. La relación entre los coeficientes de actividad y el vigor iónico, esta dada por:

$$-\log f_i = 0.5 \sum_i \frac{z_i^2}{1 + \sqrt{\mu}} \quad (3)$$

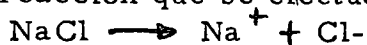
Para soluciones en las que  $\mu < 0.1$ , y la temperatura sea de 0 a 40°C. como podrá observarse en el siguiente ejemplo, este límite de  $\mu$  corresponde a concentraciones raramente encontradas en problemas de ingeniería sanitaria.

Ejemplo: una solución de NaCl tiene una concentración de 6000 mg/L.

Determinar:

- a) El vigor iónico de la solución  
 b) El coeficiente de actividad del Na y del Cl-  
 c) La actividad del Na y del Cl-

a) La reacción que se efectúa es :



Como una molécula gramo de NaCl es igual a 58.448 gr., y cada molécula gramo de NaCl produce una de Na y una de Cl-

$$\begin{aligned} C_{\text{Na}^+} = C_{\text{Cl}^-} &= \frac{6000 \text{ mgr}}{58.448 \text{ Lt}} \left| \frac{\text{mol. gr}}{\text{gr.}} \right| \frac{\text{gr.}}{1000 \text{ gr}} \\ C_{\text{Na}^+} = C_{\text{Cl}^-} &= 0.103 \frac{\text{mol. gr.}}{\text{Lt}} \end{aligned}$$

Como la carga de cada ión es 1, aplicando (2) se obtiene:

$$\mu = \frac{1}{2} (0.103(1)^2 + 0.103(1)^2) = 0.103$$

b) Como las cargas de ambos iones son iguales, sus coeficientes de actividad serán iguales, aplicando la ecuación (3):

$$\begin{aligned} -\log f &= 0.5(1)^2 \frac{\sqrt{0.103}}{1 + \sqrt{0.103}} = 0.121 \\ \log f &= 1.879 \qquad \qquad \qquad f = 0.758 \end{aligned}$$

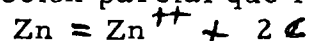
c) De la ecuación (1) se obtiene para ambos iones:

$$a = 0.758 (0.103) = 0.078$$

## 2 POTENCIAL DE ELECTRODO

Una barra metálica sumergida en agua recibe el nombre de electrodo, los electrodos tienden a disolverse en el agua, hasta alcanzar una condición de equilibrio. Si por ejemplo la barra es de zinc, pasarán al agua iones zn, dejando a la barra cargada negativamente, bajo estas condiciones la barra atraerá hacia si iones positivos hasta alcanzar la condición de equilibrio.

La reacción parcial que representa este fenómeno es:



en donde  $e$  es un número molar de electrones igual a un faraday ó 96500 conlombs de electricidad.

La acumulación de cargas negativas en una barra metálica, crea una diferencia de potencial entre esta y su vecindad líquida, cuyo signo y magnitud depende de la posición de equilibrio, la actividad de los iones y de otros factores, en otras palabras es función del número de iones metálicos que han pasado a la solución hasta alcan



zar la condición de equilibrio. A tal diferencia de potencial se le llama potencial de electrodo.

Si, por ejemplo, se tienen dos celdas, una de zinc y otra de hierro, y se conectan sus electrodos con un alambre y sus medios líquidos mediante un puente salino, se establecerá una corriente de electrones que fluirá del electrodo de zinc al de hierro, esto significa que el potencial del electrodo de zinc es mayor que el del electrodo de hierro

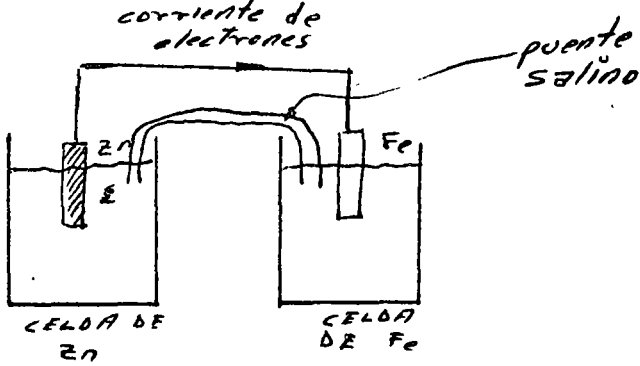


fig. 1 Celda Galvánica

Un arreglo como el de la figura anterior constituye una celda galvánica o electroquímica. El valor absoluto de un potencial de electrodo no puede ser medido, pero sí la diferencia de potencial entre los dos electrodos de una celda galvánica: en consecuencia, si un electrodo particular se elige como referencia, y se le asigna un potencial arbitrario, el potencial de cualquier otro electrodo podrá expresarse con respecto al del electrodo de referencia.

### 3 ELECTRODOS DE REFERENCIA.

El electrodo considerado universalmente como referencia, es el de hidrógeno, el cual está formado por una laminilla de platino cubierta con negro de platino inmersa en una solución con iones H<sup>+</sup> a actividad unitaria, bañada con una corriente de gas hidrógeno a una atmósfera de presión

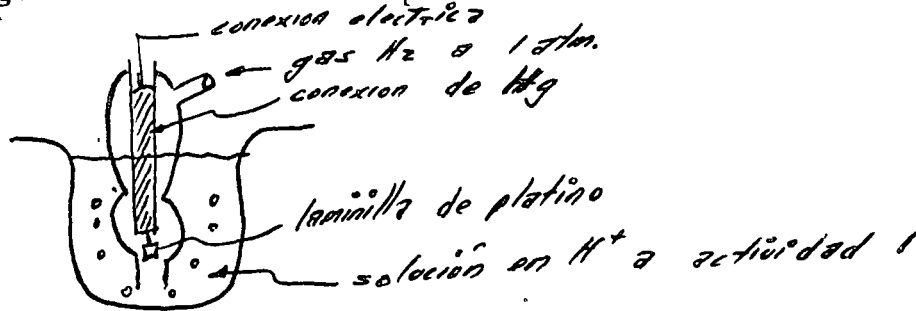


fig. 2 Electrodo estándar de hidrógeno

El potencial del electrodo estándar de hidrógeno corresponde a la ecuación parcial



Para medir el potencial de un electrodo cualquiera, basta conectarlo con el electrodo estándar, y unir las celdas correspondientes por medio de un puente salino.

La diferencia de potencial entre ambos electrodos corresponderá al potencial del electrodo en cuestión ya que el del electrodo de hidrógeno se considera ce ro. En la tabla I aparecen los potenciales de diversos electrodos con referencia al de hidrógeno, tales potenciales se representan por  $E_0$  y se denominan standard.

TABLA I Potenciales de electrodo respecto al de hidrógeno

Electrodo	Potencial $E_0$ volts	reacción parcial
K	-2.92	$K^0 \longrightarrow K^+ + e$
Ca	-2.87	$Ca^0 \longrightarrow Ca^{++} + 2e$
Zn	-0.76	$Zn^0 \longrightarrow Zn^{++} + 2e$
Fe	-0.44	$Fe^0 \longrightarrow Fe^{++} + 2e$
Cd	-0.40	$Cd^0 \longrightarrow Cd^{++} + 2e$
Sn	-0.13	$Sn^0 \longrightarrow Sn^{++} + 2e$
Pb	-0.12	$Pb^0 \longrightarrow Pb^{++} + 2e$
H	-0.00	$H_2^0 \longrightarrow 2H^+ + 2e$
Cu	-0.34	$Cu^0 \longrightarrow Cu^{++} + 2e$
Ag	-0.79	$Ag^0 \longrightarrow Ag^+ + e$

La variación del potencial de electrodo con las actividades de las sustancias reactantes esta dada por la ecuación de Nerast:

$$E = E_0 - \frac{Rt}{2F} \ln q \quad (4)$$

donde:

- R = constante del gas
- T = temperatura absoluta
- F = valor del faraday
- Z = número de electrones en la reacción parcial correspondiente
- q = Expresión de equilibrio para la reacción parcial
- $E_0$  = valor del potencial cuando todas las sustancias reactantes están en actividad unitaria.

Por ejemplo, para el electrodo de cobre se obtiene:

$$E_{Cu} = E_{Cu}^0 - \frac{RT}{2F} \ln (Cu^{++})$$

Ya que la actividad de la barra de cobre puro se considera 1.

Debido a que el electrodo de hidrógeno es complicado en su uso se han desarrollado otros electrodos de referencia. El electrodo de calomel, y el electrodo de vidrio, son posiblemente los más usados.

Los electrodos de calomel (fig. 3) se clasifican en normales, decimo-normales y saturados, de acuerdo con la concentración del cloruro de potasio usado en prepararlos, el potencial que cada uno de estos electrodos desarrolla, depende de la concentración de esta solución. La relación entre los potenciales de los electrodos de hidrogeno y de calomel, esta dado por los valores siguientes:

TABLA 2.- Potenciales del electrodo de calomel a 25° C

Conc. KCl	E° volts
0.1N	0.336
1.0N	0.281
Saturado	0.246

Por lo tanto, las fuerzas electromotivas medidas a 25° C usando el electrodo saturado de calomel como referencia, se puede corregir a la escala de hidrógeno sustrayendo -0.246 volts a los valores medidos.

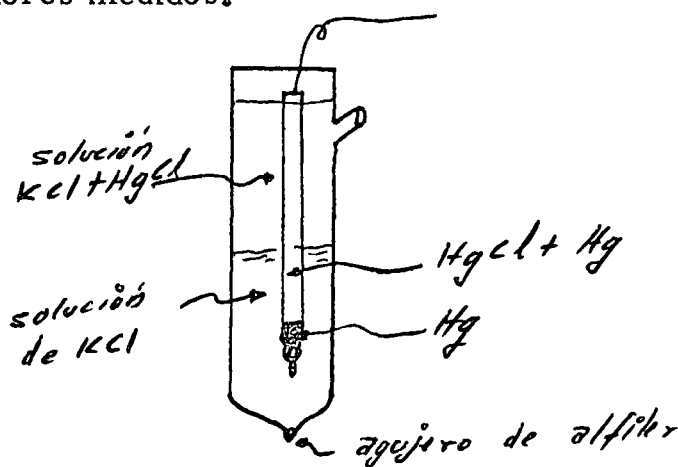


fig. 3 Electrodo de calomel

#### 4. MEDICION DEL Ph

El electrodo del vidrio (fig 4), se usa casi universalmente para la medición del pH. Se usa con éxito en soluciones altamente coloridas, en medios oxidantes o reductores, y en sistemas coloidales en donde otros electrodos no resultan adecuados. El vidrio usado en la parte sensitiva del electrodo debe tener un espesor y características de calidad determinados.

Los componentes del electrodo de vidrio son prácticamente los mismos que los del calomel, pero en el de vidrio no existe el agujero de alfiler, y el electrolito dentro del vidrio es una solución ácida de concentración determinada en lugar de la solución de KCl. Se considera que el potencial en este electrodo, es producido por las concentraciones relativas de H<sup>+</sup> absorbido en ambos lados de la membrana de vidrio.

El potencial establecido en un electrodo de vidrio en relación con un electrodo de calomel (fig. 4), se expresa por

$$E = \frac{RT}{F} \ln \frac{(H_1^+)}{(H_2^+)} \quad (5)$$

donde  $(H_1)$  y  $(H_2)$  son las concentraciones molares de H<sup>+</sup> corregidas por actividad, en ambos lados del electrodo del vidrio, ya que siendo el electrón de vidrio esencialmente un electrodo de calomel, su fuerza electromotriz cancela a la de éste.

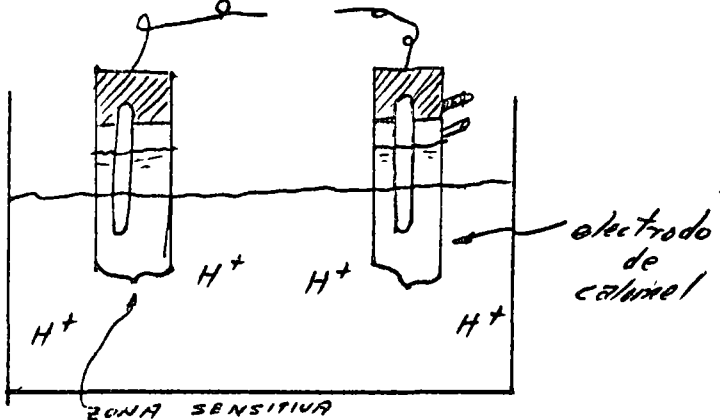


fig. 4 Sistema de electrodos para medición; de pH.

El potencial desarrollado por el electrodo del vidrio es muy pequeño de manera que no puede usarse galvanómetro ordinario para medir las características de la corriente generada, por tanto, normalmente se emplean sistemas de amplificación calibrada directamente para leer pH, con los cuales se obtienen precisiones de 0.03 unidades en lectura.

5 CELDAS ELECTROQUIMICAS

La fuerza electromotriz E correspondiente a una celda electroquímica como las representadas en las figuras 1 y 4, se obtiene convencionalmente sustrayendo, potencial del electrodo a la derecha del de la izquierda.

$$\Delta E_{\text{celda}} = E^{\circ} - \frac{RT}{F} \ln \left( \frac{q_1}{q_2} \right) \quad (6)$$

donde  $E^{\circ}$  = fuerza electromotriz estándar de la celda.  $q_i$ ,  $q_d$  =

$q_i, q_j$  expresiones de equilibrio correspondientes a las reacciones parciales de cada electrodo,  $i$  el izquierdo y  $d$  el de la derecha.

La reacción correspondiente a una celda electroquímica, se obtiene sustrayendo en el mismo orden que para los potenciales las reacciones parciales correspondientes a los electrodos. Las reacciones parciales se escriben de manera que los electrones aparezcan en el miembro de la derecha, entonces, si E resulta positiva la reacción total hacia la derecha y el electrodo a la izquierda es el catodo (-), y viceversa.

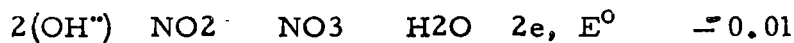
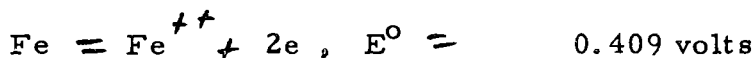
Cuando una celda electroquímica se usa para determinar las propiedades de una solución, es muy conveniente usar un "electrodo indicador", el cual sea sensible a las constituyentes en la solución, y comparar su potencial con el de un electrodo de referencia, por ejemplo el de calomel.

Cuando los potenciales de los electrodos de una celda son iguales  $A = E = O$ , las sustancias envueltas en la reacción total correspondiente a la celda estarán en equilibrio y el valor  $q_i$  será igual al de la constante  $K$  de equilibrio de la reacción, por tanto.

$$\Delta E^{\circ} = \frac{RT}{ZF} \ln K$$

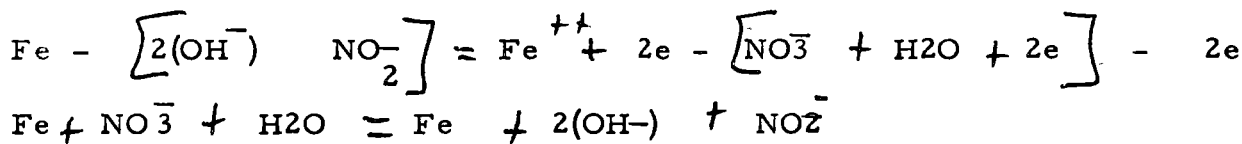
ecuación que permite determinar valor de  $K$  usando celdas electroquímicas.

Ejemplo: Los potenciales y reacciones parciales correspondientes a un sistema de dos electrodos son:



- a) Determine la reacción total correspondiente al sistema  
 b) Determine el valor de la constante de equilibrio de la reacción.

a) Suponiendo el electrodo de hierro a la izquierda:



b) considerando que  $R = 8.315 \times 10^7 \frac{\text{dina-cm}}{\text{mol-gr-}^{\circ}\text{K}}$

y que 1 volt =  $10^7 \frac{\text{dina-cm}}{\text{coulomb}}$  tendremos para  $T = 25^{\circ}\text{C}$

$$\frac{RT}{ZF} = \frac{8.315 \times 10^7 (298.1)}{2 \times 9.65 \times 10^4} \frac{\text{dina-cm}}{\text{mol-gr-}^{\circ}\text{K}} \frac{^{\circ}\text{K}}{\text{coulomb}} \frac{\text{mol-gr}}{\text{CARGA}}$$

$$RT = 128.5 \times 10^{-4} \text{ volt}$$

Y  $\Delta E_{\text{celda}} = 0.409 - (0.01) = 0.419 \text{ volt}$ .  
 por tanto:

$$0.419 = 128.5 \times 10^{-4} \ln K$$

$$\log K = \frac{0.419}{0.01285} (0.434) = 32.6$$

$$K = 1.6 \times 10^{14}$$

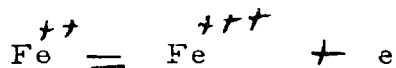
Los valores de  $E$  y de  $K$  indican que la reacción ocurre hacia la derecha hasta prácticamente completarse.

## 6 POTENCIALES DE OXIDO REDUCCION

Si en una celda electroquímica un electrodo está constituido por un material inerte por ejemplo oro ó platino, ésta no participará en la reacción, obrando solamente como un conductor, fuente o pozo de electrones. Bajo estas circunstancias los potenciales teóricos corresponderán a reacciones parciales de oxidación o reducción. Por ejemplo, a un alambre de platino, inmerso en una solución de iones ferrosos y férricos correspondería un potencial.

$$E_{Fe^{++}, Fe^{+++}} = E^{\circ}_{Fe^{++}, Fe^{+++}} - \frac{RT}{F} \ln \frac{(Fe^{+++})}{(Fe^{++})}$$

de acuerdo con la ecuación parcial



La medición del potencial en cualquier parte de un proceso de oxido-reducción puede hacerse usando una celda electroquímica con un electrodo de platino en conjunción con un electrodo de referencia, por ejemplo el del calomel

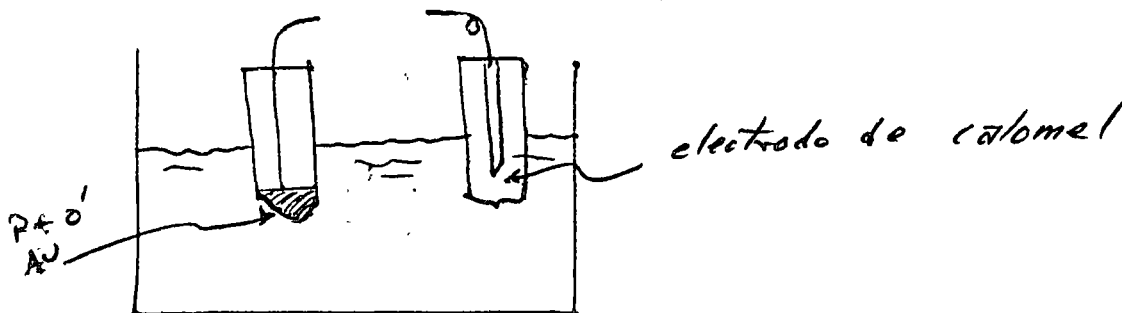


fig. 5 Celda para la determinación de potenciales de oxi-reducción

Los potenciales de las ecuaciones parciales escritas con los electrones en el miembro derecho, se denominan potenciales de oxidación. La tabla 2 muestra potenciales estándar de oxidación para una serie de ecuaciones parciales importantes de ingeniería sanitaria. Los valores positivos de potencial, indican la tendencia de la reacción a ocurrir hacia la derecha cuando las sustancias están en actividad unitaria, mientras que los valores negativos indican la tendencia contraria. La combinación de los potenciales de electrodo cualquiera, se realiza de acuerdo con lo expuesto en el párrafo 5, para obtener el valor neto del potencial en una ecuación completa de oxido reducción.

El conocimiento de potenciales de óxido reducción, permite seleccionar los indicadores internos que muestren el final estequiométrico en el proceso de titulación de oxido reducción. Estos indicadores cambian de color con el cambio de potencial de oxido reducción, por ejemplo, el indicador de ferroin (sulfato de 10-fenantrolina 1-ferroso) se usa para indicar el punto que se ha agregado suficiente solución de sulfato ferroso de amonio para medir el exceso de ion dicromato en la prueba de demanda química de oxígeno. Desde luego, la selección de un indicador de este tipo de—

pendará del potencial oxido reducción en el punto final de la reacción envuelta, en la misma forma que la selección de un indicador de alcalimetría depende del pH de la solución resultante en el punto final de la reacción respectiva.

Los potenciales de oxido reducción permiten determinar el grado de estabilización en el proceso de oxidación biológica. Al comienzo de un proceso de tratamiento la concentración de materia orgánica es alta y en consecuencia también lo es la relación de agentes reductores a agentes oxidantes, en tal caso el valor del potencial de oxido reducción medido será bajo, incrementándose a medida que progresa el proceso de estabilización.

TABLA 2.- Potenciales estándar y reacciones de oxido reducción

Reacción parcial		$E^{\circ}$ , volts	significado y dirección	
A. Corrosión de metales y protección catódica				
Mg	Mg	2e	2.34	primera etapa $\longrightarrow$
Al	Al	3e	1.67	primera etapa $\longrightarrow$
Zn	Zn	2e	0.762	primera etapa $\longrightarrow$
Fe	Fe	2e	0.409	primera etapa $\longrightarrow$
Pb	Pb	2e	0.126	primera etapa $\longrightarrow$
Cu	Cu	2e	0.3448	Primera etapa $\longrightarrow$
Fe	Fe	e	-0.771	segunda etapa $\longrightarrow$
Fe	F	3e	-0.036	reacción total $\longrightarrow$
Fe(OH) <sub>2</sub> solido	OH			mecánica de la
Fe(OH) <sub>3</sub> solido	e		0.56	segunda etapa $\longrightarrow$
B. Descarga de hidrógeno y oxígeno en relación a corrosión				
$H_2 = 2H^+ (10^{-7}M) + 2e$			0.414	Polarización de metal en agua pura ( $\longleftarrow$ )
$H_2 = 2H^+ + 2e$			0.000	Descarga de gas H <sub>2</sub> en solución ácida ( $\longleftarrow$ )
$4(OH^-) = 2H_2O + O_2 + 4e$			-0.401	Descarga de O <sub>2</sub> en solución altamente básica ( $\longleftarrow$ )
$2H_2O = O_2 + 4H^+ (10^{-7}M) + 4e$			-0.815	Descarga de O <sub>2</sub> en agua pura ( $\longleftarrow$ )
$2H_2O = O_2 + 4H^+ + 4e$			-1.229	Descarga de O <sub>2</sub> en solución fuertemente ácida ( $\longleftarrow$ )
C. Proceso de oxidación relativo a desinfección y control de olores $\longleftarrow$				

$2I^- = I_2 + 2e$	-0.5345	$I_2 < Br_2 < Cl_2$	←
$2Br^- = Br_2 + 2e$	-1.087	$Br_2 < Cl_2$ pero $> I_2$	←
$2Cl^- = Cl_2 + 2e$	-1.3583	$Cl_2 < Br_2 > I_2$	←
$ClO_2^- = ClO_2 + e$	-1.15	$ClO_2 < Cl_2$	←
$O_2 + H_2O = O_3 + 2H^+ + 2e$	-2.07	En solución ácida $O_3 < Cl_2$	
$O_2 + 2(OH^-) = O_3 + H_2O + 2e$	-1.24	En solución básica $O_3 / Cl$	
$Cl^- + H_2O = HOCl + H^+ + 2e$	-1.49	Dependiendo de $H^+$	←
$2H_2O = H_2O_2 + 2H^+ + 2e$	-1.77		←

#### D. Reducción en relación con dechloración y digestión anaerobia

$H_2SO_3 + H_2O = SO_4^{2-} + 4H^+ + 2e$	-0.20	Reducción de Cl por sulfito	
$S = S + 2e$	0.508	Reducción de azufre a sulfuro	←
$H_2S = S + 2H + 2e$	-1.141	Reducción de azufre a $H_2S$ en solución ácida	←
$2(OH^-) + NO_2^- = NO_3^- + H_2O + 2e$	-0.01	Reducción de nitratos a nitritos	←

#### E. Reacciones de electrodo

$H_2 \text{ gas} = 2H^+ + 2e$	0.000	Potencial de electrodo 0	
$Cl^- + Ag = AgCl \text{ solido} + e$	-0.2222	Electrodo estándar de referencia	
$Cl^- + Hg = HgCl + e$	-0.2676	Electrodo de calomel	←

### 7 FENOMENOS ASOCIADOS CON POTENCIALES

Si una celda con un electrodo de fierro se conecta con una de estaño de manera que fluya una corriente eléctrica, debido a que el potencial del electrodo de fierro es mayor que el del electrodo de estaño, la corriente de electrones tenderá a pasar el electrodo de fierro al de estaño; como consecuencia, el electrodo de fierro tenderá a disolverse para mantener las condiciones de equilibrio, mientras que el de estaño tenderá a dejar de disolverse debido al exceso de electrones que recibe del electrodo de fierro. En general, en una celda electroquímica, el electrodo con mayor potencial será "sacrificado" para proteger al otro. El electrodo sacrificado se denomina ánodo y el protegido cátodo. La corriente de electrones fluye del ánodo al cátodo.



En el caso de una celda electroquímica con electrodos de zinc y fierro, el mayor potencial corresponde al zinc, por tanto el zinc tenderá a disolverse para proteger al fierro.

Lo anterior explica porqué el recubrimiento discontinuo del fierro por medio del zinc, protege al primer elemento mientras que descontinuadas en recubrimientos con estaño tienden a favorecer el proceso de corrosión del fierro, de una manera semejante, en las juntas de cobre y fierro, éste tiende a disolverse; ya que su potencial es mayor que el del cobre.

Por otro lado, supongamos que dos electrodos del mismo metal, por ejemplo fierro, se colocan en celdas distintas que contengan soluciones de sal con diferentes concentraciones. El potencial con electrodo en la celda con mayor concentración salina, tenderá a ser, en general, el mayor, por tanto, si ambas celdas se conectan, este electrodo se sacrificará enviando electrones al colocado en la celda de menor concentración. Este fenómeno explica porqué las tuberías metálicas que atraviesan terrenos con diferentes concentraciones de sales se corroen raramente.

TABLA III. OTROS POTENCIALES DE OXIDACION REDUCCION

Reacción	E <sub>o</sub> (volts)
$\text{CNO}^- + \text{H}_2\text{O} + 2e = \text{CN}^- + 2\text{OH}^-$	-0.97
$\text{Fe}(\text{OH})_2 + 2e = \text{Fe} + 2\text{OH}^-$	-0.86
$\text{H}_2\text{O} + e = \frac{1}{2}\text{H}_2 + \text{OH}^-$	-0.828
$\text{Tl} + e = \text{Tl} + \text{I}^-$	-0.77
$\text{HgS} + \text{H}_2\text{O} + 2e = \text{Hg} + \text{HS}^- + \text{OH}^-$	-0.77
$\text{HZnO}_2^- + \text{H}_2\text{O} + 2e = \text{Zn} + 3\text{OH}^-$	-0.72
$\text{Te} + 2\text{H}^+ + 2e = \text{H}_2\text{Te}$	-0.7
$\text{Fe}(\text{OH})_3 + e = \text{Fe}(\text{OH})_2 + \text{OH}^-$	-0.65
$\text{PbO} + \text{H}_2\text{O} + 2e = \text{Pb} + 2\text{OH}^-$	-0.58
$\text{Se} + 2\text{H}^+ + 2e = \text{H}_2\text{Se}$	-0.5
$\text{Ag}(\text{CN})_2 + e = \text{Ag} + 2\text{CN}^-$	-0.5
$\text{Cr}^{3+} + e = \text{Cr}^{++}$	-0.4
$2\text{H}^+ (10^{-7}\text{M}) + 2e = \text{H}_2$	-0.414
$\text{Cu}_2 + \text{H}_2\text{O} + 2e = 2\text{Cu} + 2\text{OH}^-$	-0.34
$\text{V}^{3+} + e = \text{V}^{++}$	-0.2
$\text{NO}_3^- + 6\text{H}_2\text{O} + 8e = 9\text{OH}^- + \text{NH}_3$	-0.12
$\text{NO}_3^- + \text{H}_2\text{O} + 2e = 2\text{OH}^- + \text{NO}_2^-$	0.00
$\text{HgO} + \text{H}_2\text{O} + 2e = \text{Hg} + 2\text{OH}^-$	0.099
$\text{AgBr} + e = \text{Ag} + \text{Br}^-$	0.10
$\text{AgCl} + e = \text{Ag} + \text{Cl}^-$	0.223
$\text{PbO}_2 + \text{H}_2\text{O} + 2e = \text{PbO} + 2\text{OH}^-$	0.3
$\text{O}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 4e = 4\text{OH}^-$	0.40
$\text{Ag}_2\text{CO}_3 + 2e = 2\text{Ag} + \text{CO}_3^{--}$	0.50
$\text{MnO}^- + e = \text{MnO}^{--}$	0.66
$\text{MnO} + 2\text{H}_2\text{O} + 2e = \text{MnO}_2 + \text{OH}^-$	0.71

	Reacción	$E_o$
$Cu^{++} + I^- + e = CuI$		0.85
$ClO^- + H_2O + 2e = Cl^- + 2OH^-$		0.94
$O_2 + H^+ + 4e = 2H_2O$		1.23
$ClO_3^- + 6H^+ + 6e = Cl^- + 3H_2O$		1.45
$FeO_4 + 8H^+ + 3e = Fe^{3+} + H_2O$		1.7
$O_3 + 2H^+ + 2e = O_2 + H_2O$		

## 8 VALORACION POTENCIOMETRICA

Los cambios que ocurren en una solución, como resultado de la adición a ella de un reactivo, pueden observarse por vía electroquímica, en función de la tensión desarrollada en un sistema que contenga un electrodo de medida. Puede tomarse como punto neutro, la tensión correspondiente a un pH igual a 7. Se hace una valoración de la bureta, a la solución desconocida. El método General se llama "valoración electroquímica" o "potenciométrica". Resulta enteramente exento de las dificultades a que dá lugar el uso de indicadores, en soluciones coloreadas, los extremos no quedan oscurecidos por enturbiamientos u otros factores que normalmente influyen los métodos de valoración corrientes. Puede verse que este método es aplicable para valoraciones, a cualquier tención correspondiente a un valor cualquiera del pH.

Hay una modificación de este método que aprovecha el cambio brusco de tención del electrodo cuando alcanza el extremo. Si se traza una curva con los valores del pH, o de la tensión, como ordenadas, y los centímetros cúbicos de solución tipo de valoración, como abcisas, se notará una variación en la curva con una aguda cresta vertical que corresponde a una amplia variación del pH, o de la tensión, para una adición mínima del agente valorador. Aquí termina la valoración. De un modo análogo, puede seguir a este final una reacción de oxido reducción, trazando la curva en función de la fuerza electromotriz y del volumen de solución-tipo, y anotando el cambio brusco de la tensión.

La conductancia electrolítica como resultado de la valoración de concentración de un material y de su conductancia en una solución en condiciones normalizadas. Son muy numerosos los sistemas de control, basados en métodos de medida de la conductibilidad.

# OXYGEN TRANSFER

R. E. Speece  
The University of Texas

## Aeration

Gas transfer is a function of:

1. Over or undersaturation.
2. Exposed area/volume.
3. Gas transfer coefficient.
4. Temperature & pressure.
5. Time.

## Aeration Principles

### Fick's Law

$$\frac{\partial w}{\partial t} = D \frac{\partial c}{\partial x}$$

rate of diffusion      concentration gradient

∴ to increase rate of diffusion, increase the concentration difference or decrease the thickness over which it is effective.

### Practical Applications:

1. Thin film boundaries - Wind blowing over a lake maintains air of 20%  $O_2$  composition right next to water surface. Stagnant conditions allow a thickened boundary containing < 20%  $O_2$  next to water surface.

### Dalton's Law - of partial pressures.

$$P_{\text{Total}} = P_a + P_b + P_c + \dots$$

$P_a$  = partial pressure due to gas "a"  
% by volume x Total pressure.

for air

$$\begin{aligned} P_a &= O_2 = 20\% = 0.20 \text{ atm.} \\ P_b &= N_2 = 79\% = 0.79 \text{ atm.} \\ P_c &= CO_2 = 1\% = 0.01 \text{ atm.} \end{aligned}$$

1.00 atmosphere

## Henry's Law

$C_s \propto P$       Conc. of gas in solution @ saturation is proportional to pressure of this gas over the solution.

$C_{s_a} \propto P_a$       Conc. of gas (a) in solution @ saturation  $\propto$  to partial pressure of gas (a) over the solution.

### Practical Application

Remove  $O_2$  from water by:

- a) reduction of partial pressure of  $O_2$  above water.
- b) increase partial pressure of some other gas (e.g.  $N_2$ )

### Rate of Transfer

$$dc/dt \propto (C_{\text{Saturation}} - c)$$

The rate of change in concentration is proportional to the deficit in conc. from that of saturation.

Proportionality constant is a function of area/volume.

Thin films                      max.  $A/v$   
Small bubbles

### Boundary Films

### Mixing -

Phase which should be mixed:

1. Soluble gas ( $NH_3$ )

$C_i$  quite high even when  $P_i$  is small - gas film controls  
 $\therefore$  Mix Gas phase.

2. Insoluble gas ( $O_2, N_2$ )

$C_i \approx C_s$   
 $\therefore$  Mix LIQUID phase

3. Moderately soluble gas

Mix BOTH phases.

For increased solubility, increase partial pressure of particular gas in question by.

1. Increasing its % by volume.
2. Increasing the gauge pressure.

Water under natural conditions has an equilibrium D.O. of 9 mg/l at 20°C. Air ~ 20% O<sub>2</sub> by volume.

Under 100% O<sub>2</sub> atmosphere, D.O. at equilibrium ~ 45 mg/l at 20°C.

Under 5 atmospheres of air D.O. = ~45 mg/l

Under 5 atmospheres of 100% O<sub>2</sub> D.O. = ~225 mg/l

### Objectives

1. Removal of dissolved gases
  - a) O<sub>2</sub>
  - b) CO<sub>2</sub> - Well waters - raise pH > 2 - 5 ppm lower limit
  - c) CH<sub>4</sub> - Well waters
  - d) H<sub>2</sub>S - T & O - add flue gases containing CO<sub>2</sub> to lower pH & drive off H<sub>2</sub>S then aerate to drive off CO<sub>2</sub>
  - e) Cl<sub>2</sub>
2. Addition of gases
  - a) CO<sub>2</sub> - carbonation in softening plants
  - b) Cl<sub>2</sub> - disinfection
  - c) O<sub>3</sub> - disinfection  
T & O  
H<sub>2</sub>S corrosion control - reduce in pumping station.
  - d) SO<sub>2</sub> - dechlorination
  - e) Air - cool water - 1% evaporation lowers temp. 10-15°F.
  - f) O<sub>2</sub> - Fe<sup>++</sup> & Mn<sup>++</sup>  
Aerobic biological waste treatment  
Stream reparation - assimilation of pollutional load.  
Fox River - aeration in turbine shafts @ power dams.  
"Freshen" lake & reservoir water

### Aeration Methods

1. Spray Nozzle - fine spray, large surface area, good transfer - 10-20 psi.
2. Cascade - Thin film C-Y cascade reduces CO<sub>2</sub> from 44-55 to 27-34.
3. Trickling Beds - more efficient than cascade - less eff. than spray Fe<sup>++</sup> catalytic.
4. Diffuser - Rising bubble more efficient than falling drop.
5. Cavitation
6. Turbine - Sparger ring ~ 3000 gm O<sub>2</sub>/KWH
7. Brush

Methods of Aeration Depends on:

1. Material to be removed
2. Efficiency desired
3. Head available

Waste Aeration

$O_2$  - very insoluble

contact time short - 20% of air is  $O_2$  - ~ 5% transfer efficiency.

Equipment -

Fine bubbles, high efficiency & high head loss.

Clean air supply.

Clogging of plates.

# STREAM REAERATION

Streeter - Phelps considered atmosphere re-aeration as the only source of oxygen in polluted rivers.

They found in a given reach of river:

$$K_2 = C \frac{\bar{u}^n}{h}$$

But could not be used universally to predict  $K_2$ .

Dobbins considered controlling factor in  $O_2$  absorption was resistance of a liquid film @ surface through which  $O_2$  must be absorbed by molecular diffusion.

Film assumed to be continually renewed by undersaturated elements from body of water flow - by turbulent

Fick's Law -  $\frac{dm}{dt} = -D_m A \frac{dc}{dy}$

↑ rate of mass transfer
 ↑ gradient

From Fick's Law - Dobbins obtained:

$$K_L = \sqrt{D_m} \coth \sqrt{\frac{L^2}{D_m}}$$

Since  $\coth \sqrt{\frac{L^2}{D_m}}$  is very close to 1

O'Connor and Dobbins concluded

$$K_2 = \frac{D_m}{2.3h}$$

Miss. R. studies showed:  $r = \frac{0.1 \bar{u}}{0.1 n = h}$

(vertical velocity fluctuation was 10% of mean velocity)  
 (mixing length was 10% of mean depth)

For non-isotropic flow

$$K_2 = \frac{480 D_m^{1/2} S_e^{1/4}}{h^{5/4}}$$

$S_e$  = energy grade slope

O'Connor later said to use the isotropic equation for all cases (but found not true in all cases).

For isotropic turbulence - Chezy coeff > 17

$$K_2 = \frac{\sqrt{D_m} \bar{u}}{2.3 h^{3/2}}$$

Churchill, Elmore and Buckingham - most reliable.

$$K_2 = 5.026 \bar{u}^{.969} h^{-1.673}$$

$$K_2 = 5 \frac{V}{R^{5/3}} (1.0241)^{T-20}$$

(hydraulic radius or depth for wide streams)

They found that the inclusion of other dimensionless groups would not significantly improve fit to observed data.

Dobbins

$$K_2 = \frac{0.12 C_A A F^{3/3} \text{Coth}\left(\frac{BE^{1/8}}{C_4^{1/2}}\right)}{C_4^{3/2} h}$$

$K_2$

= day<sup>-1</sup>

$C_A$

= actual interfacial area = 1.0 + F<sup>2</sup>  
projected surface area

$C_4$

= 0.9 + F

A

= 9.68 + 0.054 (T - 20) T = °C

B

= 0.976 + 0.0137 (30 - T)<sup>3/2</sup>

E

= 30.0 S  $\bar{u}$  S = slope in ft/1000 ft  $\bar{u}$  = vel. in ft/sec

F

=  $\frac{\bar{u}}{\sqrt{gh}}$  = Froude

Owens, Edwards and Gibbs

$$K_L = 27.5 (U - \text{ft/sec})^{0.67} (H - \text{ft})^{-0.85}$$

$K_L$

= ft/hr

$$K_2 = 9.4 \frac{U^{.67}}{H^{1.85}}$$

applies to :

U = 0.1 - 5.0 ft/sec

H = 0.4 - 11.0 ft



Isaacs - used dimensional analysis to show:

$$K_2 = C^1 V^m H^p$$

$$K_2 = C N_R^{2/3} N_F^{1/5} N_S^{1/2}$$

$$K_2 = 3.739 \frac{V}{H^{3/2}} (1.0241)^{T-20} \text{ for natural streams}$$

$$= 3.053 \frac{V}{H^{3/2}} (1.0241)^{T-20} \text{ for simulated streams}$$

Thackston - Krenkel

$$K_2 = 0.000125 (1 + F^{1/2}) \frac{u_*}{h}$$

$u_*$  = shear velocity  
 $F$  = Froude

not affected by scale and valid throughout entire data range

$$u_* = \sqrt{h S_e g}$$

$$F = \frac{\bar{u}}{\sqrt{gn}}$$

All  $K_2$  values are for application under ideal conditions.  
Reductions of  $K_2$  in range of 10-50% have been reported for moderate pollution.

DESIGN PROCEDURE - Dr. Davis L. Ford\*

The supply of oxygen to an aerobic biological treatment system is one of the critical aspects of proper design and operation. Oxygen, which is a sparingly soluble gas in water, is transferred from the gas phase to the liquid phase by diffusion and convection to a concentration in accordance with Henry's Law.

$$C_s = k_p P \quad (1)$$

where

$C_s$  = Saturation concentration of oxygen in water

$k_p$  = Proportionately constant

$P$  = Partial pressure of oxygen in the gas phase.

Assuming equilibrium conditions at the gas-liquid interface and liquid film control of oxygen transfer, the transfer rate can be expressed:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C) \quad (2)$$

The rearranged and integrated form, converted to  $\log_{10}$  yields:

$$K_L a = \frac{2.303 \log_{10} \left( \frac{C_s - C_1}{C_s - C_2} \right)}{t_2 - t_1} \quad (3)$$

where

$K_L a$  = mass transfer coefficient,  $\text{time}^{-1}$

$C$  = concentration of dissolved oxygen at time,  $t$

$C_s$  = saturation dissolved oxygen

$C_1$  = dissolved oxygen concentration at time,  $t_1$

$C_2$  = dissolved oxygen concentration at time,  $t_2$

The mass transfer coefficient is a function of temperature according to the following (1):

$$K_L^*(T) = K_L^*(20^\circ\text{C}) 1.024^{(T - 20)} \quad (4)$$

where

$T$  = liquid temperature,  $^\circ\text{C}$

\*Engineering Science of Texas, Austin, Texas

Several classifications of equipment are used to transfer oxygen to the liquid in aerobic biological treatment facilities. These include air diffusion systems using small or coarse bubbles, mechanical surface aerators, which accomplish oxygen transfer by liquid spray and induced turbulence, and turbine aeration, which is a combination of surface and diffused aeration.

#### A. Diffused Aeration

There are many different diffusion aeration devices which are available commercially. In order to incorporate the diffusion characteristics of each into a common design equation, coefficients and exponents describing the particular equipment are utilized. These constants have been tabulated previously and are included in the following design equation (2):

$$N = C G_a^n \frac{H^m}{W^p} (C_{sm} - C_L) 1.024^{(T - 20)\alpha} \quad (5)$$

where

- $N$  = diffuser transfer efficiency, lbs  $O_2$ /hr
- $C, n$  = constants related to diffuser equipment design
- $G_a$  = air flow rate, acfm
- $H$  = depth of aeration tank, ft.
- $W$  = width of aeration tank, ft.
- $C_{sm}$  = saturation concentration of dissolved oxygen in wastewater at tank mid-depth, mg/l
- $C_L$  = operating dissolved oxygen concentration in aeration tank, mg/l
- $T$  = basin temperature, °C
- $\alpha$  = mass transfer coefficient =  $\frac{K_L \text{ wastewater}}{K_L \text{ water}}$

The  $C_{sm}$  value is analogous to  $C_{sw}$ , although a correction must be made for the higher hydrostatic pressure at mid-depth according to the correction:

$$C_{sm} = C_{sw} \frac{P_b}{29.42} + 0.5 \quad (6)$$

where

- $P_b$  = absolute pressure at the depth of air release, lbs per square inch

#### Example Problem

Given: The oxygen requirements of an aerobic biological treatment system have been determined to be 350 lbs per hr. Other design data are tabulated as follows:

Type of Diffuser: Saran wrapped tubes,

$$C = .0072$$

$$n = 0.90$$

Design air flow: 10 scfm per diffuser

Tank width: 30 ft.

Tank submergence depth: 15 ft.

width correction exponent,  $p = 1.72^*$

depth correction exponent,  $m = .36^*$

Calculated mid-depth oxygen saturation value: 8.6 mg/l

Design operating dissolved oxygen concentration: 1.5 mg/l

Design basin temperature: 25°C

Oxygen transfer coefficient: 0.70

Basin volume required to obtain design BOD removal: 1,200,000 gallons

### Required

Determine the number of diffusers required and establish spacing. Estimate the compressor H.P. requirements.

1. The required aeration tank volume is 1,200,000 gallons. The required length is:

$$L = \frac{(1,200,000 \text{ gal})}{(7.48 \text{ gal/ft}^3) (30 \text{ ft} \times 15 \text{ ft})}$$

$$L = 355 \text{ ft}$$

2. The performance of the diffuser selected is:

$$N = .0072(10)^{.90} \frac{(8.6)^{1.72}}{(30)^{.36}} [8.6 - 1.5] [1.024^5] [0.70]$$

$$N = 0.56 \text{ lbs O}_2/\text{hr/diffuser unit}$$

3. The number of diffusion units required are:

$$\frac{350 \text{ lbs O}_2/\text{hr}}{0.56 \text{ lbs O}_2/\text{hr/unit}} = 530 \text{ units}$$

$$\text{The spacing is } \frac{355 \text{ ft}}{530} = 0.67 \text{ ft} = 8"$$

\*Determined by tank testing program (2)

4. The total h.P. requirement for the compressor is:

$$\text{H.P.} = \frac{G_p P}{E}$$

where

- $G_p$  = Total air flow, scfm  
 $P$  = pressure, psi (assume 8 psi)  
 $E$  = compressor efficiency (assume 0.70)

$$\text{H.P.} = \frac{(530) (10 \text{ scfm}) (8 \text{ psi}) (144)}{33,000 (0.70)}$$

$$\text{H.P.} = 265$$

$$\text{(Power Level} = \frac{265}{1,200,000} = 0.22 \text{ HP/1000 gal of aeration basin)}$$

#### A. Surface Aeration

Mechanical surface aerators have become increasingly popular for application in aerated lagoons and activated sludge processes. These devices essentially are low head pumps which induce oxygen transfer through the liquid spray and associated turbulence. The two basic classifications include:

- (1) The high speed, floating aerator, with a direct drive assembly; and
- (2) The low speed aerator, floating or fixed-mounted with a gear box

The oxygen transfer efficiency of these units in terms of pounds of oxygen transferred/HP • hr depends on the inherent design of the equipment, such as the impeller diameter, configuration, speed, and submergence depth of the rotating element (3).

The traditional design equation for mechanical surface aerators is:

$$N = N_0 \left( \frac{C_{ow} - C}{C_s} \right) (1.024^{T-20}) (\alpha) \quad (7)$$

where

- $N$  = oxygen transfer efficiency, field conditions, lbs  $O_2$ /HP-hr.  
 $N_0$  = oxygen transfer efficiency, test conditions, lbs  $O_2$ /HP-hr.  
 $C_{ow}$  = saturation concentration of dissolved oxygen in wastewater, mg/l

- $C$  = operating dissolved oxygen concentration in the aeration basin, mg/l  
 $C_0$  = saturation dissolved oxygen concentration at 20°C  
 $T$  = aeration basin temperature, °C  
 $\alpha$  = oxygen transfer coefficient

This equation should incorporate a power level modification as indicated in Figure 1 and illustrated in the following design example.

### Example Problem

Given: The transfer and mixing characteristics of a mechanical aerator are shown in Figure 1. The oxygen requirements based on pilot-scale oxygen uptake studies are 250 lbs O<sub>2</sub>/hr at 32°C. Other design data are:  
 Required basin volume = 900,000 gallons; depth = 10 ft.

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 0.80 \\
 C_{DW} &= 7.60 \text{ mg/l} \\
 C &= 1.0 \\
 C_0 &= 9.2 \text{ mg/l}
 \end{aligned}$$

Required: Determine the surface aerator power requirement, select the equipment, and indicate the aerator spacing and layout.

1. Using Equation (7);

$$N = N_0 \left( \frac{7.60 - 1.0}{9.2} \right) (1.024^{32 - 20}) (0.80)$$

$$N = N_0 (.72) (1.33) (0.80)$$

$$H = .765 N_0$$

2. The  $N_0$  value is influenced by power level as indicated in Figure 1. A trial and error solution is required.

Assume a power level of 0.13 HP/1000 gal. From Figure 1,

$$N_0 = 2.75 \text{ lbs O}_2/\text{HP-hr}$$

$$N = .765 N_0 = (.765) (2.75)$$

$$N = 2.1 \text{ lbs O}_2/\text{HP-hr}$$

3. The power requirement is therefore:

$$\frac{250 \text{ lbs O}_2/\text{hr}}{2.1 \text{ lbs O}_2/\text{HP-hr}} = 119 \text{ HP}$$

Use 4 - 30 HP Units = 120 HP

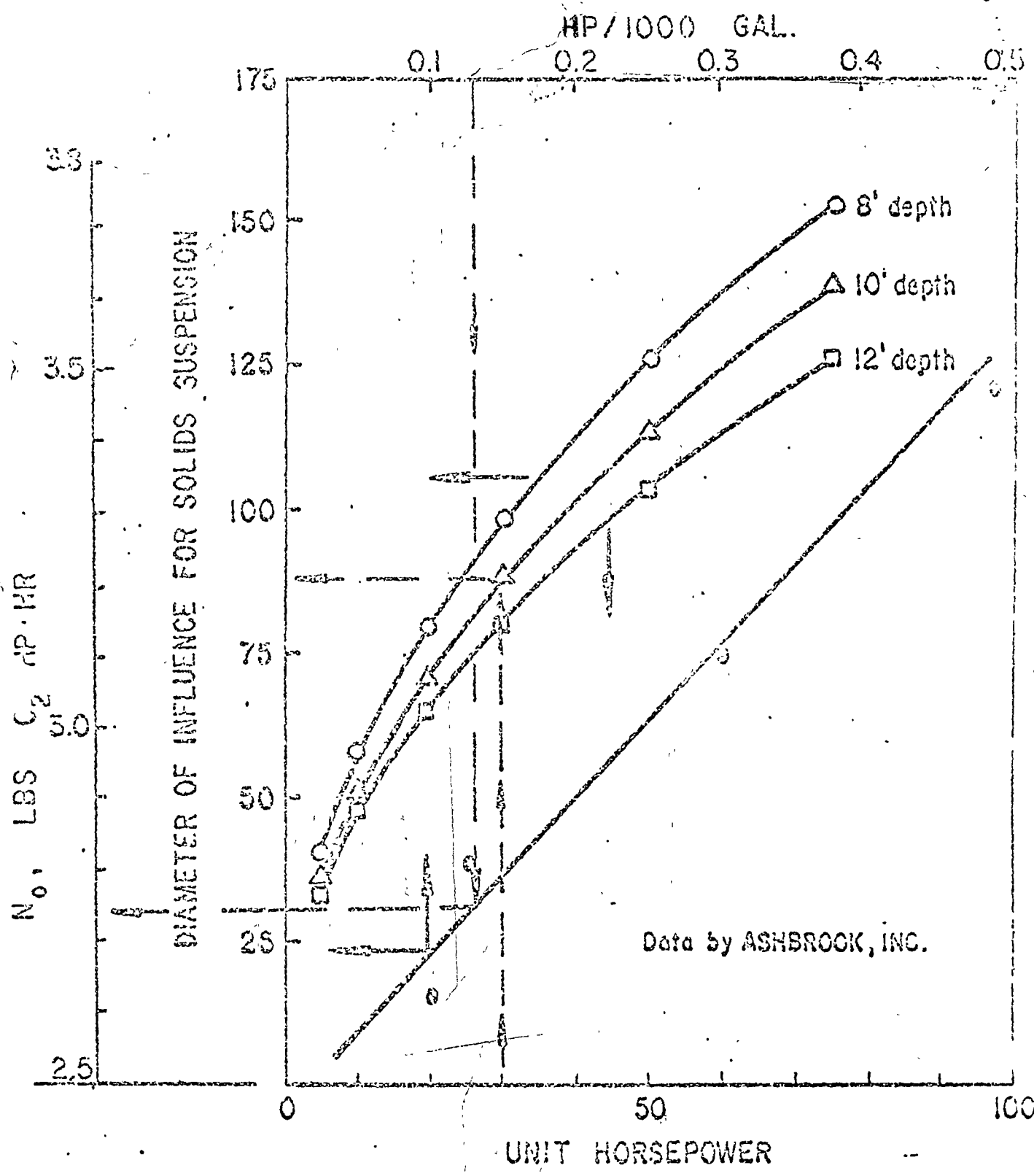


FIG. 1. SURFACE AERATOR CHARACTERISTICS

4. Check the design power level:

$$\frac{120 \text{ HP}}{900,000 \text{ gal tank volume}} = 0.133$$

Original Assumption is correct and power level is adequate for mixing.

5. From Figure 1, the diameter of influence for a 30 HP surface aerator is approximately 88 ft. The basin layout can now be developed as shown in Figure 2. A geometrical representation as shown in Figure 2 is helpful in the development of design drawings.

### C.: Turbine Aeration

Air is discharged from a pipe or sparge ring beneath the rotating blades of the lower impeller in a turbine aeration system. In most cases, an upper impeller submerged only a few inches below the surface is employed to provide additional transfer.

An optimal transfer efficiency can be obtained only when the power drawn by the compressor and the rotor is properly balanced (4):

The relationship is:

$$O_2 \text{ transfer efficiency} = C \left[ \frac{HP_R}{HP_C} \right]^n \quad (3)$$

where:

- C = operating constant
- $HP_R$  = Horsepower drawn by the rotor
- $HP_C$  = Horsepower drawn by the compressor
- n = exponent

In most cases,  $HP_R/HP_C$  equals 1.0 for optimal transfer efficiency, indicating an equal power split.

### Example Problem

Given: A total of 3 turbine aeration units are to be used in a basin requiring 320 lbs  $O_2$ /hr. The design liquid temperature is 30°C and the transfer coefficient ( $k_L$ ) is 0.85. A transfer efficiency of 2.0 lbs  $O_2$ /HP-hr at standard test conditions has been supplied by the manufacturer.



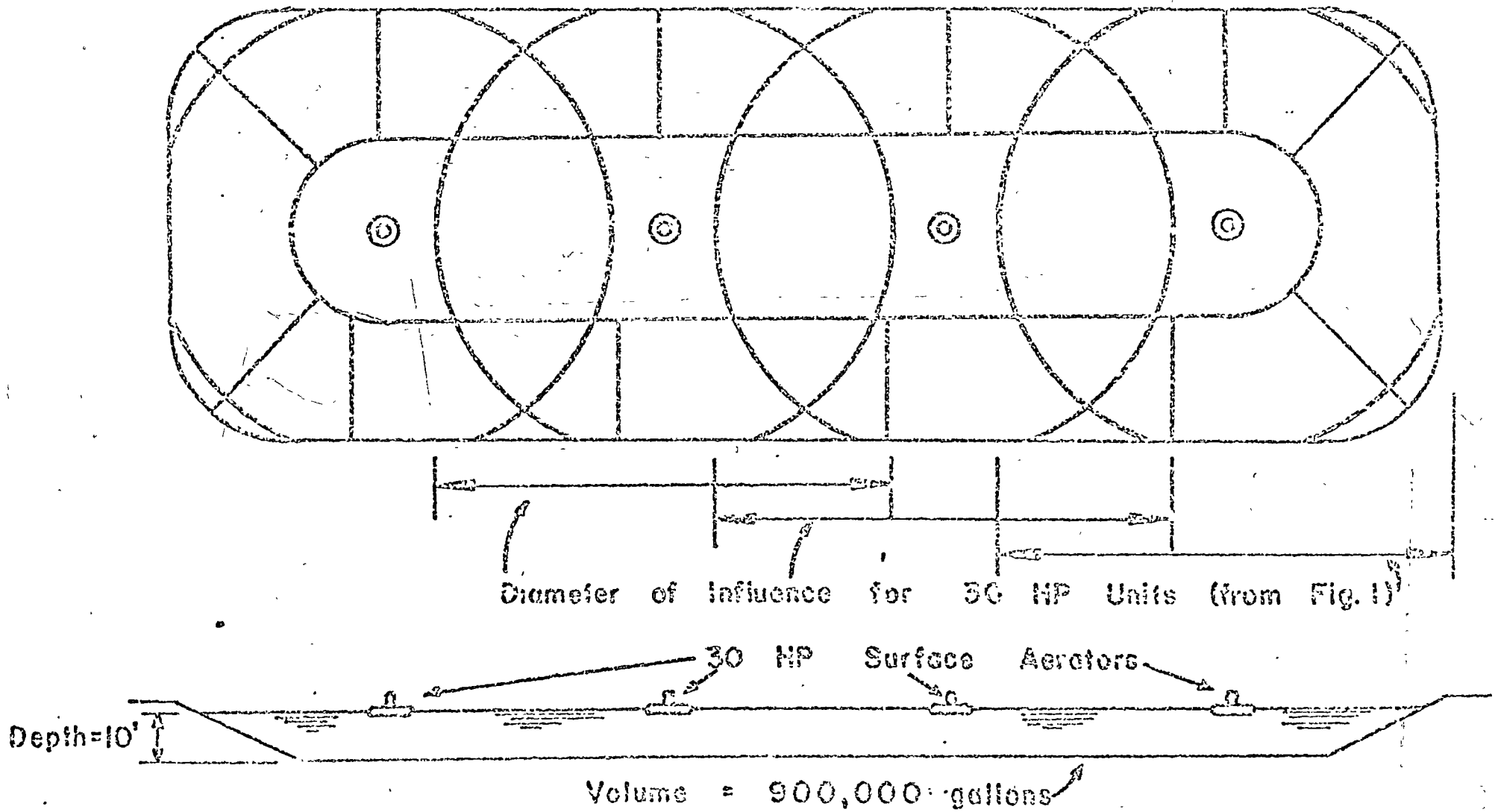


FIG. 2. LAYOUT OF SURFACE AERATORS

Required: Determine the turbine and aeration power requirements and the transfer efficiency of the turbine units.

1. The required transfer per aeration unit is:

$$\frac{320 \text{ lbs O}_2/\text{hr}}{3 \text{ units}} = 107 \text{ lbs O}_2/\text{unit/hr}$$

2. Estimate the required unit air flow (assume the oxygen adsorbed/oxygen supplied = 20%):

$$\frac{\text{O}_2 \text{ adsorbed}}{\text{O}_2 \text{ supplied}} = \frac{N}{G_s}$$

$$.20 = \left( \frac{107 \text{ lbs O}_2}{\text{hr}} \right) \left( \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} \right) \left( \frac{\text{lb air}}{232 \text{ lbs O}_2} \right) \left( \frac{\text{ft}^3}{.0746 \text{ lb air}} \right) (G_s)$$

$$G_s = \frac{107}{(.20)(60)(.232)(.0746)} = 512 \text{ cfm required } \frac{\text{air flow}}{\text{unit}}$$

3. The compressor horsepower is then (assume a 6 psi operating pressure as recommended by the manufacturer and compressor efficiency of 70%).

$$\text{Required: HP} = \frac{G_s(\text{pressure})}{33,000 (\text{compressor eff.})}$$

$$= \left( \frac{512 \text{ ft}^3}{\text{min}} \right) \left( \frac{\text{min HP}}{33,000 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f} \right) \left( \frac{144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2} \right) \left( \frac{6 \text{ lbs}}{\text{in}^2} \right) \left( \frac{1}{.70} \right)$$

$$\text{Required HP} = 19 \text{ HP/unit}$$

4. Calculate the required HP for wastewater conditions (assume  $C_{sw} = 8.6 \text{ mg/l}$ ;  $C = 1 \text{ mg/l}$ ;  $C_s = 10 \text{ mg/l}$ )

$$\text{Required HP} = \frac{19}{\left( \frac{C_{sw} - C}{C_s} \right) (1.024^{T-20}) (\alpha)}$$

$$= \frac{19}{\left( \frac{7.6}{10} \right) (1.024^{10}) (0.85)}$$

Required HP = 24 HP Compressor horsepower

Therefore Turbine Horsepower = 24 HP

Combined power requirement = 48 HP

5. The anticipated transfer efficiency is:

$$\frac{107 \text{ lbs O}_2/\text{hr/unit}}{48 \text{ HP}} = 2.2 \frac{\text{lbs O}_2}{\text{HP hr}}$$

## REFERENCES

1. Lewis, W. K., and W. G. Whitman, "Principles of Gas Absorption," Ind. and Eng. Chem., 16, 1215 (1924).
2. Danckwartz, P. V., "Significance of Liquid Film Coefficients in Gas Absorption," Ind. and Eng. Chem., 43, 6 (1951).
3. Dobbins, W. E., "Mechanism of Gas Absorption by Turbulent Liquids," Advances in Water Pollution Research, Vol. 2, 61, Pergamon Press (1964).
4. "Solubility of Atmospheric Oxygen in Water," Jour. San. Eng. Div., ASCE No. SA 4, 41 (July, 1960).
5. O'Connor, D. J., and W. E. Dobbins, "Mechanisms of Reaeration in Natural Streams," Transactions, ASCE, Vol. 123, 641 (1958).
6. Mancy, K. H., and D. Okun, "The Effects of Surface Active Agents on Aeration," Jour. Water Pollution Control Federation, 37, (February, 1965).
7. Eckenfelder, W., and D. J. O'Connor, Biological Waste Treatment, Pergamon Press (1961).
8. Eckenfelder, W. W., "Absorption of Oxygen from Air Bubbles in Water," Jour. San Eng. Div., ASCE, 85-88-89 (1959).
9. Quirk, T. P., Optimization of Gas-Liquid Contacting Systems, Unpublished Report (1962).
10. Kalinske, A. A., Power Consumption for Oxygenation and Mixing, Advance in Biological Waste Treatment, Pergamon Press, New York (1960).
11. Von Der Emde, W., Advances in Water Pollution Research, Vol. II, Pergamon Press, London (1964).

SOLUBILITY OF GASES IN WATER

Milligrams of gas dissolved by one liter of water at stated temperature when the partial pressure of the gas plus the vapor pressure of water-760 mm kg

Temp. °C	Hydro- gen H	Oxy- gen F v	Nitro- gen	Carbon Dioxide	Hydrogen Sulfide Fa	Meth- ane W	Chlo- rine	Sulfur Dioxide S	Ozone M	Ammo- nia R
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)
0	1.922	69.95	28.61	3347	7100	39.59	14600	228300	1363	987000
1	1.901	68.07	27.97	3214	6890	38.42		220900		927000
2	1.882	66.21	27.36	3091	6700	37.29		213700		877000
3	1.862	64.47	26.77	2979	6510	36.20	12500	206700		836000
4	1.843	62.82	26.18	2872	6320	35.14		199800		799000
5	1.824	61.22	25.61	2774	6150	34.11		193100		773000
6	1.806	59.70	25.05	2681	5960	33.12	10800	186600	1193	756000
7	1.789	58.23	24.50	2590	5790	32.18		180200		739000
8	1.772	56.83	23.96	2494	5620	31.27		174000		723000
9	1.756	55.50	23.43	2404	5460	30.39	9600	168000		706000
10	1.739	54.17	22.92	2319	5300	29.56	9969	162100	1101	669000
11	1.725	52.91	22.43	2240	5150	28.80	9652	156400		672000
12	1.710	51.80	21.97	2166	5000	28.05	9344	150900		655000
13	1.696	50.66	21.53	2099	4850	27.33	9048	145600	1017	621000
14	1.682	49.60	21.11	2033	4710	26.66	2766	140400		606000
15	1.669	48.54	20.71	1971	4560	26.00	6493	135400	961	591000
16	1.654	47.55	20.35	1904	4450	25.38	3230	130500		576000
17	1.641	46.56	20.00	1845	4330	24.79	7977	125900		561000
18	1.630	45.62	19.65	2789	4210	24.22	7736	121400		547000
19	1.616	44.87	19.32	1735	4090	23.69	7508	117000	799	535000
20	1.604	43.90	19.00	1659	3980	23.19	7291	112900	772	519000
21	1.590	43.09	18.66	1641		22.70	7098	108900		506000
22	1.575	42.28	18.35	1591		22.23	6916	105000		496000
23	1.561	41.49	18.06	1541		21.78	6737	101300		486000
24	1.548	40.75	17.77	1494		21.34	6570	97600		476000
25	1.534	40.01	17.49	1450		20.92	6411	94100		465000
26	1.522	39.26	17.22	1407		20.51	6251	90700		455000
27	1.509	38.53	16.95	1367		20.12	6110	84300	558	444000
28	1.497	37.85	16.72	1328		19.74	5973	84200		
29	1.485	37.17	16.48	1293		19.39	5845	81000		
30	1.470	36.49	16.25	1259		19.05	5722	78100	476	
35	1.426	33.54	15.18	1106		17.32	5103	64700		
40	1.385	30.35	14.10	974		15.86	5589	54100	223	
45	1.338	22.47	13.11	662			4227			
50	1.288	26.30	12.11	762		13.55	3927		111	
60	1.178	22.74	10.26	577		11.45	3294		0	
70	1.021	18.57				9.26	2792			
80	0.790	13.31				6.95	2226			
90	0.461	7.87				3.98	1868			
100	0.000	0.00					0000			

Letters following name of gas indicate the observer: viz.: F=Fox; F =Fox below 90, Winkler above; (F&B) = Fox below 50, F&B above; B&B= Bohr and Bock; Fo.= Fauser; W= Winkler; S= Schonfeld; R= Raoult; M= Mailfert Interpolated; R&W= Roozboom below 10, Winckler above.

## REFERENCES

1. Danckwerts, P.V., "Significance of Liquid Film Coefficients in Gas Absorption," Ind. and Engr. Chem., 43, 6 (1951).
2. Maney, K. H. and D. Okun, "The Effects of Surface Active Agents on Aeration," Jour. WPCF, 37 (February 1965).
3. Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (11th Ed.)  
American Public Health Association, Inc., New York (1960)

# CONFERENCIA XVI

JUEVES 23 DE SEPT/77

## ADSORCION

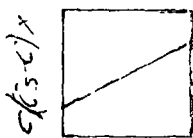
RICHARD E. SPEECE

Uso de compuestas como el carbon activado-

### 1) COSTOS POR M GAL

INVERSION	\$ 1.65
INVERSION Carbon 26¢/lb.	0.41
capital fijo	206 \$
Operacion costo 1	5.12¢/1000 GAL
" costo 2	8.54 " "
<b>Costo de operacion total</b>	<b>13.66 ¢/1000 GAL</b>

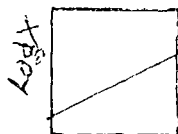
### 2)



a) BET



b) Langmuir



c) Freundlich

el más útil.

### 3) Isotermas de la adsorción lineal

b) Langmuir  $\frac{1}{x} = \frac{1}{x_m} + \frac{1}{x_m b c}$

a) BET  $\frac{c}{(c_s - c)x} = \frac{1}{A x_m} + \frac{A-1}{A x_m} \frac{c}{c_s}$

c) Freundlich  $\log x = \log K + \frac{1}{n} \log c$

### 4) DISTRIBUCION DEL SOLUTO ENTRE EL SOLIDO Y SOLVENTE

- 1) Lundelius regla -  $\Delta$  mayor selectividad para <sup>↑ carbon</sup> moléculas insolubles
- 2) Regla de Traube - Mayor selectivity aumenta con el aumento de R<sub>M</sub> en series homólogas.

### 5) FUERZAS MOTRICES QUE CAUSAN ADSORCION

- 1) Comportamiento hidófilo en el soluto hacia el solvente.
- 2) Alta afinidad del soluto por el solvente.

### 6) Adsorción con C para un efluente secundario - Pomona Calif 300MG

4 columnas en serie - flujo hacia abajo

6" x 16' ; 9' Empaque - malla de carbon 16x40

Dosis - 250-400 lb/MG | Area 7GPM/pie ; 38 min período de retención

Equ Cactivado de 20 - 60 min como tiempo de retencion. -  
Retro lavado diario en la 1ª columna. Pérdidas por tiempo de regeneración - 7% - Equivalente 28 lb/1000 gal ← carbón de reposito con un costo de 13¢/lb.

(6) COMPORTAMIENTO DE LA CURVA DE BREAKTHRU.

Tiempo afecta con el comportamiento  
Breakthru time decreases With :

- 1) - Canas poco profundas
- 2) - Tamaño de grano mas grande
- 3) - Mayor flujo.

(7) VELOCIDAD DE LA ADSORCION DEL SOLUTO.

Se controla en los pasos siguientes -

- 1) - transp en la sup. del sólido
- 2) - Difusion al traves de la capa superficial en los microporos
- 3) - Adsorcion en el interior de los microporos

(8) COSTO de la M.W. KELLOG -

Basos para una planta de 10MGD

Carga - 2º efluente 60mg/l COD - 42mg/l deo. 1147 COD

VOLUME DE SUPERFIE - 2 Series 2 Paralelo 2 fuero  
1.6 MG - 50-150% Flujo prom

Flujo hacia abajo 10 GPM/ft² - 50mm - tiempo de retencion -

Maxilos de 8X30 - Profundidad de 30-35 pies..

Retro lavado 17 GPM/ft² 30% expansion - 50psi. 1ª columna

Cap carbón para R.L. - 0.26 lb de COD/lb carbón.

Pérdidas en reg 5% - Vapor 1lb/ lb de carbon -

(9) Sistema de Columnas contra tanques de agitación

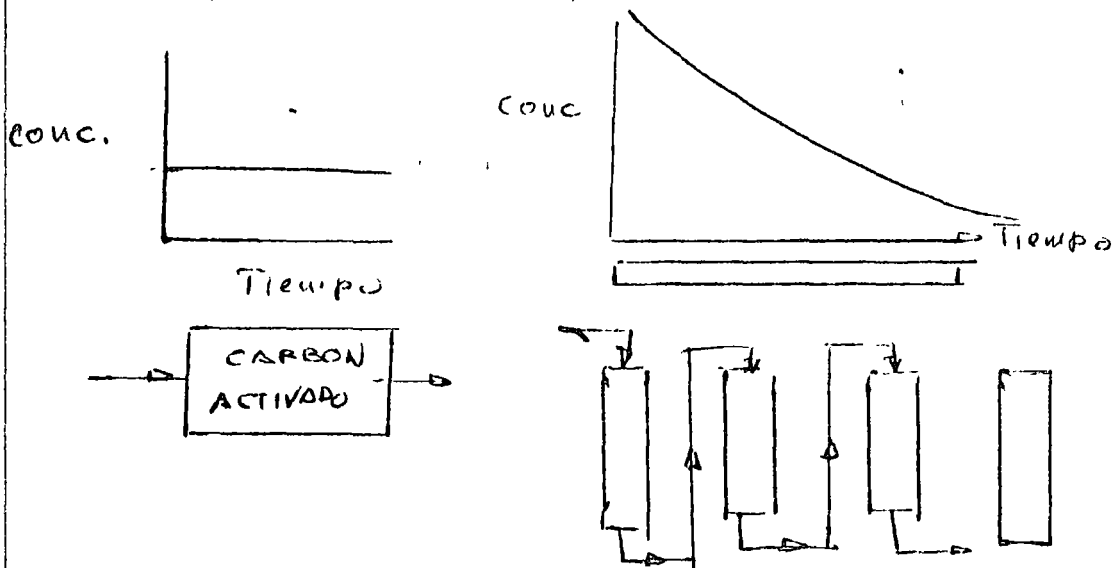
Ventajas de la columna -

- 1) - Mayor capacidad adsortiva -
- 2) - No se requiere separación de carbón.



3) Es factible la regeneración del carbón granular  
 FENÓMENOS DE LOS TANQUES CON AGITACIÓN.

- 1) - Mayor velocidad de adsorción -
- 2) - Se puede variar la dosis de carbón -



10) FENÓMENO DE SUA MANTENIDOS ENTRE EL SOLUTO Y UN SOLIDO (MOT. DISUELTO)

- 1) - Atracción electrostática -
- 2) - Adsorción física — semejantes a las fuerzas de Van der Waals
- 3) - Químicas.

11) La capacidad del carbón (adsorbtiva) aumenta con

- 1) - Concentración elevada de mat. disuelto (soluto)
- 2) - Superficie elevada por unidad/volumen.
- 3) - Temperatura reducida
- 4) - A menor pH
- 5) - La presencia de solutos mezclados.

El carbón activado es más barato pero no se puede regenerar

12) EFECTOS DE LAS VARIABLES EN LA ADSORCIÓN

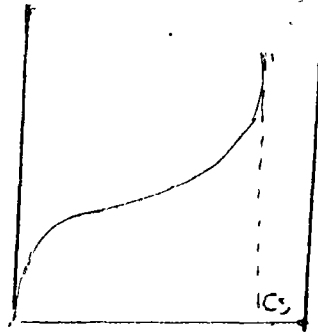
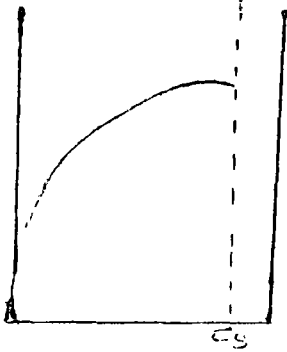
La vel. de ads. aumenta

- 1) - Concentración elevada de soluto.
- 2) - Moléculas más pequeñas de soluto.
- 3) - Temp. elevada
- 4) - Diámetro pequeño del adsorbente

Eq. Conc. of Solute in solution C

13

Soluto adsorbente / cantidad de soluto

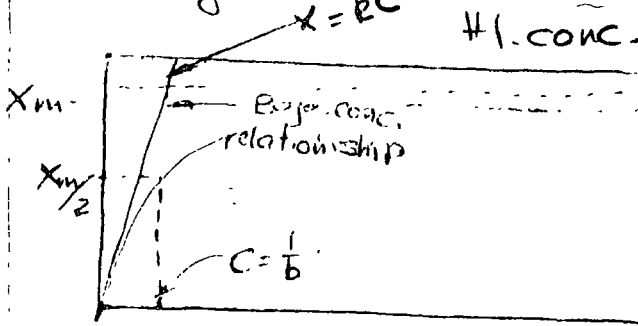


Langmuir  $x = bC$

Fre. T

14

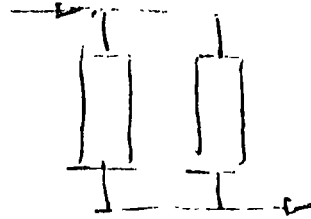
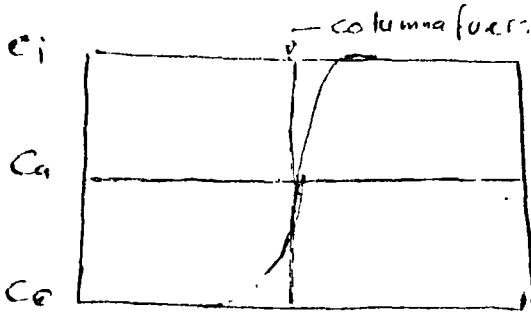
x = adsorbed Solute



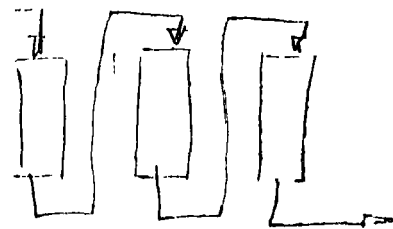
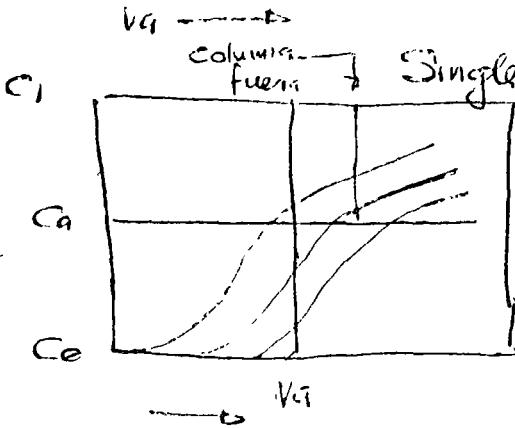
$$X = \frac{X_m C}{b + C}$$

Conc equilibrio de Solute

15

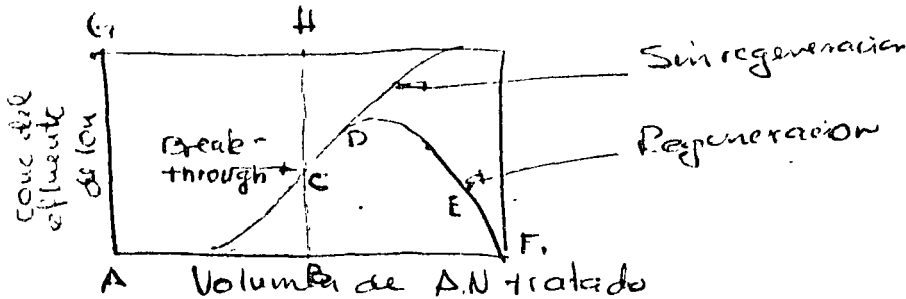


16



Columns en Serie

17

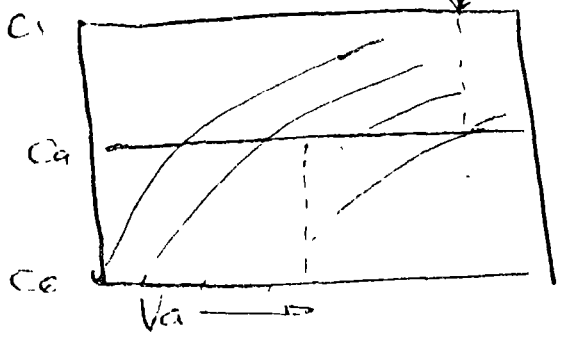


Sin regeneracion

Regeneracion

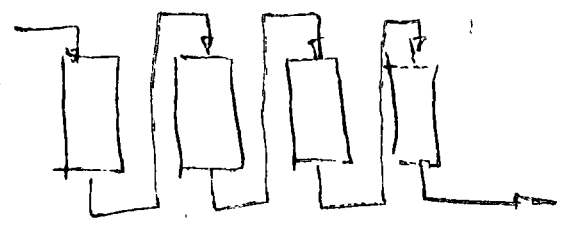
A Volumen de A.N. tratado

18

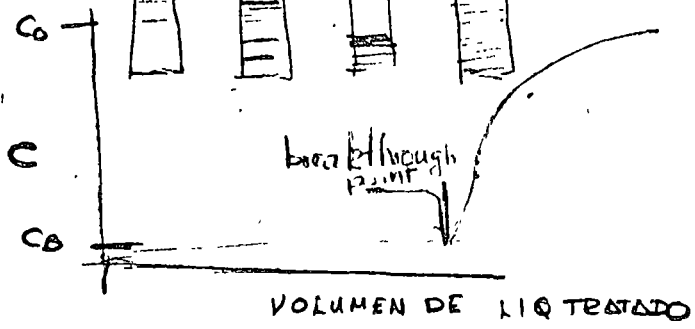


COLUMNAS EN SERIE

4 COLUMNAS EN SERIE

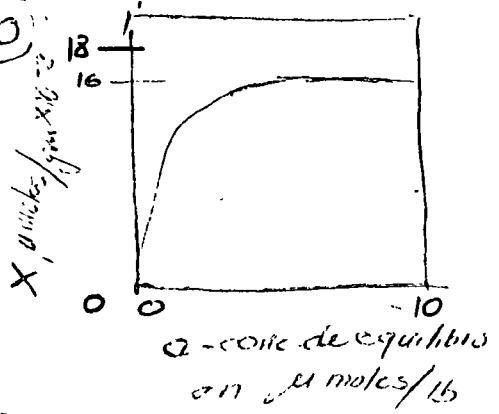


19



Adsorcion de paratióin a 25°C ( insectisida ) ( Ueber and Gould

20



COLUMBIA  
~~estovado~~ de carbon LC.  
 de  
0.273 moles/lb.

21

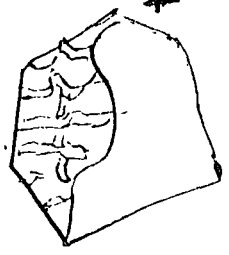
Aparatos para saber el punto de eq. con agitaci6n

22

Aparato de laboratorio - estudios en columnas - a dif profundidades.

23

Particula de carbon



Los canales aumentan enormidad el area de adsorcion.

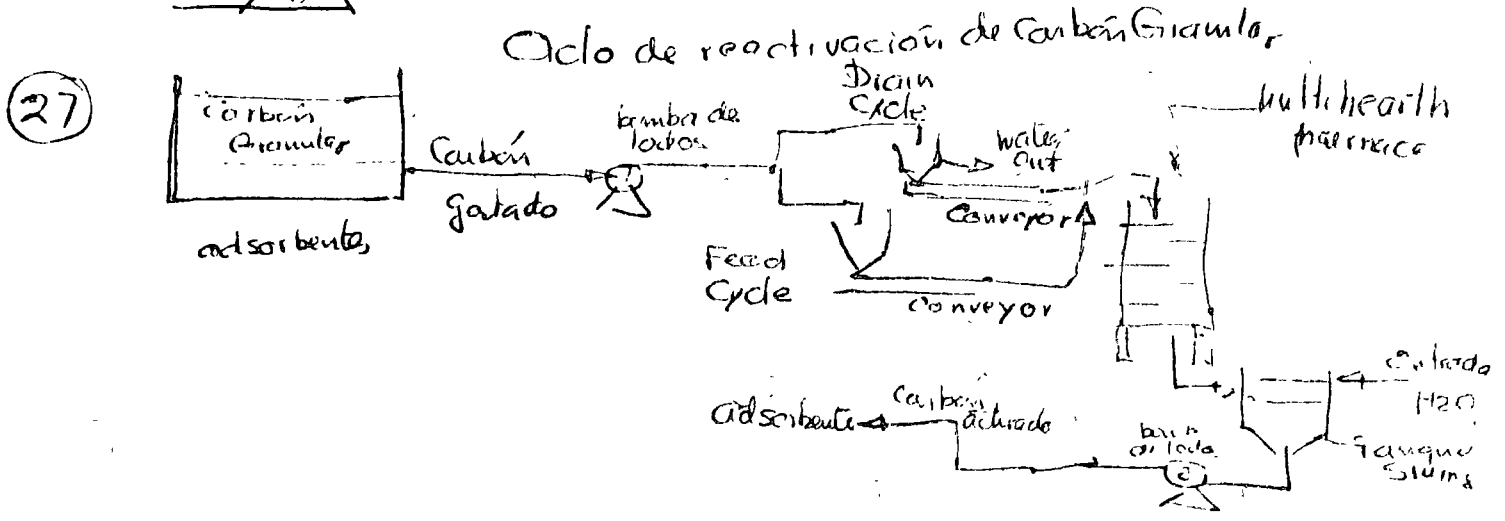
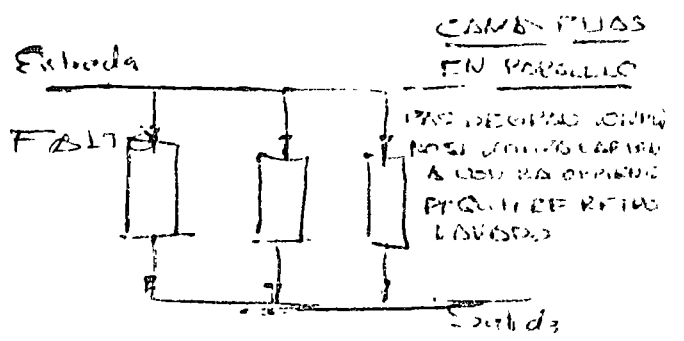
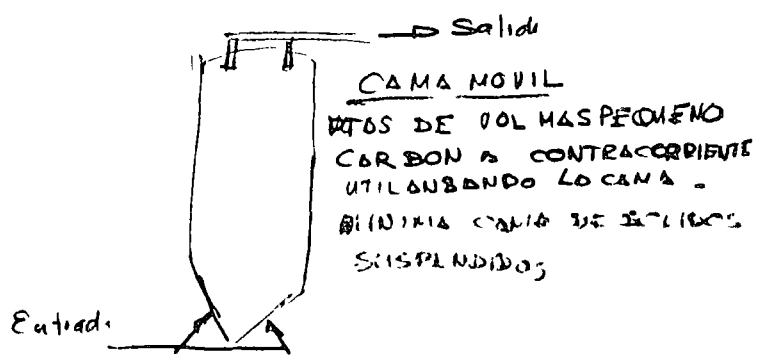
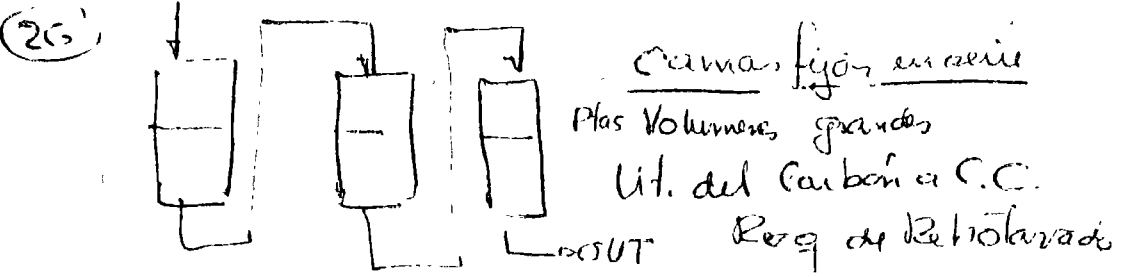
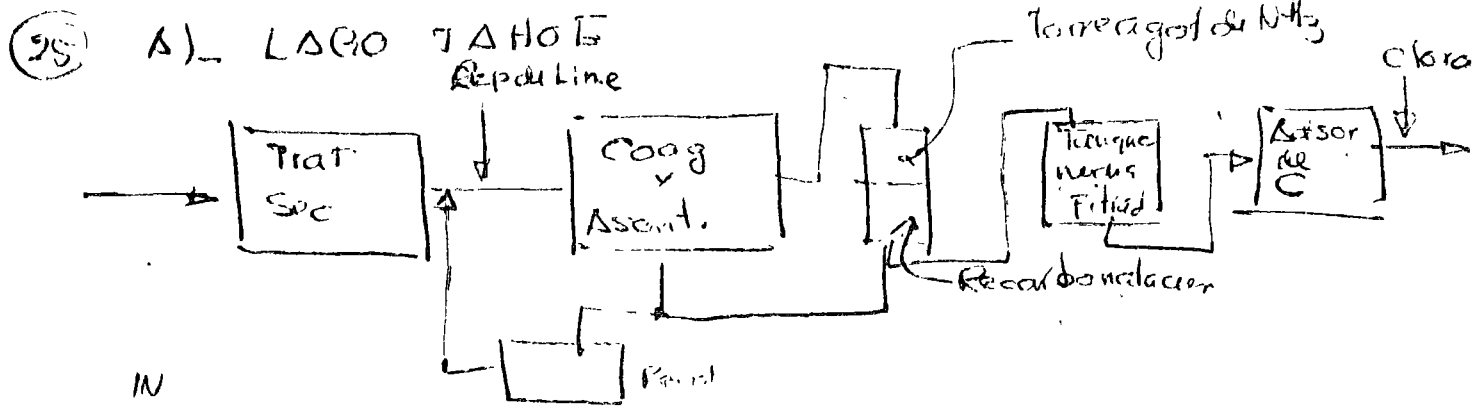
24

COSTOS DE OPERACION EN ROMON 4

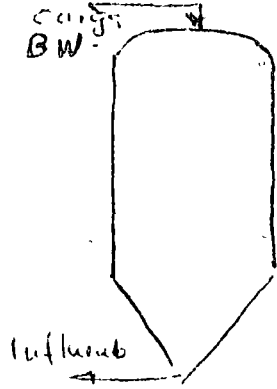
Jun 65 - Agosto 66

	Entrada	Salida
Sol. Sosp. mg/lb	10	<1
COD filtrada "	31	7
COD	47	9.5

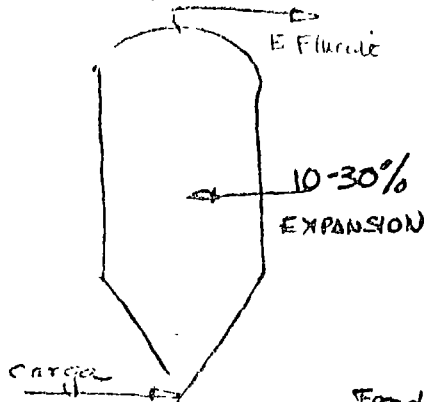
	E.	S.
NO <sub>3</sub> -N mg/l.	6.7	3.7
Turbidez JTU	10.3	1.6
Color	30	3
Color Threshold	12	1



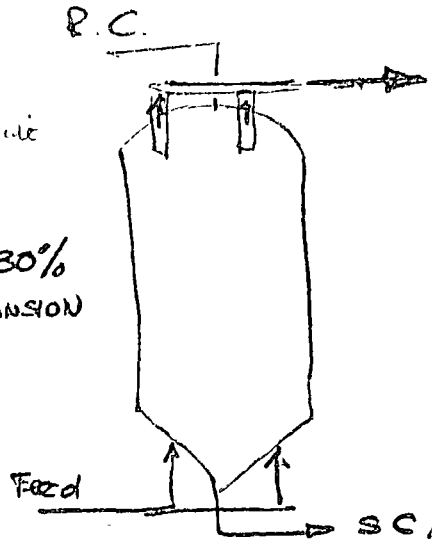
TIPOS DE COLUMNAS



FLUJO HACIA ABAJO



FLUJO HACIA ARRIBA



CARGA MOVIL

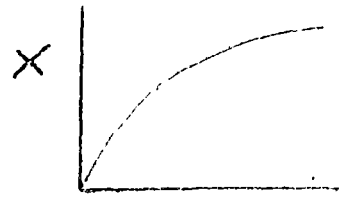
PRUEBAS SOBRE EL CARBON ACTIVADO

(2a. parte de la Conferencia)

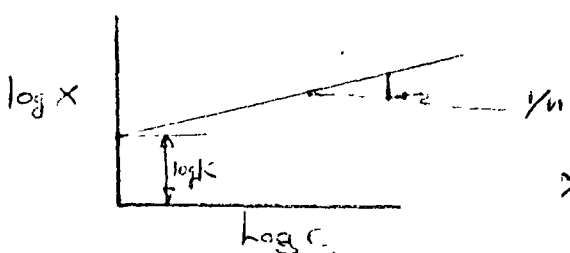
1) CALCULO EN EL LABORATORIO. - MUESTRAS FOR BACHES

C/en polvo						Volumen 1 litro
de agitación	0	0.5	1.0	2.0	5.0	mg/litro de e
→ equilibrio	conc.	conc.	conc.	CON	CON	conc < del Efluente
COD	50					mg/H

Conc. de Carbono =  $\frac{C_1 - C_2}{\text{Peso de Carbono}} = X$



2) TEMPERATURA - la de la planta. Retención por log X vs log C2



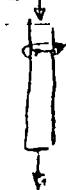
$X = KC^{1/n}$

Conc del Efluente  
↑  
Conc. de carga  
constantemente  
Se puede expresar  
también como COD.

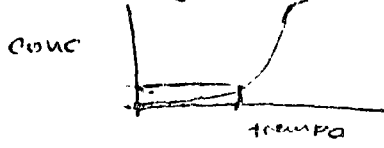
calcular dosis mínima de carbón

Después pasar estos datos a columnas en el lab. = 3 a las de la planta. - Preparación de una columna de prueba:

CARGA SUPERFICIAL = loading rate en gal/min/ft<sup>2</sup>. (2 - 10)



Se debe graficar Conc. efluente cont vs tiempo



$\frac{\text{ft COD}}{\text{ft de carbon.}}$   
**0.26 lb de COD / lb de Carbono**

REQUISITOS EN LA REGENERACION...

Temperatura de Regeneracion — 1700° F  
 La duty son 3000 BTU/lb de carbon.  
 Req de vapor 1# vapor / lb de carbon.

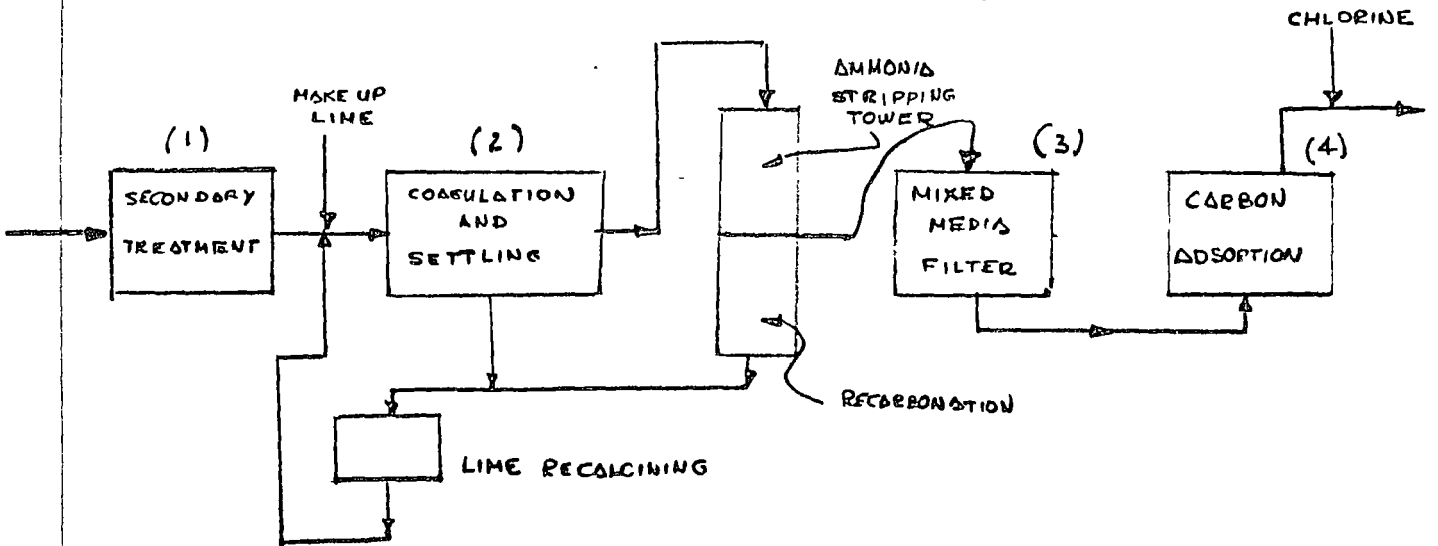
PHYSICAL, CHEMICAL AND BIOLOGICAL PROCESS

Prepared for Poland Project-26  
 World Health Organization

by  
 W. Wesley Eckenfelder  
 Joseph F. Malina Ph.D.  
 Earnest Gloyna Ph.D.  
 David L. Ford Ph.D.

Ed. The University of Texas of Austin  
 Austin Tex

A) LAKE TAHOE



EFFLUENT  
CONC.  
(Mg/ltr)

	(1)	(2)	(3)	(4)
BOD	20-40	1-3	< 1	< 1
COD	80-160	40-70	30-60	1-15
SS	> 20	1-5	< 1	< 1
Turbidity	30-70	1-2	0.1-1.0	0.1-1.0
Color	—	10-30	10-30	< 5
PO <sub>4</sub> <sup>=</sup>		1-2	0.1-1.0	0.1-1.0
N		15-35	< 2	< 2

TESTING TREATMENT PROCESSES.

# ADSORPTION

R. E. Speer Co.

Sept. 23/71

LUERES.

Estudios en Colombia.

? # de carbon por Galon reactivado  
1 gal de carbon hetero de limon, tipo para immersion

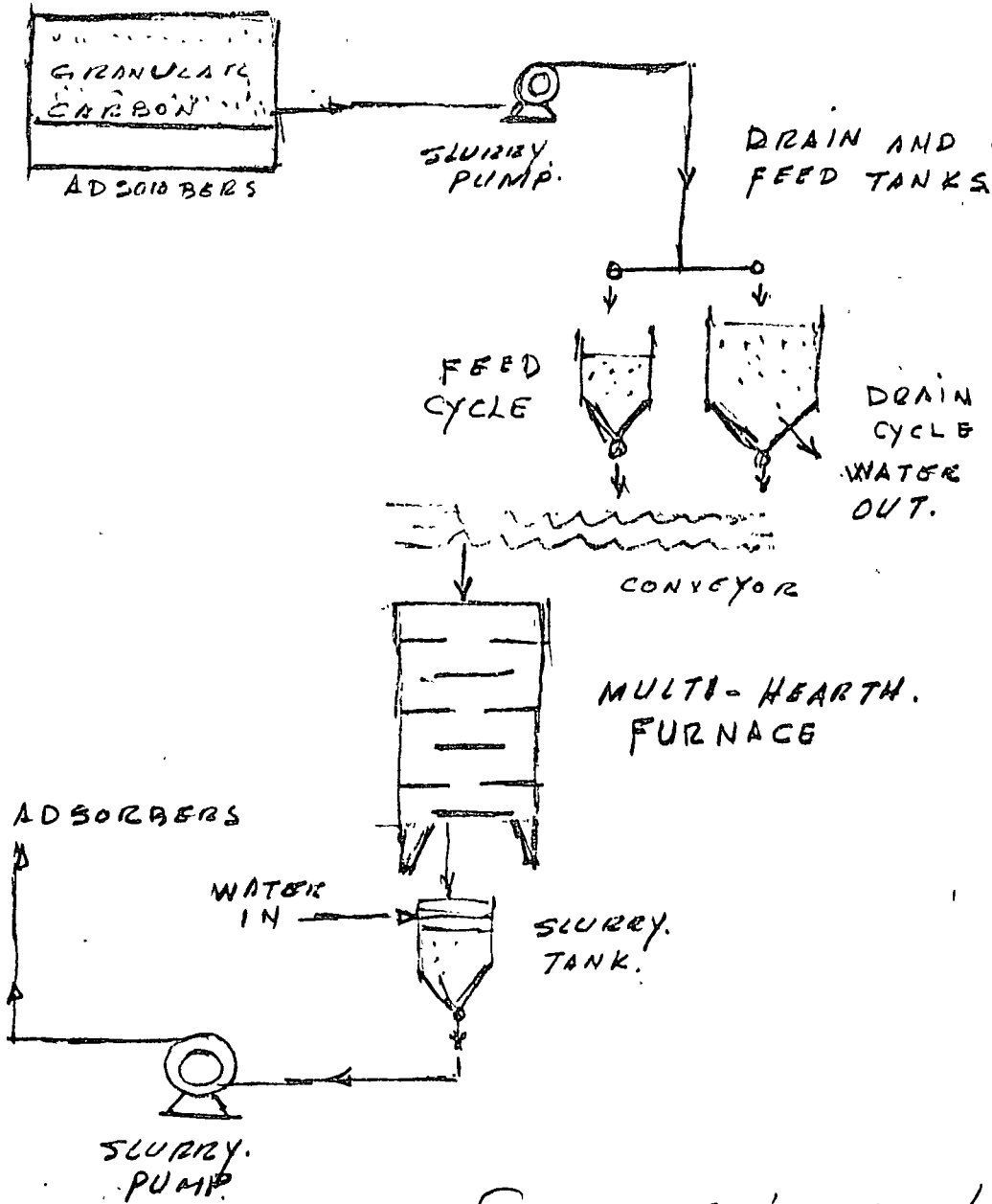


Fig. 1. - Granular carbon reactivation cycle.



TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

TEMA:

FILTRACION

PROFESOR

M EN I. GASTON MENDOZA GAMEZ

PROFESOR INVESTIGADOR DE LA FACULTAD DE INGENIERIA, UNAM .

México, D. F., Septiembre de 1971

## FILTRACION.

Es la operación unitaria en la que se hace pasar un flujo de agua a través de un medio poroso, removiéndose las partículas en estado de suspensión o coloidal.

El medio poroso puede estar constituido por un lecho simple (arena), lecho doble (arena y andracita), lecho múltiple (arena, andracita y granste), tierra diatomacea, u otras combinaciones.

Se hace referencia a un filtro por la velocidad de filtración, teniéndose: filtración lenta, y filtración rápida con dos variantes, convencional y alta.

La aplicación del flujo se hace por gravedad, en sentido ascendente o con doble flujo, gravedad ascendente, pasando del grano fino al grueso, o del grueso al fino.

A medida que se va reteniendo la materia en suspensión o en estado coloidal, el lecho se va tapando, aumentando la resistencia al flujo, por lo que es necesario limpiarlo. Usualmente se hace la limpieza aplicando agua en sentido ascendente, a alta velocidad ó utilizando aire y agua. Después de esto, el filtro está en condiciones de iniciar la operación.

La filtración es básica en el tratamiento de agua para usos municipales, y en la actualidad se ha incorporado ampliamente como tratamiento terciario de aguas negras; tratamiento que es una consecuencia de la sabia política del uso múltiple del agua.

### Conceptos recientes de la filtración

- Históricamente el proceso de la filtración se ha desarrollado como sigue:
- 1829 Aplicación de la filtración lenta en arena por James Simpson en Inglaterra, como barrera única.
  - 1859 Londres adopta los filtros lentos de arena.
  - 1893 Epidemias en Hamburgo, Altona y Wandsbeck dan consistencia a la filtración como medio de tratamiento.
  - 1897 G. W. Fuller estandariza la filtración rápida en arena con capacidad demostrada para aplicarlos como única barrera.
  - 1910 La cloración reemplaza a la filtración como barrera principal contra las enfermedades.
  - 1920 - 1950 Desarrollo del tratamiento químico con coagulación, floculación, sedimentación.
  - 1950 - 1970 Desarrollo de la filtración con diatomaces y principales modificaciones a los filtros rápidos de arena.

Hay dos tendencias opuestas actuales, una es la de eliminar los filtros haciendo los sólidos más sedimentables, y la otra, es la de aplicar cargas mayores a los filtros haciendolos sólidos más filtrables. El hacer los sólidos más sedimentables prácticamente tiene un límite, en aguas de baja turbiedad, siendo en ocasiones necesario filtrar aguas sedimentadas con mayor turbiedad que la de las aguas turbias, además las aguas superficiales pueden estar contaminadas con quistes de endamoeba histológica que son altamente resistentes a la cloración por lo que la filtración tiene decisiva participación en el tratamiento. La segunda tendencia parece más lógica y es la que se está llevando a la práctica actualmente con la intención de reducirlos costos de inversión inicial de las plantas, reduciendo o eliminando en ciertos casos la floculación y sedimentación y aumentando las tasas de filtración y el volumen de agua filtrada por ciclo.

La filtración rápida convencional utiliza un medio de arena o antracita, con flujo en la dirección del material fino al grueso, y velocidades entre 1.35 y 2 l/seg/m<sup>2</sup>. En esta práctica, el agua se acondiciona en el pretratamiento, esto es, coagulación, floculación y sedimentación, para que el filtro realice su función con agua de la mejor calidad posible. El material removido se encuentra entre los 15 cm superiores del lecho, teniéndose un aumento rápido en la pérdida de carga en esa zona, quedando ocioso el resto del espesor.

La aplicación del filtro convencional se ha hecho con base en las teorías físicas que consideran la mayoría de ellas, las características del lecho del filtro (diámetro, dc), el método de operación (tasa de filtración, V) y la suspensión a filtrar (temperatura del agua).

Se ha partido de las ecuaciones de Iwasaki (1) :

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -\lambda c \quad (1)$$

y

$$\frac{\partial c}{\partial t} + \frac{v}{(1 - f_0)} \frac{\partial c}{\partial l} = 0 \quad (2)$$

La ecuación (1) expresa la tasa de remoción de la suspensión como una función de primer orden de la concentración de la remoción C.  $\lambda$  es un coeficiente de proporcionalidad, llamado coeficiente de filtro y que es variable con respecto al tiempo y espacio.

Esta ecuación es evidente para un medio uniforme y una suspensión homogénea.

La ecuación (2) está basada en un balance de masa y establece que la tasa del material acumulado en el filtro,  $\partial c / \partial t$ , en donde: C es la concentración de la suspensión, en unidades de volumen, c es el volumen específico del depósito por la unidad de volumen de filtro, L es el espesor del filtro, t es el tiempo de filtración, y es la

velocidad superficial de filtración y  $f$  es la porosidad del material depositado.

La ecuación (2) considera que la densidad y la porosidad del material depositado no cambia durante el ciclo de filtración, siendo en realidad variables y totalmente inciertos estos parámetros.

Ives propuso una expresión que señala la alteración del coeficiente del filtro por el material depositado.

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\phi v^2}{f_0 - \sigma} \quad (3)$$

$\lambda_0$  y  $f_0$  son los valores iniciales del coeficiente de filtración y la porosidad media respectivamente,  $C$  y  $\phi$  son constantes.

Ives (2) experimentó con esferas de PVC de 1.3 micras pasándolas a través de arenas uniformes de varios tamaños y determinó que el coeficiente  $\lambda$  al inicio de la filtración es inversamente proporcional a  $v$ ,  $d_c$  y  $\mu$ . Siendo los coeficientes dependientes de las características de la suspensión y el lecho no se puede considerar estas expresiones como un método práctico para evaluar una suspensión y un medio dados sin ensayos exhaustivos de laboratorio.

En años recientes se ha considerado que la remoción de partículas suspendidas en un lecho filtrante tiene lugar por 2 fenómenos separados, distintos y subsecuentes: Transporte y adhesión. Las partículas se mueven a través de distancias más o menos grandes por un proceso físico-hidráulico (transporte) antes de alcanzar la superficie filtrante, y una vez alcanzada deben adherirse con la suficiente energía para resistir la fuerza de corte del líquido en movimiento. La adhesión es un proceso químico influenciado por parámetros físicos y químicos.

Según Yao y O'Melia (3) los mecanismos que afectan el transporte de partículas esféricas son la sedimentación, la intercepción y la difusión dominante en el transporte de las partículas más pequeñas, y la sedimentación e intercepción para las más grandes.

Posteriormente O'Melia y Stumm (4) desarrollaron unas relaciones en que la difusión y la intercepción influyen en la eficiencia y en el coeficiente de filtro, teniendo proporcionalidad entre  $\lambda$  y las siguientes características: el diámetro de la partícula, el diámetro del lecho y la velocidad superficial de filtración. Esta proporcionalidad difiere de la establecida por Ives.

La adhesión de una partícula suspendida en la interface sólido-líquido que presenta el filtro se atribuye a dos fenómenos que tienen interés teórico y significancia práctica y que se aplican en la coagulación de suspensiones, a saber:

1) La acción recíproca de las fuerzas electrostáticas y de Vander Waals en la doble capa de los granos del medio.

2) La unión química de la partícula y la superficie del medio por medio de un material de enlace.

Este planteamiento señala a la filtración como un caso especial de floculación en que algunas partículas están fijas y otras en suspensión.

En el modelo de la doble capa al iniciarse al ciclo de filtración, la superficie del medio tiene carga negativa y las partículas pueden tener carga negativa, si se hace la filtración sin coagulación, ejemplo: filtración lenta; carga positiva, si ha tenido lugar un pretratamiento con coagulación con el resultado de una acción predominante de hidróxido de metal; y carga neutra, cuando la carga de la partícula está en o cercana al punto isoeléctrico.

En el primer caso, se tiene una acción predominante de las fuerzas electrostáticas sobre las de Van der Waals, pero a pesar de ello hay cierta penetración de la doble capa, debida más que nada que a valores bajo pH, algunas arcillas tienen regiones tanto positivas como negativas. En el segundo caso, se han sumado las fuerzas de Van der Waals y las electrostáticas lográndose un rápido transporte y adhesión de las partículas. La filtración es eficiente al inicio, pero dependo de la carga positiva de las partículas, tendrá lugar en mayor o menor grado una acumulación de ellas sobre la superficie, haciendola positiva, con lo que la eficiencia de remoción disminuye. En el último caso, la doble capa no existe teniéndose una adhesión y una filtración eficientes hasta el momento en que la acumulación de partículas se hace excesiva, incrementando rapidamente la pérdida de carga.

Se considera que la mejor condición es la que la partícula tenga una ligera carga negativa como han señalado en sus investigaciones de floculación Langeller Black y otros.

El modelo de enlace postula la interacción química entre la partícula coagulada y la superficie del medio por intercambio iónico, por unión de hidrógeno o por la formación de cadenas. Los polielectrolitos catiónicos han demostrado gran capacidad para coagular suspensiones de arcilla y sílice.

El efecto sucesivo del transporte y la adhesión en la filtración comprobado en investigaciones han llevado a la innovación de usar filtración en sentido del grano grueso al fino, con flujo ascendente o descendente a través de medios con densidad en aumento, con lo que se aprovecha casi en su totalidad el espesor del lecho teniendo una distribución más uniforme del depósito y por tanto un aumento en el tiempo para alcanzar el límite de la pérdida de carga.

La pérdida de carga durante la filtración la ha relacionado Mintz (5) en función del depósito  $V: i = i_0 \left[ \frac{F_0}{f_0} \right]^3 \cdot \left[ \frac{1 - f_0}{1 - f_0} \right]^{2/3}$ .

El gradiente hidráulico es un mínimo cuando se tiene un depósito uniforme en todo el espesor del filtro.

Un valor del mínimo costo del producto se tiene cuando el tiempo para alcanzar el límite de pérdida de carga ( $t_2$ ) es igual al tiempo en que empieza a pasar turbiedad en el efluente ( $t_1$ ). Mintz establece una correlación empírica, expresando el tiempo en que comienza a pasar turbiedad como:

$$t_1 = K \frac{\sigma_d \cdot \rho_s}{v^{0.7} d_c^{-1.7}} \left[ L - \frac{F(C_2)}{\lambda^0} \right]$$

siendo  $\sigma_d = v^{-0.7} d_c^{-1.7}$ , es el valor límite del depósito específico,  $F(C_1)$  es un parámetro adimensional relacionado con la turbiedad límite del efluente y  $\rho_s$  es la densidad del depósito.

La relación de  $t_1$  y  $t_2$  se ilustra con la dosificación de un polielectrolito catiónico a una suspensión de arcilla influente a un lecho con dos medios filtrantes. Con dosis de 0.5 mg/l a suspensión tiene un valor de  $\lambda$  relativamente bajo, una pérdida de carga baja y una turbiedad efluente mayor que la deseada. A una dosis de 0.75 mg/l se mejora la remoción, incrementándose la pérdida de carga rápidamente en el curso de la carrera. Con 1 mg/l es mejor aún el funcionamiento, llegando a ser excesiva la pérdida de carga en 15 horas. Este ejemplo ilustra el hecho de que se debe balancear la operación de un filtro para optimizar los resultados.

Para que el gradiente hidráulico permanezca constante en un medio graduado, el depósito específico debe llevar una relación directa en el tamaño del medio, es decir, más depósito en los poros más grandes, manteniendo un gradiente hidráulico constante a través de la profundidad del lecho, la pérdida de carga total se minimiza siendo factibles velocidades de filtración más altas.

La remoción de la turbiedad remanente de las capas gruesas se hará en la zona de medio más fino y por tanto más eficiente.

El problema práctico de la filtración se puede plantear considerando las concentraciones de la turbiedad a color de las aguas crudas. Aguas con alta o variable turbiedad se deben coagular, flocular y sedimentar para reducir la carga de partículas en el influente a los filtros. Aguas con baja turbiedad se pueden filtrar directamente acondicionando previamente la suspensión con un coagulante metálico y/o un polielectrolito. En ambos casos se puede filtrar de un medio grueso a uno fino con altas tasas.

La diversidad de resultados en las experiencias hechas con base a considerar a la filtración como una combinación de transporte y adhesión de las partículas, diversidad debida al empleo de distintas suspensiones y distintos medios, hace surgir la recomendación de que en cada caso particular se obtengan los parámetros de diseño perfectamente a partir de estudios en plantas piloto, aspecto que no se ha desarrollado en nuestro país pero que se cree ya es el momento de iniciarlo.

Enseguida se presentan algunos resultados de la experiencia práctica tenida con este tipo de filtración.

Lechos múltiples

En la planta GreenVille, Texas (6), se tienen dos filtros convencionales y dos filtros con lechos mezclados, antracita, arena y granate fino con densidades de 1.5, 2.5 respectivamente. En esta forma se puede hacer comparaciones entre los dos tipos de filtración evaluando la claridad del efluente, la tasa de filtración máxima, la pérdida de carga total, los requisitos de sulfato de aluminio, En el influente de los filtros con lechos mezclados se agrega un polímero.

Los resultados de la operación indican que los lechos mezclados dan carreras de filtración más largas para una pérdida de carga dada, producen efluentes más claros; requiriendo menos agua de lavado con el consecuente ahorro respecto a la producción de agua potable. Además, con costo mínimo la capacidad de la planta se pudo incrementar en un 150 por ciento y la capacidad de pico en un 100% empleando velocidades de filtración de 3.3 y 5.3 lps/m<sup>2</sup> respectivamente.

En esta planta el control del tratamiento se hace por medio de un turbidímetro registrador monitor de las muestras de los filtros, un turbidímetro con registro continuo del agua clara filtrada y un turbidímetro monitor del efluente de un filtro piloto con este control se optimiza la dosis de coagulante.

Filtros con flujo ascendente (7)

Los rusos utilizan el filtro con flujo ascendente denominándolo "clasificador por contacto" aplicando al influente un coagulante. En ciertos casos han eliminado el pretratamiento convencional, teniendo reducción en el consumo de productos químicos ya que no se requieren formar flóculos grandes y pesados.

Con un solo medio llevan al cabo la filtración medio grueso-medio fino (2 a 0.5 mm) aplicando velocidades de filtración convencionales. El lecho de arena lo han variado entre 2 y 2.5 m. Las eficiencias han sido aceptables en lo que se refiere a la remoción de turbiedad y color, no siendo tan buena la eficiencia bacteriológica comparada con la filtración convencional. El lavado lo han aplicado con velocidades entre 10 y 15 lps/m<sup>2</sup>, resultando ciclos de operación (filtrado desecho primeras aguas filtradas) más amplios que con filtros convencionales. Sus experiencias indican costos iniciales y de operación más bajos que los de plantas con filtros convencionales.

Los holandeses han estudiado principalmente el problema de la fluidización de las capas más finas del lecho de arena durante la filtración, usando espesores entre 0.6 y 1.5 m. Los primeros diseños consistieron en colocar un sistema recolector debajo de la arena lo cual hacía difícil e incompleto el lavado, requiriendo pasar agua de vez en cuando con flujo descendente para remover las impurezas del fondo. El lavado lo hacen con aire y agua.

Posteriormente han usado una parrilla debajo de la superficie del lecho. Se compone de placas verticales paralelas con espaciamiento de 100 a 150 veces el tamaño de la arena fina en la superficie del lecho, en esta forma se controla el arqueamiento para prevenir la expansión del lecho.

Han aplicado tasas de filtración entre  $3.5 \text{ a } 7 \text{ lps/m}^2$ , usando agua sin filtrar para el lavado ya que el ciclo de filtración comprende el desecho de las primeras aguas filtradas después del lavado. Aunque el consumo de agua de lavado por ciclo es mayor, el total de agua consumida como porcentaje del agua producida es mucho menor.

Además de emplear estos filtros en tratamiento de agua para abastecimiento, los han aplicado como tratamiento terciario de aguas negras.

Estos resultados y otros de plantas piloto hechos en Inglaterra y EE.UU., llevan a recomendar la investigación sobre tamaños y graduaciones diferentes de arena y la filtración ascendente con agua pretratada convencionalmente.

### Filtración con doble flujo (7)

El agua se introduce al filtro al mismo tiempo por la parte superior y por el fondo del lecho, recolectándose el agua filtrada por medio de un sistema de drenes en cierto nivel intermedio dentro del lecho.

La presión debida a la filtración gravedad contrarresta la expansión del medio interior.

Los rusos han utilizado arena con espesores de 1.5 a 1.65 m y las siguientes velocidades de filtración:

descendente = 2 a 2.5 gpm/pie<sup>2</sup>

ascendente = 3 a 3.5 gpm/pie<sup>2</sup>

Han tenido problemas con la rotura de las tuberías de plástico que forman el sistema de recolección de agua filtrada. Se localiza normalmente a 0.6m bajo la superficie de la arena. La velocidad de lavado que han usado escurre 19 y 22 gpm/pie<sup>2</sup>, aplicándose el candal durante 5 a 6 minutos.

El costo inicial en Rusia es de 15 a 30% menor que el filtro convencional, aunque las tuberías, válvulas y controles son más complicadas.

Los holandeses han desarrollado un sistema similar. En general, la mayoría de los bifiltros están compuestos de arena, aunque llega a ser convenientemente colocar una capa de arcilla sobre la arena, lo que mejora el proceso en la zona de flujo descendente.

La filtración con doble flujo y medios dobles, parece tener amplias posibilidades en el tratamiento teórico de aguas negras, utilizando altas tasas de filtración.



Tasas convencionales. El proceso combina las ventajas del filtro con flujo ascendente y el filtro gravedad convencional.

### RESUMEN:

Concretando, se puede establecer que las variables que afectan la operación de filtración son: Tamaño, forma, propiedad, densidad y espesor del medio filtrante, la velocidad de filtración, las características del afluente (concentración de sólidos suspendidos, distribución del tamaño de las partículas y carga superficial); tratamiento químico, fortaleza del floculo y carga del lecho filtrante.

Estos factores intervienen en la contaminación de la pérdida de carga a través del medio y en la eficiencia de remoción del lecho.

### Aplicación de la filtración como Tratamiento Tercario.

Se ha definido debido a las características de los afluentes de los tratamientos secundarios de las aguas negras y a los usos que se les está dando a las aguas residuales tratadas, entre otros, recarga de acuíferos subterráneos, riego, industrial, etc.

En la filtración de aguas residuales sedimentadas intervienen los mecanismos de remoción físicos, químicos y biológicos.

En la Universidad de Stanford, se han llevado al cabo una serie de estudios experimentales con varios diseños de lechos filtrantes (8). Se estudiaron diseños de filtro convencional y especial, con y sin la aplicación de productos químicos, evaluando el funcionamiento de los filtros y su eficiencia en relación con la remoción de sólidos suspendidos en las diversas capas filtrantes. El funcionamiento también se seleccionó con las variables del proceso y los mecanismos de remoción.

Entre las conclusiones de estos estudios se tienen los siguientes:

1. La eficiencia de remoción del afluente de sedimentación secundaria, sin la aplicación de productos químicos es principalmente una función del tamaño del grano.

Con medio convencional de arena o antracita de 45 a 76 cm de espesor, la eficiencia varía entre 10 y 60%.

2. No se observó paso de floculo dentro de la gama de pérdida de carga estudiada (2.4 a 3.0 m), con y sin la aplicación de productos químicos.

3. No se utiliza efectivamente la capa de arena en la mayoría de los lechos, dobles. En lechos múltiples, si la capa de antracita es mayor de 41 a 51 cm, el medio bajo la antracita contribuye poco en la remoción total de sólidos suspendidos.

4. En cualquier diseño de filtros, se pueden emplear polielectrolitos como ayuda para lograr una variación en el grado de remoción de sólidos suspendidos. La distribución de la remoción de sólidos suspendidos, se controla variando la cantidad y punto de aplicación de los polielectrolitos.

En el condado Orange de California se ha aplicado tratamiento terciario al afluente de una planta de filtros rociadores, para utilizar el agua como una barrera contra la untrucción de agua salina en la zona costera, inyectándole por medio de pozos (9), el afluente del tratamiento secundario tiene una salinidad muy alta, 1200 mg/l con un remanente de DQO y DBO del orden de 155 y 70 mg/l respectivamente y fluctuaciones de detergentes, lo que obliga a un tratamiento terciario para fines de reutilización.

El estudio previo se basó en experimentación de laboratorio con una planta piloto. El proceso es base de coagulación y filtración. La coagulación con sulfato de aluminio a pH natural (aprox. 7.0) ha sido muy efectiva.

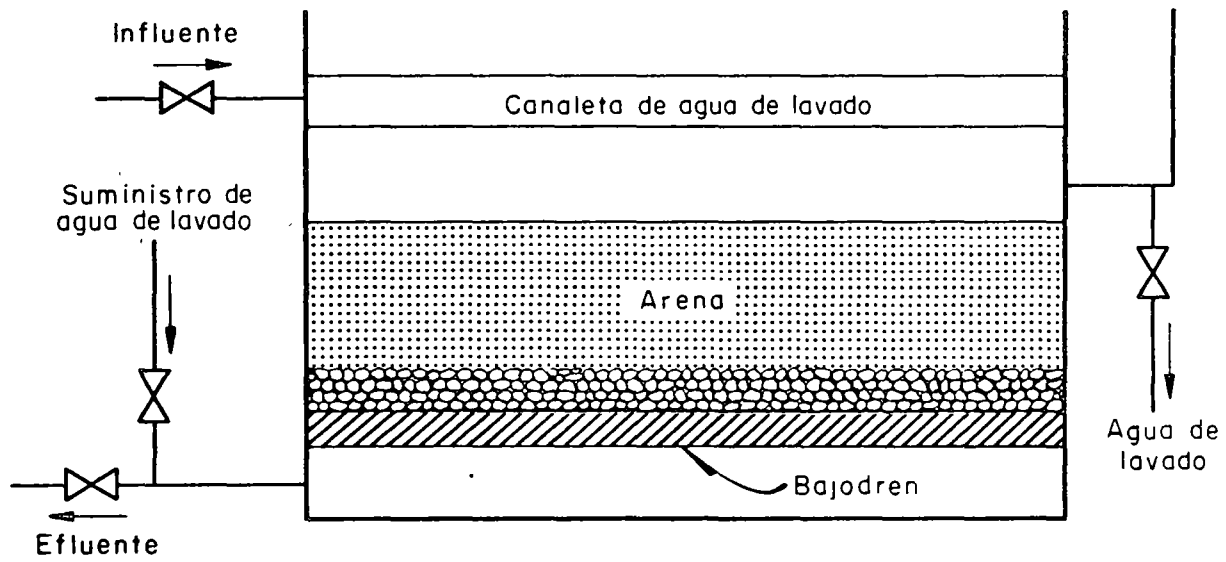
Los filtros de la planta piloto fueron de dos tipos uno con un medio doble de antracita y arena, y otro, con un medio simple de arena. Los filtros requieren una carga de turbiedad no mayor de 9 UJ para lograr la meta de 2UJ en el afluente filtrado. La remoción de DQO es ligera, pero con la aplicación de carbón activo antes de la filtración se ha mejorado esto.

## REFERENCIAS

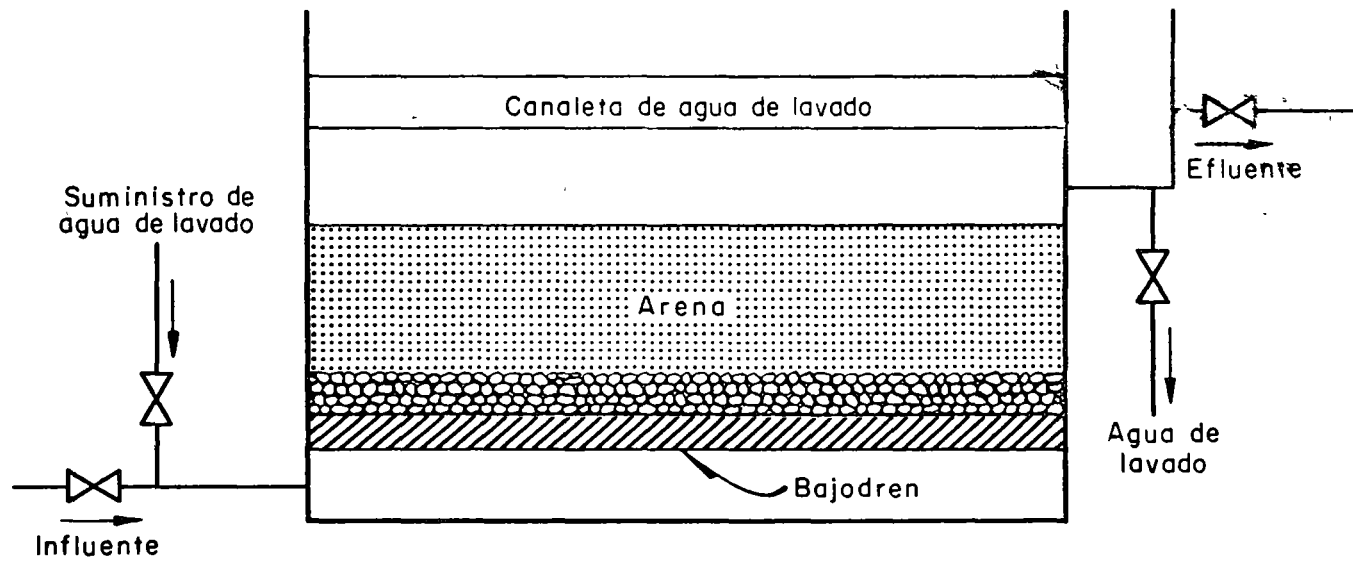
1. T. Iwasaki. Some notes on Sand Filtration. Journal AW WA Vol. 29, 1591. (1937).
2. K.J. Ives y I. Sholji, Research on variables Effecting Filtration. Journal Sanitary Engineering Div. ASCE , 91, 1-18, (ago 1965)
3. K. M. Yao y C.R.O.'Melia, Particle Transport in Aqueous Flow through Porous Media. Annval Conference of the Hydravlies Div. of ASCE, Ago (1968). M I T, Cambridge, Mess
4. C.R.O'Melia y W. Stumm. Theory of Water Filtration. Journal AWWA, VOL. 59, No. 11 (1967).
5. D. M. Mintz, Modern Theory of Filtration, Special Report No. 10 International Water Supply Congress, Barcelona, Oct (1966).
6. J. E. Laughlin y T. E. Duvall. Simultaneous Plant-Scale Tests of mixed Media and Rapid Sand Fillers. Journal AWWA, Vol. 60, No. 9 (1968).
7. C.L. Hamann y R. E. McKinney. Upflow Filtration Process Journal AWWA, Vol. 60, No. 9 (1968).
8. G. Tchobanoglous. Filtration Techniques in Tertiary Treatment Journal WPCF, Vol. 42, No. 4 (1970).
9. P.V. Hennessy, L.C. Williams y Y. Lin Tertiary Tratment of Trickling Filter Effluent at Orange County, California. Journal WPCF, Vol. 39, No. 1 (1967).

## BIBLIOGRAFIA

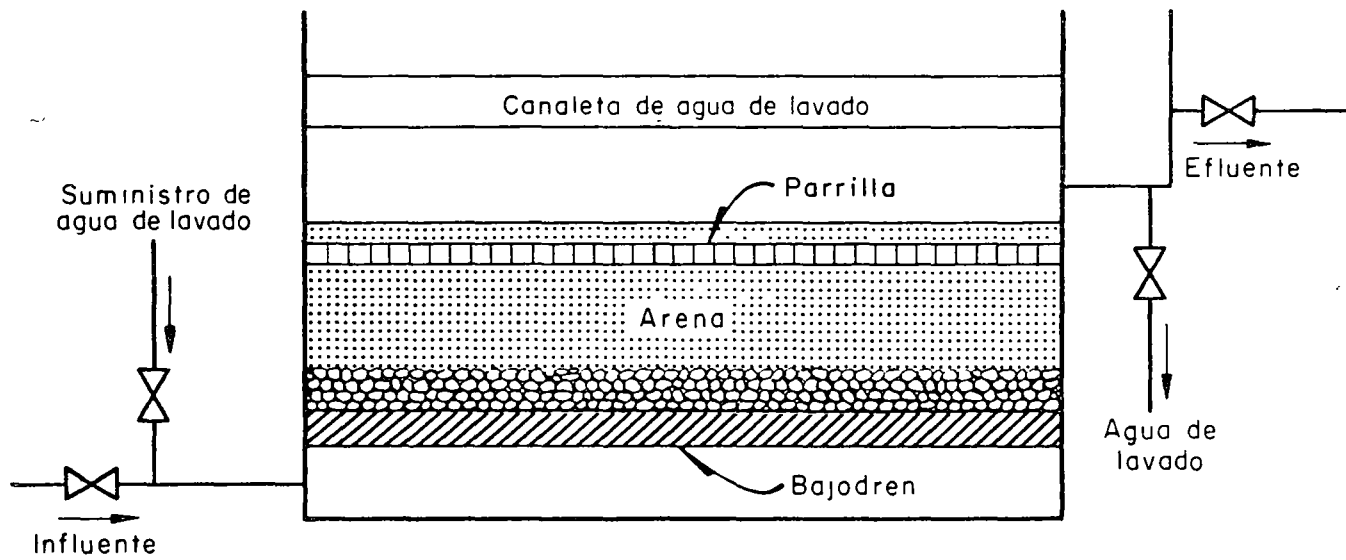
1. AWWA, Water Quality and Treatment, McGraw Hill; Nueva York, 3a. edición, (1971).
2. G. M. Fair, J.C. GEYER, y D.A. Okun, Water and Waste Water Engineering, vol. 2, John Wiley & Sons, New York, (1968).
3. L. G. Rich, Unit Operations of Sanitary Enginnering, John Wiley & Sons, New York, (1962).



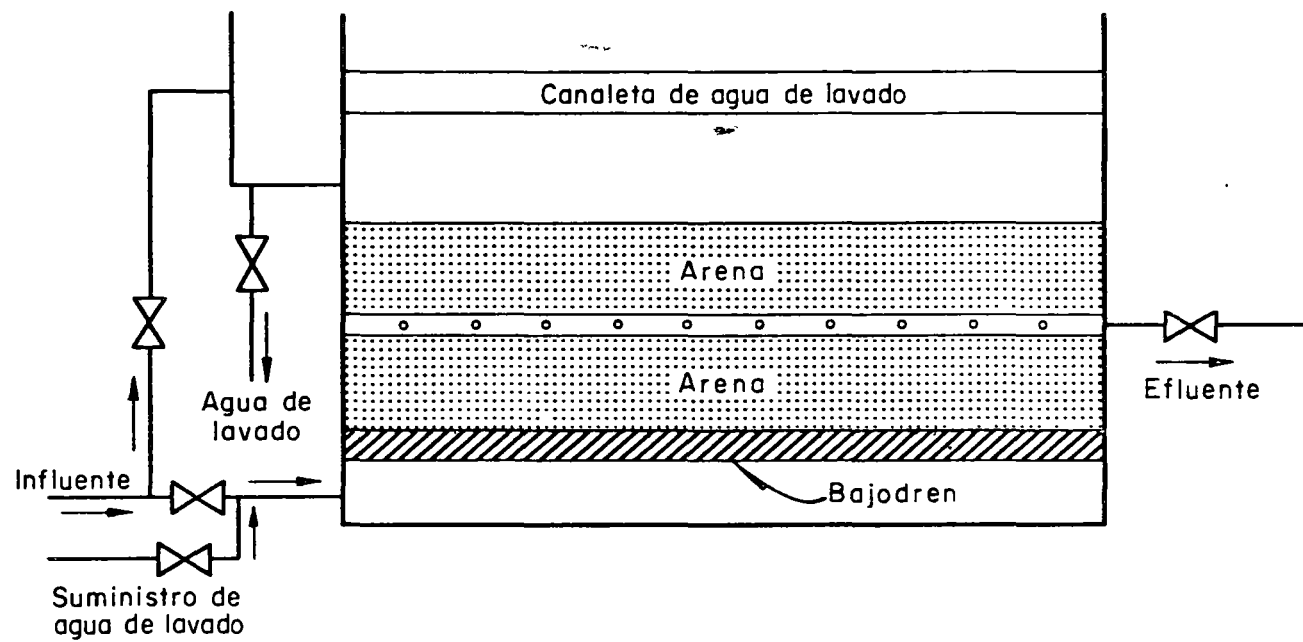
Filtro con flujo de gravedad



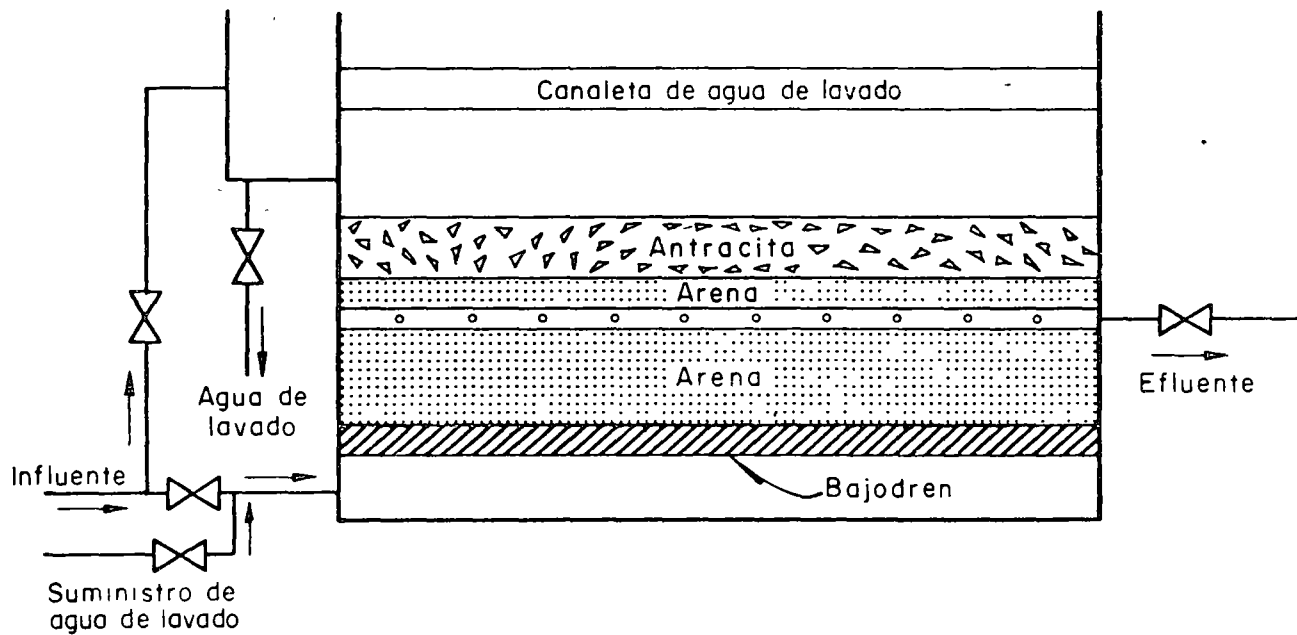
Filtro con flujo ascendente



Filtro flujo ascendente con parrilla



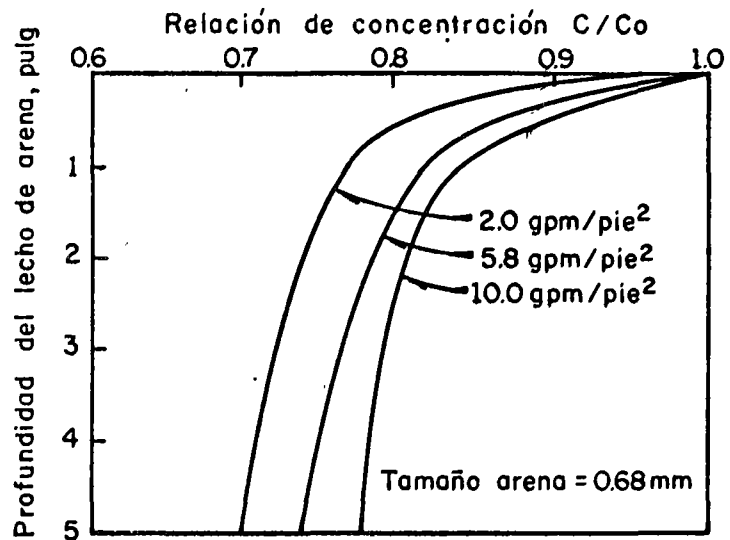
Filtro con doble flujo. Medio único



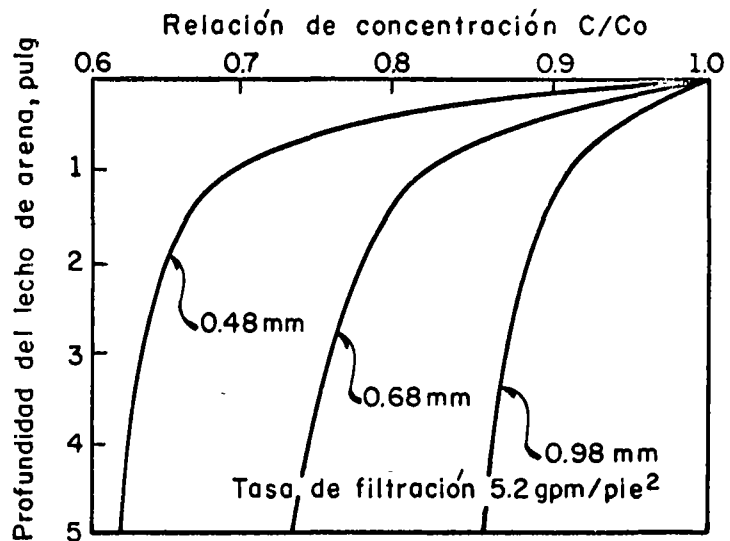
Filtro con doble flujo. Dos medios



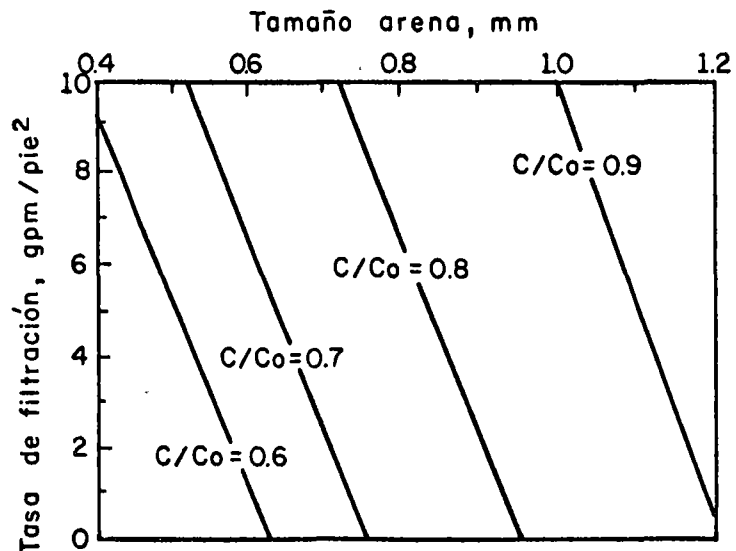
Efecto de la tasa de filtración en la eficiencia de remoción



Efecto del tamaño de arena en la eficiencia de remoción



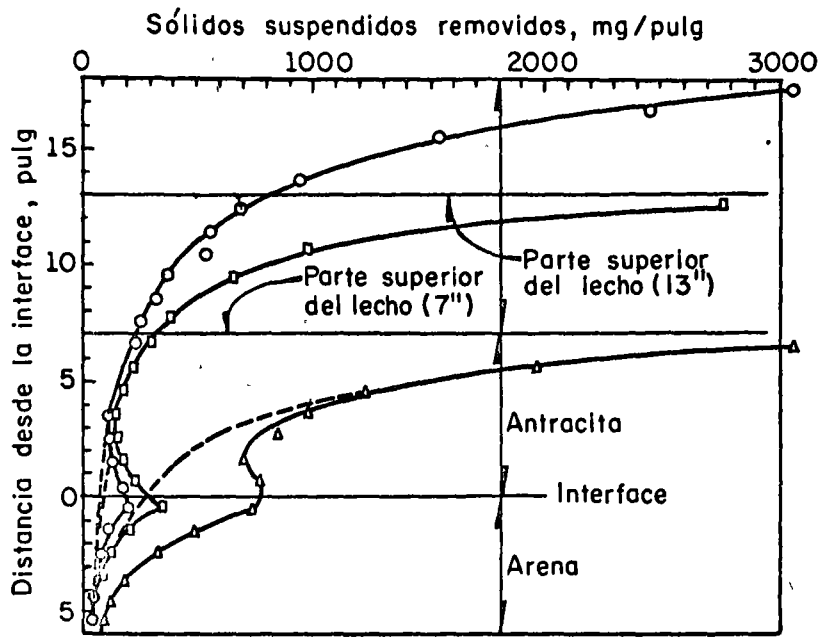
Efecto de la tasa de filtración y el tamaño de la arena en la eficiencia de remoción



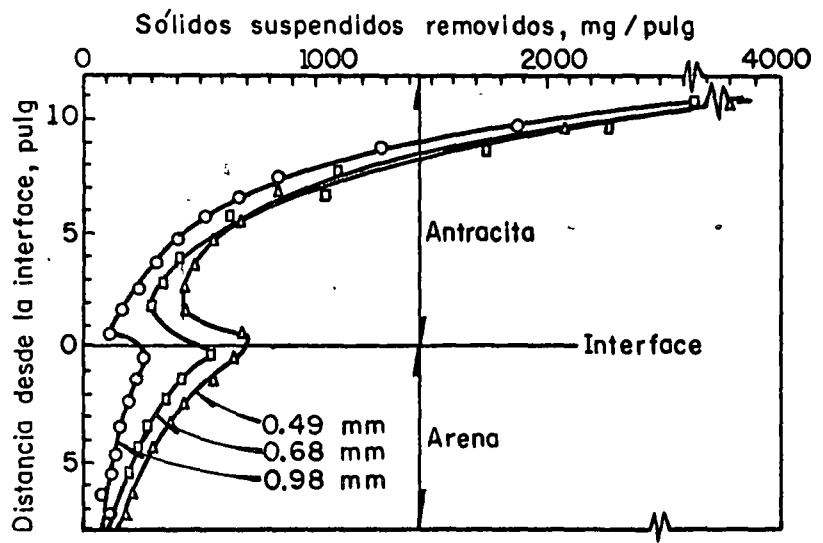
## Resumen.- Filtración sin productos químicos en lechos dobles

Concepto	Prueba No. 11			Prueba No. 12		
	Columna No.					
	1	2	3	1	2	3
<b>Características de los lechos</b>						
Antracita						
Espesor (pulg)	18	13	7	12	12	12
Tamaño efectivo(mm)	0.80	0.80	0.80	1.08	1.08	1.08
Coef. de uniform.	1.75	1.75	1.75	1.42	1.42	1.42
Arena						
Espesor (pulg)	6	6	6	8	8	8
Tamaño efectivo(mm)	0.50	0.50	0.50	0.98*	0.68*	0.49*
Coef. de uniform.	1.4	1.4	1.4	~1.0	~1.0	~1.0
<b>Variables del proceso</b>						
Tasa de filtración (gpm/pie <sup>2</sup> )	5.15	5.15	5.15	5.15	5.15	5.15
Sólidos susp.inf. (mg/l)						
Promedio durante la carrera	22	22	22	14	14	14
Duración de la carrera (hr)	19.0	11.5	12	48	48	48
<b>Datos de funcionamiento</b>						
Sólidos totales removidos (mg)	13,870	8,941	10,250	14,460	15,460	17,430
Remoción equiv., arena reemplazada con antracita (mg)	13,425	8,370	8,220	13,875	13,875	13,875
Remoción adicional por la arena (%)	0.3	7.5	19.8	0.4	13.2	20.4
Remoción si no se usa arena (mg)	12,810	7,980	7,455	13,370	13,370	13,370
Porcentaje de la remoción original (%)	92.5	82.5	72.8	92.5	84.0	76.6

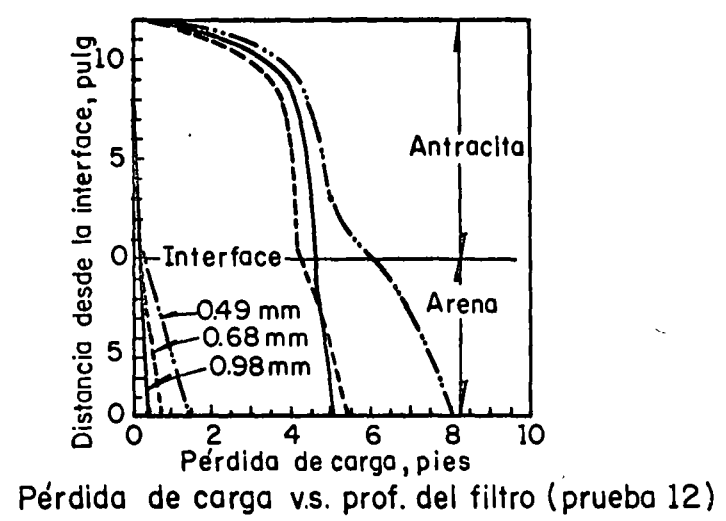
\* Diámetros equivalentes



Sólidos suspendidos removidos por pulg. de espesor de filtro (prueba 11)



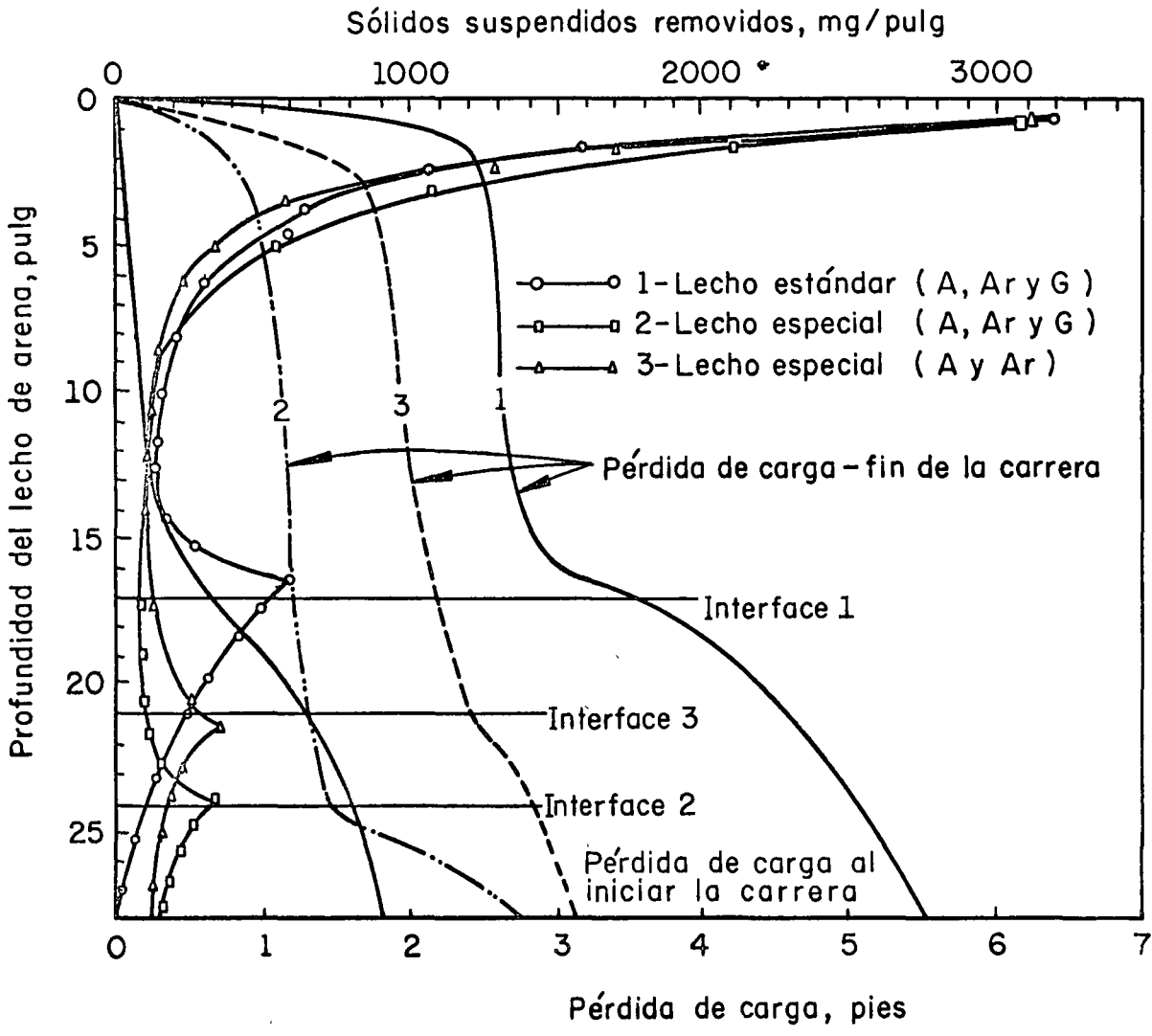
Sólidos suspendidos removidos por pulg. de espesor de filtro (prueba 12)



Resumen. Filtración sin productos químicos en  
lechos múltiples

Concepto	Tipo de lecho		
	Estandar	Especial 1	Especial 2
<b>Características de los lechos</b>			
<b>Antracita</b>			
Espesor (pulg)	16	22	20
Tamaño efectivo (mm)	1.05	1.45	1.10
<b>Arena</b>			
Espesor (pulg)	9	4	8
Tamaño efectivo (mm)	0.53	0.63	0.52
<b>Granate</b>			
Espesor (pulg)	3	2	-
Tamaño efectivo (mm)	0.21	0.27	-
<b>Profundidad total lecho (pulg)</b>	<b>28</b>	<b>28</b>	<b>28</b>
<b>Variables del proceso de filtración</b>			
Tasa de filtración gpm/pie <sup>2</sup>	5.15	5.15	5.15
Sólidos susp. inf.* (mg/l)	9.4	9.4	9.4
Duración carrera (hr)	48	48	48
Pérdida de carga to- tal (pie)	5.51	2.94	3.17

\* Promedio durante la carrera



Sólidos suspendidos removidos por pulgada de espesor de filtro ( lechos múltiples )

LAGUNAS DE ESTABILIZACION (+)

<u>T E M A</u>	<u>PAGINA</u>
1. INTRODUCCION - - - - -	1
2. ECOLOGIA DE LAS ALGAS - - - - -	3
ILUMINACION - - - - -	5
TEMPERATURA - - - - -	6
NUTRIENTES - - - - -	8
3. ACCION DE LAS BACTERIAS - - - - -	9
PROCESO AEROBIO - - - - -	9
PROCESO ANAEROBIO - - - - -	10
4. TEORIA DE ESTABILIZACION - - - - -	11
5. EL DISEÑO DE LAGUNAS FACULTATIVAS - - - - -	13
6. EL DISEÑO DE LAGUNAS ANAEROBIAS - - - - -	18
7. EL DISEÑO DE LAGUNAS AEROBIAS - - - - -	22
PROFUNDIDAD MINIMA - MAXIMA PRODUCCION DE ALGAS	
AERACION MECANICA	24
8. EJEMPLOS	27

(+) PREPARADA POR J. AGUIRRE

## 1. INTRODUCCION

Este trabajo presenta un resumen y evaluación de lo que hasta la fecha se ha investigado sobre el diseño de lagunas de estabilización. Se describe el funcionamiento de lagunas, las bases para su diseño, el desarrollo de criterios de diseño y algunos ejemplos.

Las lagunas de estabilización se pueden considerar como uno de los tipos principales de procesos de tratamiento de aguas residuales ya que su estudio, desarrollo y aplicación han sido muy extensos. Aunque algunas lagunas de estabilización no producían los resultados deseados, en general, el éxito de este tipo de tratamiento está reconocido a pesar de que su diseño es principalmente empírico. Problemas con este tipo de tratamiento han surgido como resultado de un diseño inadecuado y falta de mantenimiento y supervisión. Una comparación de costos muestra que el tratamiento de aguas residuales por medio de lagunas de estabilización es considerablemente más económico que otros métodos siempre y cuando el costo del terreno no sea muy elevado y las restricciones de la concentración de sólidos suspendidos en el efluente no sea muy baja. Frecuentemente, los costos de construcción y mantenimiento de una planta de tratamiento de lagunas de estabilización, con una capacidad de  $0.1 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , son menos de la mitad de los costos de otras alternativas.

El diseño de las lagunas de estabilización depende de los objetivos del tratamiento.

Se puede diseñar un sistema de lagunas para recibir - aguas residuales crudas, efluente de una planta de tratamiento primario, efluente de una planta de tratamiento biológico secundario, lodos activados sobrantes, residuos que contengan sólidos sedimentables y algunos mas.

Las lagunas de estabilización se pueden usar para sa--tisfacer requerimientos transitorios de tratamiento de residuos, para tratamiento de pequeños volúmenes de - aguas residuales en lugares aislados, o para estabili--zación de grandes volúmenes de residuos. Este tipo de proceso de tratamiento de residuos es mas aplicable en lugares donde las condiciones climatológicas son propi--cias, donde la carga orgánica puede tener grandes va--riaciones y donde hay presupuesto limitado.

El proceso depende del aprovechamiento de la degrada--ción de materia orgánica putrescible por las bacterias y el suministro de oxígeno por las algas. Las bacte---rias tienen la habilidad de degradar materia orgánica compleja y producir dióxido de carbono que sirve de --fuente de carbono para las algas. Siempre que las al--gas, en combinación con la reaeración superficial, pue--dan proveer oxígeno en exceso de aquel requerido por las bacterias aerobias o facultativas, se mantendrá un ambiente relativamente aerobio en la mayor parte de la laguna.

La mayoría de las lagunas de estabilización se convier--ten en algún tipo de sistema facultativo. En esto, las lagunas de estabilización se parecen mucho a los ríos y lagos. Las condiciones aerobias se mantienen general--mente cerca de la superficie y algunas veces hasta lo--mas profundo de la laguna.



Debido a la presencia de materia orgánica sedimentable, las condiciones anaerobias prevalecen en el fondo. Algunas aguas residuales industriales, en particular aquellas que contienen grandes cantidades de sodio sedimentables degradables, se pueden tratar adecuadamente en una laguna de pretratamiento anaerobio. Dichas lagunas deben ser seguidas por lagunas facultativas.

## 2. ECOLOGIA DE LAS ALGAS.

Las algas tienen la capacidad de crecer tanto autotroficamente como heterotroficamente. La mayoría de las especies bajo las condiciones apropiadas, actúan como químico-organotrofos facultativos y de esta manera tienen la capacidad de usar azúcares o ácidos orgánicos como fuentes de energía y carbono. Estos organismos químico-organotrofos obtienen energía del carbono reducido en igual forma que la mayoría de las bacterias. Sin embargo, lo de primordial importancia en las lagunas de estabilización son las algas fotosintéticas que solo requieren agua, nutrientes inorgánicos y bióxido de carbono. El agua se convierte en fuente de hidrógeno. Las algas que utilizan los nutrientes más sencillos se clasifican como fotolitotrofos-autotrofos.

Aquellas algas que crecen en medios altamente orgánicos se clasifican como fotolitotrofos-heterotrofos. En este último caso, las algas requieren factores de crecimiento para poder fotosintetizar.

Algas verdes típicas de lagunas de estabilización son: Chlamydomonas, Chlorella y Euglena.

Algas azul-verdes típicas también de lagunas de esta bilización son: Oscillatoria, Phormidium, Anacystis y Anabaena. Durante la operación de una laguna, por lo general los primeros géneros de plancton en aparecer son Chlamydomonas y Euglena. Nata flotante de algas azul-verde frecuente se desarrollan durante el verano. Los problemas surgen cuando trozos de algas bentónicas, tal como Phormidium, se comienzan a acumular. La Euglena tiene un alto grado de adaptabilidad a condiciones muy variadas y permanecen en la laguna todo el año bajo casi todas las condiciones climatológicas. Le siguen en adaptabilidad Chlamydomonas, Micractinium, Ankistrodesmus, Scenedesmus y Chlorella. Frecuentemente, Euglena y Chlamydomonas tienden a dominar durante el clima frío, mientras que las varias Chlorococcales son mas numerosas en el verano. Esta última agrupación es un orden bajo la división de Chlorophyta que comprende Chlorella, Ankistrodesmus, Scenedesmus y algunas mas.

La evolución de oxígeno y la absorción de bióxido de carbono por las algas durante períodos de luz puede ser 20 veces mayor que la reacción inversa que se lleva a cabo en la oscuridad. Durante el día, el pH se puede elevar considerablemente con respecto a los períodos de oscuridad. Las algas reducen la alcalinidad y el contenido mineral del agua, y durante la etapa del nitrógeno amoniacal utilizan mucho nitrógeno. Parece que existe un mecanismo por medio del cual las algas conservan energía al alternar la fotosíntesis durante el día y la respiración durante la noche.

Los factores necesarios para llevar a cabo la fotosíntesis están interrelacionados y determinan la reacción de las algas a los cambio ambientales.

Por tanto, es importante analizar aquellos factores que influyen en la tasa de crecimiento de las algas: en particular, iluminación, temperatura y nutrientes.

ILUMINACION: La penetración de la luz en una laguna se puede representar por medio de la ley de Beers-Lambert, Ec.1. El conglomerado de algas y bacterias no es una masa homogénea y diseños basados en la penetración de la luz a través de una mezcla homogénea darán resultados - inadecuados.

$$I = I_0 e^{-k'cd} \quad \text{Ec. 1}$$

donde

I = intensidad de la luz después de haber pasado a través de algún medio

$I_0$  = intensidad original de la luz

$k'$  = coeficiente de absorción

$c$  = concentración de algas

$d$  = profundidad.

El ciclo diurno de oxigenación de una laguna es afectado mucho mas por las variaciones en la población de algas que por las variaciones de la intensidad de luz. - Además, existe una profundidad a la cual la intensidad de luz es apenas igual a la intensidad de saturación de luz. Por tanto, la luz que penetra a mayores profundidades es utilizada con mayor eficiencia. La fracción de luz que se utiliza se obtiene con la Ec.2:

$$f = \frac{I_s}{I_0} \left( \ln \frac{I_0}{I_s} + 1 \right) \quad \text{Ec. 2}$$

donde:

$f$  = fracción de luz

$I_s$  = intensidad de saturación

El calor de combustión de las algas de aguas residuales es aproximadamente de 6 calorías por miligramo. - Por tanto, con calcular la energía solar visible, estimar la fracción de energía solar que se convierte a materia celular, medir el calor de combustión de las células y establecer el tiempo de retención de la laguna, se puede obtener la eficiencia total de la conversión fotosintética de la energía solar a energía de las algas. La eficiencia tiene un ámbito del dos por ciento al nueve por ciento con un promedio del cinco por ciento.

TEMPERATURA: La temperatura es de suma importancia - en el diseño y funcionamiento de lagunas de estabilización. La temperatura afecta la producción de oxígeno fotosintético al igual que algunas otras reacciones biológicas. La producción óptima de oxígeno se - lleva a cabo a 20°C y los límites inferiores y superiores son 4°C y 35°C, respectivamente.

Generalmente, las tasas de las reacciones químicas, - se duplican con un aumento de temperatura de 10°C, y dentro de los límites de esta regla se puede aplicar igualmente a reacciones biológicas, Ec. 3

$$\frac{t}{t_0} = e^{c'(T_0 - T)} = \theta^{(T_0 - T)}$$

Ec. 3

donde:

$t$  = el tiempo de reacción que se requiere a una temperatura ( $T$ ), en días

$t_0$  = el tiempo original de reacción a una temperatura ( $T_0$ ) original, en días

$c'$  = constante de energía - temperatura de la ecuación de van't Hoff- Arrhenius (0.0693)

$T_0$  = temperatura original, ( $^{\circ}\text{C}$ )

$T$  = cualquier temperatura, ( $^{\circ}\text{C}$ )

Por consiguiente, temperaturas excesivamente altas tienen un doble efecto perjudicial sobre el funcionamiento de las lagunas en climas cálidos. Si la temperatura del agua excede  $35^{\circ}\text{C}$ , en particular cuando las lagunas son poco profundas y el clima es seco, la población de algas puede disminuir considerablemente. Esta disminución en la actividad de las algas, ocurre a pesar de que la población bacteriana procede a consumir oxígeno a una tasa mas alta. En este caso, las algas verdes pertenecientes al grupo Chlorophyceae disminuirán en número o posiblemente desaparecerán totalmente. Los organismos preponderantes a temperaturas mayores a  $30^{\circ}\text{C}$  serán, con toda seguridad, del grupo Euglenophyceae. -- Además, con estas temperaturas elevadas se produce gasificación que ocasiona que los sedimentos surjan a la superficie y formen natas donde facilmente crecen las algas azul-verdes o del grupo Myxophyceae, que al morir provocan malos olores.

NUTRIENTES: Para que las algas puedan metabolizar necesitan tener una fuente de nutrientes aprovechables en el líquido de la laguna. En el caso de aguas residuales domésticas, estas llenan todos los requerimientos de nutrientes, pero la situación no es igual en el caso de muchos desechos industriales.

La mayoría de las especies de algas utilizan unicamente bióxido de carbono en su fotosíntesis. Sin embargo, se sospecha que algunas algas pueden metabolizar el ion bicarbonato. Aún con una concentración de bióxido de carbono del 0.03% que se encuentra en el aire, se puede mantener una tasa óptima de fotosíntesis. Aproximadamente 6 moles de oxígeno se producen por cada 6 moles de bióxido de carbono que se reducen. Durante este proceso se sintetiza una mole de azúcar.

El metabolismo de las algas requiere varios elementos en concentraciones muy pequeñas. Por lo general, no es mayor problema mantener un nivel adecuado de estos nutrientes en plantas de tratamiento. Aún no se han de--terminado los límites de nutrientes para una produc---ción ilimitada de algas, pero se está llevando a cabo - mucha investigación para definir el problema de la eu-trificación de ríos y lagos. Desechos industriales frecuentemente tienen deficiencias de nitrógeno y fósforo. La ausencia de estos dos elementos retrasa la forma---ción de protoplasma y reduce la tasa de estabilización. La relación de DBO, nitrógeno y fósforo requerida para la estabilización de materia orgánica es de 100:20:1, respectivamente. Sin embargo, en una laguna donde hay un mínimo de percolación y el tiempo de retención es - muy largo, puede haber mucho reuso de nitrógeno y fós-foro.

### 3. ACCION DE LAS BACTERIAS

Las principales reacciones biológicas que se llevan a cabo en lagunas de estabilización, incluyen: (a) oxidación de materia orgánica por bacterias aerobias, (b) nitrificación bacteriana de materia nitrogenosa, (c) reducción de materia orgánica por las bacterias anaerobias de las zonas bentónicas y (d) oxigenación de la parte superior de la laguna por las algas. Las bacterias son los organismos que degradan los desechos complejos. Las bacterias son consumidores y las algas son productoras. Por lo tanto es necesario discutir los mecanismos por medio de los cuales los microorganismos aerobios y anaerobios llegan a estabilizar los desechos orgánicos.

PROCESO AEROBIO: Durante la metabolización aerobia de materia orgánica, gran parte del carbono sirve como fuente de energía para los microorganismos y es respirado en la forma de bióxido de carbono. Las bacterias constituyen la mayoría de los organismos en este proceso, pero también contribuyen los hongos y los protozoarios. Los organismos usan el resto del carbono junto con hidrógeno y fósforo para producir protoplasma nuevo. En el caso de aguas residuales domésticas típicas, y algunas aguas residuales industriales, el peso de células producidas es aproximadamente igual a 0.5 y 0.6 veces, respectivamente, el peso de DQO y DBO<sub>5</sub> removida. Las principales reacciones que pueden llevarse a cabo en una laguna de estabilización, como sistema aerobio, son las siguientes:

- 1.-  $(\text{CH}_2\text{O})_x + x\text{O}_2 \longrightarrow x\text{CO}_2 + x\text{H}_2\text{O}$
- 2.- Proteína (N-org)  $\longrightarrow \text{NH}_3 \longrightarrow \text{NO}_2 \longrightarrow \text{NO}_3$
- 3.- Azufre orgánico  $\longrightarrow \text{SO}_4$
- 4.- Fosforo orgánico  $\longrightarrow \text{H}_3\text{PO}_4 \longrightarrow \text{C}_a\text{PO}_4$

La cantidad de oxígeno que se requiere para estabilizar la materia orgánica depende de la DBO que se ha satisfecho durante el tratamiento. Esta DBO es precisamente el oxígeno que se tiene que suministrar a la laguna por medio de fotosíntesis, transferencia a través de la interface de aire y agua o de oxígeno ligado químicamente a otros compuestos. Por ejemplo, oxígeno de este último tipo puede provenir de nitratos, fosfatos, sulfatos y compuestos más complejos que contengan oxígeno.

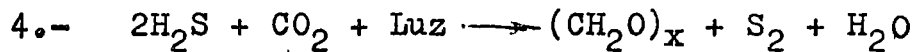
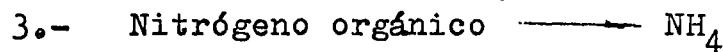
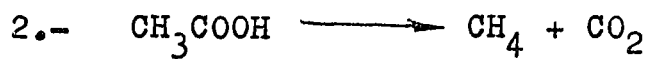
PROCESO ANAEROBIO: La fermentación anaerobia de la materia orgánica se lleva a cabo en dos etapas. Primero, un grupo especial de bacterias productoras de ácido, conocidas como heterótrofos facultativos, degradan la materia orgánica hasta ácidos grasos, aldeídos, alcoholes, etc. Después, un grupo de bacterias productoras de metano transforman estos compuestos más simples a metano ( $\text{CH}_4$ ), amonía ( $\text{NH}_4$ ), bióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) e hidrógeno ( $\text{H}_2$ ). Al igual que el proceso aerobio, el proceso anaerobio también produce nuevo protoplasma del carbono, nitrógeno, fósforo y otros nutrientes.

Para esta reacción también se requiere oxígeno, pero se obtiene de una fuente química.



De modo que en este caso los productos finales son muy complejos, las reacciones son mas lentas y los productos son olorosos.

Las ecuaciones simplificadas que representan las reacciones bioquímicas de la descomposición anaerobia de desechos son:



La fermentación del metano es una reacción esencial en las lagunas anaerobias. Uno de los factores que controlan el funcionamiento de lagunas anaerobias es el ambito de pH muy reducido (6.8 a 7.2) permisible en la fermentación del metano. Esta limitación es muy importante ya que la fermentación del metano debe seguir inmediatamente a la producción de acidos. Es factible que una laguna facultativa profunda pueda proporcionar un ambiente anaerobio cerca del fondo, una zona amortiguadora en medio y hasta una pequeña zona aerobia cerca de la superficie.

#### 4. TEORIA DE ESTABILIZACION

Las relaciones, desarrolladas independientemente por Marais (1964) y Suwannakarn y Gloyna (1964), del tiempo de retención, la tasa de degradación, el coeficiente de temperatura y la temperatura se pueden combinar.

La concentración en el efluente, para flujo continuo, resulta:

$$S_t = \frac{S}{(V/Q)} \int_{t=0}^{\infty} e^{-k_1 t} e^{-(Q/V)t} dt \quad \text{Ec. 4}$$

donde

$S_t$  = DBO a5 - días del efluente (mg/l)

$S$  = DBO a5 - días del afluente (mg/l)

$t$  = tiempo de retención

$V$  = volumen de la laguna

$Q$  = gasto por día

$k_1$  = constante de la tasa de degradación a la base e (días<sup>-1</sup>)

Integrando la ecuación 4 y resolviendo en terminos de un factor de retención, es posible desarrollar la ecuación 5:

$$S_t = \frac{S}{k_T t + 1} \quad \text{Ec. 5}$$

donde

$k_T$  = tasa de degradación para una temperatura T

Como se puede apreciar en la relación típica de un sistema batch, la representativa de la DBO, la DBO afluente se degrada de acuerdo con la ecuación 6:

$$S_t = S e^{-k_1 t} \quad \text{Ec. 6}$$

Por consiguiente, en el caso de un porcentaje de reducción fijo, se puede mostrar que para sistemas de una sola laguna la relación de las constantes de degradación es igual a la relación de los tiempos de retención:

$$\frac{K_{35}}{K_T} = \frac{t_T}{t_{35}} = \theta^{(35-T)} \quad \text{Ec. 7}$$

donde

K = tasa de reacción para varias temperaturas

t = tiempo de reacción

T = temperatura

Datos que se obtuvieron de lagunas de laboratorio operadas a 35°C, 24°C, 20°C y 9°C indican que  $\theta = 1.085$  y  $K_{35} = 1.2$  en el caso de aguas residuales sintéticas no sedimentables.

## 5. EL DISEÑO DE LAGUNAS FACULTATIVAS

Las lagunas facultativas son aquellas en que la parte superior de la laguna permanece aerobia y las zonas inferiores están exentas de oxígeno disuelto. La mayoría de las lagunas de estabilización existentes son del tipo facultativo.

Ya que todas las lagunas contienen cierta cantidad de materia sedimentada, estas generalmente tienen una capa bentónica anaerobia.

En el caso de una laguna que recibe aguas residuales crudas, el volúmen de la materia sedimentable puede ser considerable; en cambio en un sistema de lagunas conectadas en serie, la carga de materia sedimentable a la última laguna puede ser únicamente una cantidad mínima de materia celular. Por lo general, los criterios de diseño toman en cuenta la contribución a la carga de DBO por la fracción sedimentable, ya sean estos empíricos o teóricos.

El nivel a que se puede extender la acción anaerobia en una laguna facultativa ya se ha mostrado . Se determinó que la producción de gas, a temperaturas entre 15°C y -- 23°C, en una laguna facultativa recibiendo una carga en un punto de 468 kg DBO<sub>5</sub>/Ha - día (carga promedio de 55 - kg DBO<sub>5</sub>/Ha - día) seguía una relación simple (Oswald, - 1964):

$$G = 31.5 (T-15)$$

Ec. 8

$$L_a = 101 (T-15)$$

donde

G = producción de gas (m<sup>3</sup>/Ha - día)

T = temperatura (°C)

L<sub>a</sub> = DBO total (kg/Ha - día)

Suponiendo que la producción de gas es de 0.6 m<sup>3</sup>/kg de DBO, la destrucción anaerobia de materia orgánica en una laguna facultativa operando a 20°C puede llegar a 504 kg DBO/Ha - día. Es muy remoto que se pueda obtener dicha eficiencia sin mayores desequilibrios, tales como el efecto del ambiente aerobio sobre las bacterias productoras del metano.

Una de las primeras relaciones para diseñar lagunas facultativas tomaba en cuenta varios de los factores mas importantes que afectan la degradación de materia orgánica por las bacterias y la producción de oxígeno por las algas (Hermann y Gloyna, 1958). Estos criterios -- surgieron de los resultados de muchos modelos de laboratorio, plantas piloto y una gran variedad de instalaciones de campo. La figura 1 representa un sistema del tipo facultativo que condujo al desarrollo de fórmula de diseño racional.

Se observó que una laguna podía funcionar muy bien -- aún cuando no todo su contenido estaba oxigenado fotosintéticamente y que la tasa de degradación biológica en las lagunas era función de la temperatura. Pruebas adicionales de laboratorio han verificado los conceptos originales sobre la temperatura (Suwannakarn y -- Gloyna, 1964) y la constante de la tasa de degradación biológica original se ha modificado (Gloyna, 1964).

Criterios prácticos para el diseño de lagunas requieren la selección cuidadosa de tasas de reacción y temperaturas mínimas, así como la intensidad de la luz y nutrientes. En el caso de residuos domésticos, la siguiente relación es muy útil:

$$V = CN_p q L_a \theta^{(35-T)} f \quad \text{Ec. 9}$$

donde

- V = volúmen de la laguna (m<sup>3</sup>)
- N<sub>p</sub> = número de personas servidas
- q = gasto afluyente (litros /persona -día)
- L<sub>a</sub> = DBO total del afluyente (mg/l)
- θ = coeficiente de temperatura (1.085)

T = temperatura promedio del mes más frío (°C)

C =  $3.5 \times 10^5$  (para la relación Hermann - Gloyna; se usa donde las variaciones de temperatura son grandes y los diseños se basan en una profundidad de 1.82 m.)

f = factor de toxicidad a las algas.

Se recomienda una profundidad de 1.82 metros; sin embargo, mayor profundidad, particularmente cuando hay sólidos sedimentables, proporciona más flexibilidad. Lagunas de poca profundidad pueden dar resultados muy pobres, especialmente durante períodos de verano excesivamente calientes y secos cuando las aguas residuales contienen grandes cantidades de sólidos sedimentables. Si a las lagunas se les proporciona suficiente profundidad, estas condiciones de molestia periódica se pueden evitar. Pero, cuando la laguna se encuentra en un área tropical donde la temperatura es uniforme, la evaporación casi nula, la luz solar abundante y las aguas residuales se han sometido a tratamiento primario, es posible usar la relación original de Hermann-Gloyna; es decir, una profundidad solamente de 0.91 metro.

La ecuación 9 se refiere a una laguna individual y para sistemas grandes es preferible tener varias lagunas en paralelo. También, si se desea obtener un efluente con una alta reducción de bacterias o con un contenido mínimo de algas, es necesario seguir después de la laguna facultativa con una o dos lagunas aerobias de poca profundidad (0.91 metro) y corto tiempo de retención (2 o 3 días). Estas lagunas ayudarán a reducir los cortos circuitos y proporcionan un efluente más uniforme.

Se ha propuesto un diseño para lagunas en serie que supone mezclado completo e instantáneo y que la degradación de los contaminantes se lleva a cabo según una ecuación de primer grado que no depende de la temperatura (Marais y Shaw, 1961). La concentración de contaminantes en las lagunas se puede determinar progresivamente según la ecuación 10:

$$S_1 = \frac{S}{(K_1 t_1 + 1)} ; S_2 = \frac{S_1}{(K_1 t_2 + 1)} = \frac{S}{(K_1 t_1 + 1)(K_1 t_2 + 1)}$$

Ec. 10

donde

$S$  =  $DBO_5$  afluente

$S_1$  =  $DBO_5$  efluente, primera laguna

$S_2$  =  $DBO_5$  efluente, segunda laguna

$t_1$  y  $t_2$  = tiempos de retención de las lagunas 1 y 2

$K_1$  = tasa de degradación

Por medio de estudios se ha notado que hay un límite inferior del tiempo de retención en un sistema que supone mezclado completo. Los coeficientes  $k_1$  se suponen constantes, sin embargo, se reconoce que el valor de  $k_1$  cambia con el tiempo de retención.

Una capa de lodo puede ocurrir en una laguna y la degradación anaerobia se puede manifestar tanto por medio de la evolución de gas como por el desprendimiento de productos de fermentación.

En la mayoría de los casos, estos productos ejercen una alta DBO. Por consiguiente, todos los datos de DBO deben ser de los valores totales. La ecuación muestra como el efecto del lodo se puede incorporar al diseño (Marais, 1964):

$$S_{TL} = \frac{S_{TA}}{Kt + 1} (f_L + C_L f_B) \quad \text{Ec. 11}$$

donde

$S_{TL}$  = DBO total de la laguna (También DBO del efluente en un sistema mezclado).

$S_{TA}$  = DBO total del afluente

$t$  = Retención para un sistema de mezclado completo

$f_L, f_B$  = Fracción de la DBO afluente que se incorpora al líquido de la laguna y a la capa bentónica, respectivamente.

$C_L$  = Fracción de los productos de la fermentación de los lodos que se incorporan al líquido de la laguna o se escapan en la forma de gas.

## 6. EL DISEÑO DE LAGUNAS ANAEROBIAS

Actualmente existen muy pocas relaciones que se puedan aplicar fácilmente al diseño de lagunas anaerobias. Fundamentalmente, una laguna anaerobia es diferente a una laguna facultativa, ya que las algas no se encuentran en el proceso anaerobio. Sin embargo, las lagunas se deben considerar como parte integral del sistema de estabilización de desechos, porque en muchas partes del mundo se puede lograr una economía notable con el uso de unidades anaerobias para tratamiento previo. La disminución de DBO en una unidad anaerobia es función de: (a) el tiempo de retención, (b) la temperatura y (c) la cantidad de lodo (Parker y colaboradores, 1950; Marais, 1963).

Muy pocas veces se obtiene de una Laguna Anaerobia un efluente



te que se pueda descargar directamente a un cuerpo receptor; la remoción máxima de DBO en lagunas de este tipo es aproximadamente del 70%. Aunque una Laguna Anaerobia se parece mucho a un tanque séptico, la remoción de DBO lograda por ésta última unidad está limitada generalmente al 40%.

Si a la laguna anaerobia se le aplica una carga excesiva de DBO y Sólidos, la laguna se convierte en un relleno orgánico acuoso. Sin embargo, cargas en exceso de 3360 Kg DBO/Ha-día y tiempos de retención menores a un día han dado resultados excelentes (Van Eck, 1965). Las cargas altas son de particular importancia en los trópicos donde se pueden obtener máximas remociones teóricas de DBO, suponiendo que la temperatura del lodo radica entre 20°C y 25°C.

No cabe duda que el uso de una laguna anaerobia como unidad de tratamiento previo disminuye materialmente el tamaño de las lagunas que le siguen, estas últimas siendo del tipo facultativo o enteramente aerobias. El uso de una laguna anaerobia casi elimina por completo el problema de lodo flotante, que surge notablemente en las lagunas facultativas durante los meses de verano. Además con una unidad de tratamiento previo se eliminan grandes cantidades de sólidos sedimentables y las unidades secundarias pueden tener dispositivos más sencillos para el afluente.

Normalmente, es de esperar que la recirculación de agua de la laguna aerobia a la laguna anaerobia conduciría a la destrucción de la acción anaerobia. También, uno de los factores que controlan la fermentación del metano es el ámbito muy reducido del pH (6.8 a 7.2). Sin embargo, en algunos casos la recirculación del 10% al 40% del efluente de las lagunas facultativas a la laguna anaerobia ha

eliminado el desprendimiento de sulfuros.

No es muy raro encontrar lagunas cargadas con 448 - 560 kg DBO<sub>5</sub>/Ha -día de aguas residuales crudas, aún cuando la carga ha llegado a 1680 -2240 kg DBO<sub>5</sub>/lta -día, se han obtenido buenos resultados. La ciudad de Melbourne, Australia, ha usado un tiempo de retención en el verano de 1.25 días (1120 - 2240 kg DBO<sub>5</sub>/lta - día) en las lagunas anaerobias y 7.5 días en las lagunas aerobias -- (Parker, 1962). En el invierno el tiempo de retención -- se aumenta casi por un factor de cuatro. La disminución de DBO en el verano y el invierno, respectivamente, se informó que era de 65% a 80% y de 45% a 65%. Tiempos de retención mayores a cinco días no se pueden justificar ya que el funcionamiento de la laguna entonces se asemeja al de una laguna facultativa. La remoción de lodo, es muy probable que sea necesaria en los casos donde -- hay sólidos suspendidos en concentraciones muy altas.

La relación entre el area de las lagunas aerobias y las anaerobias es un factor de diseño importante. Relaciones de 10 a 1 y 5 a 1 parecen ser de gran utilidad. Las lagunas con una relación baja de 3 a 1 son muy sensibles a cambios bruscos en la carga orgánica.

Es posible diseñar una laguna anaerobia basandose en la ecuación 12. En esta ecuación la acción de degradación que se lleva a cabo en la laguna anaerobia se estima su poniendo un mezclado completo:

$$S_1 = \frac{S}{K_1 \left( \frac{S_1}{S} \right)^n t + 1} \quad \text{Ec. 12}$$

donde

$S_1$  = la  $DBO_5$  del efluente y la laguna

$S$  = la  $DBO_u$  total del afluente, a  $20^\circ C$

$t$  = tiempo de retención para un sistema de mezclado completo

$K_1$  = constante de la remoción de DBO, base  $e$  ( $día^{-1}$ )

$n$  = parámetro

La ecuación 12 es principalmente empírica aunque tiene ciertos fundamentos teóricos. Se reconoce que: (a) los valores de la carga orgánica se deben basar en la DBO total; (b) una fracción de la DBO afluente permanece en la parte líquida de la laguna, mientras que el restante se sedimenta al fondo en la forma de lodo; (c) ocurre un mezclado general y la DBO del efluente es igual a la DBO de la laguna; (d) el sistema no sufre pérdidas de líquido; (e) las constantes de reacción del líquido y de la zona bentónica dependen de la temperatura; y (f) la fracción de la DBO que se pierde del lodo, por medio de la fermentación, regresa al líquido o se escapa en la forma de gas.

No es probable que estudios a corto plazo den resultados válidos en el funcionamiento de lagunas anaerobias. El equilibrio tarda varios años en establecerse debido a las variaciones estacionales de la temperatura, fluctuaciones en la DBO y variaciones cíclicas del gasto.

La intensidad de la fermentación anaerobia depende mucho de la temperatura.

Para cada aumento de temperatura de 5°C, aumenta siete veces la evolución de gas. La relación entre producción de gas y temperatura en una laguna anaerobia es casi lineal. Cuando la temperatura alcanza 22°C, natas de lodos surgen a la superficie.

## 7. EL DISEÑO DE LAGUNAS AEROBIAS

En principio, se puede basar el diseño de lagunas aerobias en tres conceptos: profundidad mínima con una máxima producción de algas; máxima producción de algas, tomando en cuenta la DBO total para la carga orgánica de diseño; y mezclado forzado que puede mantener una actividad mayor de bacterias. En las lagunas aerobias, el material de desecho se estabiliza enteramente por medio de oxidación aerobia. Sistemas de este tipo pueden depender de aeración mecánica o fotosíntesis o ambas. En las lagunas de algas, donde la fotosíntesis proporciona las condiciones aerobias, los diseños se basan en grandes relaciones de área superficial a volúmen, y bajo estas condiciones se producen grandes cantidades de algas. La carga de DBO sobre una laguna con mezclados continuo puede ser alto, hasta 560 kg/Ha -día.

### MINIMA PROFUNDIDAD -MAXIMA PRODUCCION DE ALGAS:

Las lagunas aerobias de tasa elevada aún están en la fase experimental de desarrollo. Si se diseñan las lagunas aerobias para producir oxígeno en cantidades mayores a la DBO de los desechos por tratar, el líquido de la laguna debe ser mezclado por varias horas todos los días para proporcionar oxígeno al lodo sedimentado.

En el diseño de estas lagunas, es importante estimar correctamente la densidad de las algas. La producción de oxígeno por algas en una laguna de mezclado completo está relacionado a la eficiencia de conversión de luz y a la intensidad de la luz (Oswald, - 1963):

$$O_2 = 0.28 FI_L \quad \text{Ec, 13}$$

donde

$O_2$  = producción de oxígeno (kg/Ha - día)

F = eficiencia de conversión de luz = 4

$I_L$  = intensidad de luz (cal/cm<sup>2</sup> - día)

La DBO afluente permisible (kg DBO/Ha-día) se relaciona fácilmente con la intensidad de luz. La carga hidráulica se debe limitar de 5 a 25 cm. por día. - La carga orgánica máxima puede ser de 224 kg DBO/Ha - día. La máxima producción de algas se obtiene cuando la profundidad no rebasa de 15 a 30 cm. Profundidades de 1.0 a 1.3 m, pueden ser mas deseables si el principal objetivo es la producción de oxígeno.

El balance de energía en una laguna aerobia se puede reducir a una relación bastante sencilla. Experimentalmente se ha determinado que la producción de materia celular se relaciona al producto de la eficiencia de conversión de luz y la radiación solar:

$$A_c = 0.17 FI_L \quad \text{Ec. 14}$$

donde

$A_c$  = producción de algas (kg/Ha - día)

$F$  = eficiencia de conversión de luz

$I_L$  = intensidad de luz (cal/cm<sup>2</sup> - día)

AERACION MECANICA: A las lagunas de estabilización - aerobia se les provee de oxígeno por medio de la acción física de compresores mecánicos o unidades de aeración superficial y por la transferencia de oxígeno a través de la interface superficial de aire y agua. Este último mecanismo es función de la pendiente de la velocidad impartida por los dispositivos de aeración. Comúnmente, del 10% al 20% del oxígeno total requerido, se puede satisfacer con la transferencia de oxígeno a través de la interface superficial. Se puede confiar que las unidades de aeración mecánica suministren entre - 1.8 y 2.0 kg de oxígeno / caballo de fuerza por hora - (H.P.-Hr.) sin incluir las pérdidas mecánicas y eléctricas. Un aumento en el tamaño de la laguna disminuye la eficiencia. El grado de saturación de oxígeno en -- una laguna con aeración adecuada puede variar del 90% al 98%.

Las ecuaciones fundamentales para calcular la cantidad de oxígeno que se puede proveer por medio de pendientes de velocidad impartidas y turbulencia mecánica están muy bien desarrolladas (Eckenfelder, 1966). La aeración superficial en lagunas está en función de la -- pendiente de velocidad media que se desarrolle en la -- superficie. Un valor promedio de la pendiente de velocidad puede ser de 0.3 a 1.2 metros por segundo.

Este ámbito de velocidades puede suministrar una transferencia de oxígeno de 1.8 a 2.0 kg de oxígeno/Hr-m<sup>2</sup> a 20°C, si la concentración inicial de oxígeno es igual a cero, la ecuación 15 se puede usar para obtener valores más precisos; sin embargo, la cantidad de oxígeno que se transfiere por medio de este método es pequeña y a veces no se toma en cuenta.

$$N' = K_L(C_S - C) (A) (X) (\alpha) e^{T-20} \quad \text{Ec.15}$$

donde

$N'$  = oxígeno suministrado por la aeración superficial (O<sub>2</sub>/Hr)

$K_L^+$  = coeficiente de transferencia  $K_L = (D_1 \frac{du}{dy})^{0.5}$   
= 0.165 m/Hr a 20°C

+ Generalmente se calcula el coeficiente de transferencia de masa ( $K_L \cdot A$ )

$D_1$  = difusividad de oxígeno en el agua ( $18.1 \times 10^{-5}$  m<sup>2</sup>/día a 20°C)

$\frac{du}{dy}$  = pendiente de la velocidad (1 metro/segundo por metro)

$C_S$  = concentración de saturación de oxígeno en agua destilada a la temperatura de operación (mg/l)

$C$  = nivel de oxígeno que se mantiene en la laguna (mg/l)

$A$  = area (metros cuadrados)

$\alpha$  = relación del agua residual al agua para transferir oxígeno

$X$  = factor de conversión =  $(1 \times 10^{-3} \frac{\text{kg por m}^3}{\text{mg/l}})$

$\theta$  = coeficiente para la reacción de temperatura

T = temperatura operacional de la laguna ( $^{\circ}\text{C}$ )

La aeración mecánica se determina de la siguiente manera:

$$N = N_o \frac{C_{SW} - C}{C_S} (\alpha) \theta^{T-20} F_A \quad \text{Ec. 16}$$

donde

N = el oxígeno suministrado por medio de aeración mecánica (oxígeno por hora)

$N_o$  = características de aeración, de 1.8 a 2.0 kg. oxígeno / H.P. -Hr. sin incluir las pérdidas mecánicas y eléctricas o de 1.1 a 1.6 kg oxígeno /H.P. -Hr si se incluyen las pérdidas mecánicas y eléctricas. Estos valores disminuyen a medida que aumenta el tamaño de la laguna.

$C_{SW}$  = nivel de saturación de oxígeno del líquido de la laguna a cierta temperatura, T ( $^{\circ}\text{C}$ )

C = nivel de oxígeno disuelto en la laguna (mg/l)

$C_S$  = nivel de saturación del agua destilada a  $20^{\circ}\text{C}$  (mg/l)

$\alpha$  = relación del agua residual al agua para transferir oxígeno.

$\theta$  = coeficiente para la reacción de temperatura

T = temperatura operacional de la laguna ( $^{\circ}\text{C}$ )

$F_A$  = factor de corrección para alturas mayores a 1200 metros.



El número de unidades de aeración que escoge depende del tamaño de la unidad, y esto a su vez depende de la Geometría de la laguna. La máxima distancia entre las unidades parece ser alrededor de 60 a 75 metros.

### 8. EJEMPLOS

Para fines ilustrativos se presentan las siguientes estimaciones y cálculos.

<u>CARACTERISTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADES</u>
DBO, afluyente 5-días, 20°C	250	mg/l
DBO, afluyente, último, 20°C	305	mg/l
DBO, efluente 5-días, 20°C (remoción 90%)	25	mg/l
DBO, efluente, último, 15°C	27	mg/l
Eficiencia fotosintética (f)	4	%
Gasto	0.1	m <sup>3</sup> /s
Coefficiente de reacción (Base e) K <sub>1</sub> (5°C)	0.102	día <sup>-1</sup>
Coefficiente de reacción K <sub>1</sub> (15°C)	0.24	día <sup>-1</sup>
Coefficiente de reacción K <sub>1</sub> (20°C)	0.35	día <sup>-1</sup>
Coefficiente de reacción K <sub>1</sub> (30°C)	0.80	día <sup>-1</sup>
Coefficiente de reacción K <sub>1</sub> (35°C)	1.2	día <sup>-1</sup>
Temperatura (promedio aire, verano)	30	°C
Temperatura (promedio aire, invierno)	15	°C
Temperatura (promedio aire, mes más frío)	5	°C
Coefficiente de temperatura θ	1.072 -1.085	°C <sup>-1</sup>
Energía solar visible (verano)	250	cal/cm <sup>2</sup> -día
Energía solar visible (invierno)	150	cal/cm <sup>2</sup> -día

DISEÑO CON BASE EN EL USO GENERALIZADO: En el suroeste de los Estados Unidos de América se han construido muchas lagunas basándose en una carga de 55 kg DBO<sub>5</sub> a 20°C por hectárea por día.

En el norte de los E.U.A., estas cargas se han disminuido hasta 11 kg DBO<sub>5</sub>/Ha - día.

$$\begin{aligned} \text{Carga Orgánica} &= 250 \text{ mg/l} \times 100 \text{ l/S} \times 86400 \text{ S/d} = 2160 \text{ kg/d} \\ \text{Area Superficial} &= \frac{2160 \text{ kg/d}}{55 \text{ kg/d} - \text{Ha}} = 39.2 \text{ lta} \\ \text{Profundidad} &= 1.82 \text{ m.} \\ \text{Volúmen} &= 392,000 \text{ m}^2 \times 1.82 \text{ m} = 713,000 \text{ m}^3 \\ \text{Retención} &= \frac{713,000 \text{ m}^3}{0.1 \text{ m}^3/\text{S} \times 86,400 \text{ S/d}} = 82.5 \text{ días} \end{aligned}$$

#### DISPOSICION DE LAGUNAS:

- a) Una laguna rectangular, ó
- b) Dos lagunas del mismo tamaño con la flexibilidad de introducir afluente a cualquiera de las dos.

DISEÑO CON BASE EN LA ECUACION 9: Esta ecuación es muy útil para estimar rápidamente los efectos de la temperatura. Se sugiere que la temperatura para el diseño sea la del mes más frío y la DBO de 5 días a 20°C. Para algunas aguas residuales industriales es necesario corregir la temperatura y usar la DBO última. También, para contrarrestar posibles efectos del lodo, los cálculos se pueden basar en la DBO última. Sin embargo, se debe tomar en cuenta que el tiempo de retención aumentará ligeramente debido a la evaporación.

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 3.5 \times 10^{-5} (100 \text{ l/S} \times 86.400) (250 \text{ mg/l}) 1.072^{(35-5)} \\ \text{Volúmen} &= 76,200 \times 8.1 = 616,000 \text{ m}^3 \\ \text{Profundidad} &= 1.82 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Area Superficial} = \frac{616,000 \text{ m}^3}{1.82 \text{ m}} = 33.9 \text{ Ha}$$

$$\text{Tiempo de retención} = \frac{616,000 \text{ m}^3}{0.1 \text{ m}^3/\text{s} \times 86,400 \text{ s/d}} = 71.3 \text{ días}$$

$$\text{Carga superficial} = \frac{2160 \text{ kg/d}}{33.9 \text{ Ha}} = 63.7 \text{ kg/Ha-d}$$

DISTRIBUCION DE LAGUNAS: Igual al diseño anterior

Nota:

Usando

$$\theta = 1.085 \text{ y } \text{DBO}_5$$

$$V = 883,000 \text{ m}^3$$

$$\text{A.S.} = 48.5 \text{ Ha}$$

$$\text{Ret.} = 102 \text{ días}$$

$$\text{C.S.} = 44.5 \text{ kg/Ha-d}$$

$$\theta = 1,085 \text{ y } \text{DBO}_u$$

$$V = 1,080,000 \text{ m}^3$$

$$\text{A.S.} = 59.3 \text{ Ha}$$

$$\text{Ret.} = 125 \text{ días}$$

$$\text{C.S.} = 36.4 \text{ kg/Ha - d}$$

DISEÑO BASADO EN LA ECUACION 10: Se supone que las condiciones de invierno controlan el diseño. Entonces  $K_1 = 0.102$ . También se supone que hay mezclado completo. El diseño se basa en los requerimientos de una laguna primaria, por consiguiente se supone una profundidad de 1.82 metros.

Si se utilizan lagunas secundarias, estas no están sujetas a las condiciones de la ecuación 17. La concentración de contaminantes en una serie de lagunas se calcula directamente con la ecuación 10.

$$\text{DBO efluente} = 25 \text{ mg/l} = \frac{250}{(0.102 t + 1)}$$

$$\text{Retención} = \quad = 88 \text{ días}$$

$$\begin{aligned} \text{Profundidad} &= &= & 1.20 \text{ m} \\ \text{Carga Orgánica} &= &= & 2160 \text{ kg/d} \\ \text{Area Superficial} &= \frac{760,000 \text{ m}^3}{1.20 \text{ m}} &= & 63.4 \text{ Ha} \\ \text{Carga Superficial} &= \frac{2160 \text{ kg/d}}{63.4 \text{ Ha}} &= & 34 \text{ kg/Ha-d} \end{aligned}$$

DISEÑO DE LAGUNAS EN SERIE (Ec.10): Se trata de diseñar tres lagunas en serie suponiendo que la primera remueve el 70% de la  $\text{DBO}_5$ .

PRIMERA LAGUNA

$$\begin{aligned} \text{Retención} &= 75 = \frac{250}{(0.102 t + 1)} &= & 23 \text{ días} \\ \text{Profundidad} &= \text{Supuesta} &= & 1.20 \text{ m} \\ \text{Carga Orgánica} &= &= & 2160 \text{ kg/d} \\ \text{Volúmen} &= 23 \times 0.100 \times 86,400 &= & 198,500 \text{ m}^3 \\ \text{Area Superficial} &= \frac{198,500 \text{ m}^3}{1.20 \text{ m}} &= & 16.5 \text{ Ha} \\ \text{Carga Superficial} &= \frac{2160 \text{ kg/d}}{16.5 \text{ Ha}} &= & 131 \text{ kg/Ha -d} \end{aligned}$$

SEGUNDA LAGUNA

Marais y Shaw (1961) recomiendan un tiempo de retención no menor a 7 días.

$$\begin{aligned} \text{Efluente segunda laguna (DBO)} &= \frac{75}{(0.102 \times 7 + 1)} = 44 \text{ mg/l} \\ \text{Eficiencia segunda laguna} &= \frac{(75-44)100}{75} = 42\% \\ \text{Eficiencia total} &= \frac{(250-44)100}{250} = 84\% \\ \text{Volúmen} &= 7 \times 0.100 \times 86,400 = 60,500 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

TERCERA LAGUNA

$$\begin{aligned} \text{Retención} &= &= 7 \text{ días} \\ \text{Efluente final} &= \frac{44}{(0.102 \times 7 + 1)} &= 36 \text{ mg/l} \\ \text{Eficiencia tercera laguna} &= \frac{(44-36)100}{44} &= 21\% \\ \text{Eficiencia total} &= \frac{(250-36)100}{250} &= 86\% \\ \text{Volúmen} &= 7 \times 0.100 \times 86,400 &= 60,500 \text{ m}^3 \\ \text{Area Superficial} &= \frac{60,500 \text{ m}^3}{1.20 \text{ m}} &= 5.04 \text{ Ha} \\ \text{Carga Orgánica} &= 44 \times 100 \times 86,400 &= 380 \text{ kg/d} \\ \text{Carga Superficial} &= \frac{380 \text{ kg/d}}{5.04 \text{ Ha}} &= 75 \text{ kg/Ha-d} \end{aligned}$$

Con una carga superficial de 131 kg/Ha-d es muy probable que se obtenga una eficiencia inicial mayor al 70%. Suponiendo una remoción del 80% en la primera laguna - se obtuvieron los siguientes resultados:

Laguna	No.1	No.2	No.3
Retención (días)	38	7	7
Eficiencia (%)	80	42	41
Eficiencia total (%)	80	87	93

DISEÑO DE LAGUNAS ANAEROBIAS (Ec.12): Se requiere una relación pequeña entre el area superficial y el volúmen. Es necesario un período de tres a seis meses para permitir que se establezca la fermentación alcalina.

Con lagunas anaerobias se puede lograr una remoción - de DBO del 40% al 70%.

Suponiendo una remoción del 50% (temperaturas cálidas de verano);  $K_1 = 6$  y  $n = 4.8$ , constantes empíricas.

$$125 = \frac{250}{6 \left( \frac{125}{250} \right)^{4.8} t + 1}$$

Retención =	=	4.6 días
Profundidad =	=	3 metros
Volúmen =	$4.6 \times 0.100 \times 86,400$	= 39,700 m <sup>3</sup>
Area Superficial =	$\frac{39,700 \text{ m}^3}{3 \text{ m}}$	= 1.32 Ha
Carga Orgánica =		= 2160 kg/d
Carga Superficial =	$\frac{2160 \text{ kg/d}}{1.32 \text{ Ha}}$	= 1640 kg/Ha-d

#### REFERENCIAS

1. Gloyna, E.F. "Low Cost Waste Treatment - Waste - Stabilization Ponds" Natural Resources, Energy, Water and River Basin Development, 1, pp.282 - 298, (1964).
2. Hermann, E.R. y Gloyna, E.F. "Waste Stabilization Ponds. I. Experimental Investigations. II. Field Practices. III. Formulation of Design Equations" Sewage Ind. Wastes, 30, 511 -538, 646-651, 963-975, (1958).

3. Marais, G.V.R. "A Rational Theory for the Design of Sewage Stabilization Ponds in tropical and - subtropical Areas. "Symposium on Hygiene and Sanitation in Relation to Housing, CCTA/ WHO, Niamey, 1961, Publicacion No. 84 (1963).
4. Marais, G.V.R. y Shaw, V.A. "A Rational Theory for Design of Sewage Stabilization Ponds in Central -- and South Africa, "Trans. S.Afr. Instn. Civ. Engrs, 3, 205, (1961).
5. Oswald, W. J. Rational Design of Waste Ponds. Proc. Symposium on Waste Treatment by Oxidation - Ponds, Nagpur, 1963, CPHERI, (1964).
6. Parker, C.D., Jones, H.L. y Taylor, W.S., "Purification of Sewage in Lagoons," Sewage Ind. Wastes, 22, 760, (1950).
7. Suwannakarn, V. y Gloyna, E.F. "Efecto de la Temperatura en el Tratamiento de Aguas Residuales Mediante Estanques de Estabilización, "Bol. Ofic. - Sanit. Panamer. 56, 128- 139; (1964).
8. van Eck, H. The Anaerobic Digestion Pond System. Biennial Conference of the Institute of Sewage Purification (S.African Branch) Durban, (1965).

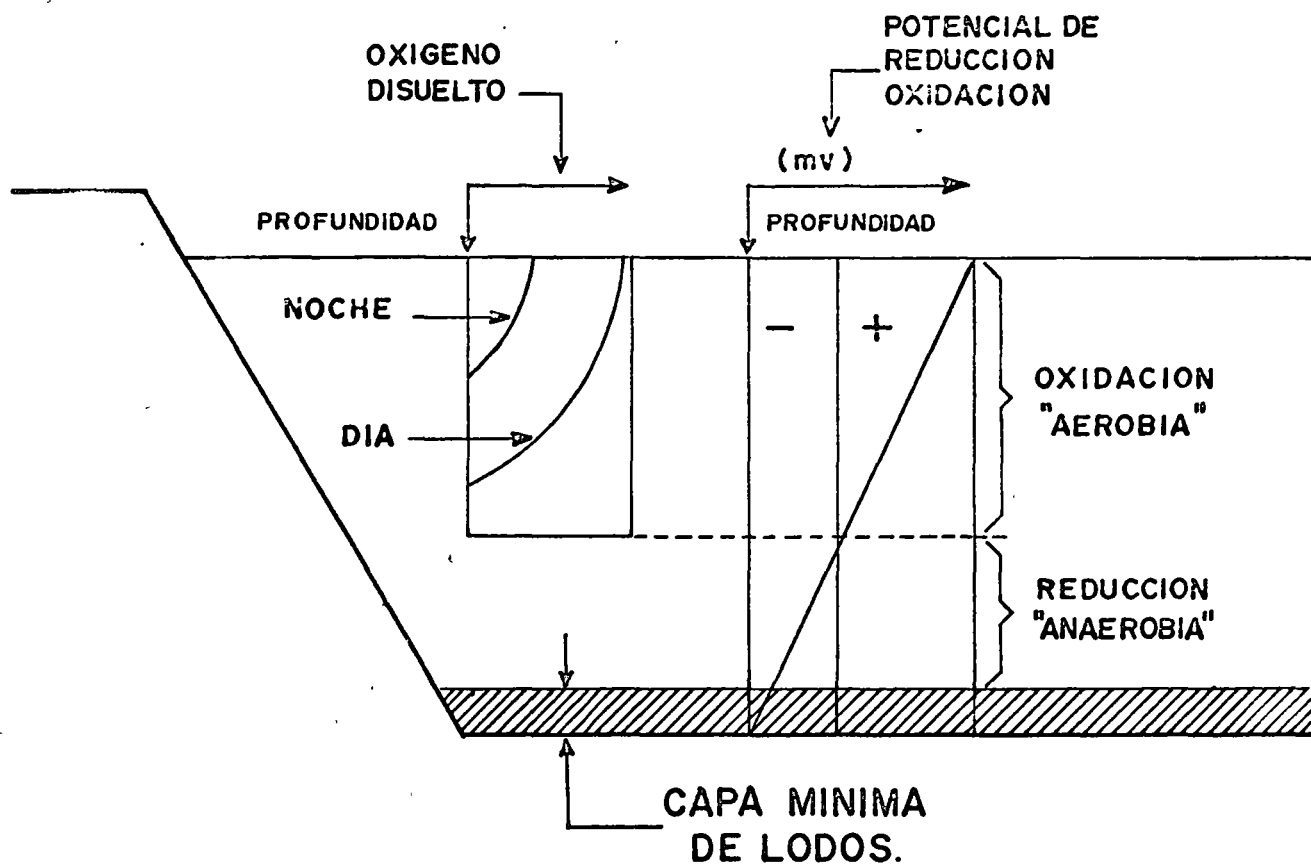


FIGURA 1.— LAGUNA DE ESTABILIZACION TIPO FACULTATIVO.



CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
INDUSTRIALES Y MUNICIPALES.

---

TEMA: IMPLICACIONES SANITARIAS, ECONOMICAS Y SOCIALES DE LA  
POLUCION DEL AGUA.

Edmundo Izurieta (+)

(+) Ingeniero de la Oficina Sanitaria Panamericana

CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

---

IMPLICACIONES SANITARIAS, ECONÓMICAS Y SOCIALES DE LA  
POLUCION DEL AGUA (+).

El continuo desarrollo económico y social que -- experimenta el país tiene una enorme repercusión en la contaminación del agua, creando, por esta razón, serios problemas entre los que se pueden citar los denominados sanitarios propiamente dichos, económicos y sociales.

La tecnología que aplican los países para su desarrollo crece con mayor velocidad que la tecnología que aplica para la corrección de los problemas derivados como es la contaminación del agua. El agua es una parte del ambiente que vive el hombre, de allí que, la solución de los problemas ecológicos es muy difícil porque existen una serie de fuerzas que las gobiernan y que no solamente pertenecen al campo sanitario.

El control sanitario del ambiente agua en el que vivimos es muy importante, las condiciones insalubres han producido más muertes y enfermedades que factores de otro orden. Por fortuna, la Ingeniería Sanitaria y las disciplinas afines disponen, hoy en día, de técnicas suficientes para sanear cualquier tipo de ambiente habitado por el hombre. Es necesario que la aplicación de los conocimientos sea una meta que toda comunidad debe alcanzar, no

(+) Por Edmundo Izurieta, Ingeniero de la Oficina Sanitaria Panamericana.

sólo como un objetivo sanitario sino como una característica de civilización.

La contaminación del agua podría definirse, en forma amplia, como las alteraciones desfavorables que sufre el medio, ocasionando problemas que tienden a gobernar la dinámica de la salud, de la economía y de los caracteres sociales del ser humano. La magnitud y complejidad del problema representan un desafío a todos los elementos -- constitutivos de la sociedad. El mejoramiento de su calidad requiere frecuentes innovaciones técnicas, así como también mucha imaginación para llevar a cabo efectivos problemas de control. Además, es indispensable la comprensión y apoyo de la población para poder juzgar acerca de la calidad que desea y en esa forma valorar el costo que requieren las acciones de control y corrección.

Los desperdicios producto de la vida urbana, sea esta doméstica, social, agrícola, recreativa e industrial que no son adecuadamente dispuestos ocasionan en el agua alteraciones físicas, químicas y biológicas, deteriorando en esa forma los recursos naturales.

Por otra parte, poco se conoce acerca de las implicaciones a largo plazo que significan exponer al hombre a bajas dosis o concentraciones de sustancias tóxicas, en lo que respecta a sus reacciones fisiológicas y sicológicas.

Entre los principales factores que deben considerarse en la polución del agua podemos citar los siguientes:

1. Aspectos demográficos: el ritmo de crecimiento de la población es acelerado, la contaminación está

en relación directa con la actividad del hombre.

2. Urbanización: este fenómeno es característico del país debido al desarrollo. El crecimiento demográfico urbano es mayor que el que experimentan las áreas rurales.

Los economistas, urbanistas y sanitaristas que tratan sobre el desarrollo social y económico han expresado su preocupación por el crecimiento demográfico y la distribución de la población. La urbanización es un fenómeno que tiene caracteres de mayor o menor alarma, dependiendo de la región o ciudad. Con el Anexo No. 1 se demuestra el crecimiento observado por algunas localidades durante los últimos diez años.

3. Industrialización: la instalación de industrias en las zonas periféricas de las ciudades de mayor importancia está originando cambios económicos fundamentales; debidos, principalmente, al movimiento demográfico que determina la creación de zonas marginales con precarias condiciones sociales, económicas y sanitarias. Estos asentamientos urbanos carecen de los servicios básicos (agua, alcantarillado, y vivienda); además, el ambiente en el que viven sus pobladores origina una serie de perturbaciones como consecuencia de la inconformidad. Los pasos acelerados que se dan para lograr el desarrollo están estimulando la creación de nuevas industrias, sean éstas grandes, medianas o pequeñas. Esta actividad está acompañada de la ilusión que significa dar trabajo a un grupo de personas y la producción de un nuevo artículo que impida la salida de divisas, hace ignorar que ese desenvolvimiento

industrial debe ir acompañado de un profundo estudio sobre las condiciones del medio.

Por pequeña que sea una industria, en su proceso se requiere la disposición de desechos líquidos, sólidos y gaseosos. Estos residuos significan la adición de nuevos elementos al medio que modifican su composición creando situaciones adversas y perjudiciales tanto en el ambiente fabril como en el de la comunidad.

Por intermedio de la industrialización se está incorporando al agua una serie de sustancias tóxicas y otras persistentes (detergentes, plaguicidas) que aparte de alterar sus condiciones desde los puntos de vista económicos y estéticos, ocasionan graves riesgos para la salud y el bienestar de la población. Además, hay que advertir que a los desechos industriales van acompañados materiales sólidos como papel, cartones, plásticos, vidrio, etc, que originan perturbaciones serias.

En términos generales, los residuos líquidos producto de la urbanización y de la industrialización crean una grave contaminación del agua, ya que tales residuos se vierten sin tratamiento en ríos, riachuelos, lagos o en el mar. A diferencia de los líquidos domésticos, los efluentes industriales tienen una composición muy variada porque contienen residuos animales y vegetales, ácidos, álcalis, aceites y otros productos químicos orgánicos o inorgánicos (algunos de los cuales pueden ser tóxicos), detergentes sintéticos y sustancias radiactivas.

4. Agricultura: la necesidad de producir mayores y variados alimentos para el sostenimiento del hombre

como consecuencia del crecimiento demográfico, está ocasionando la intensificación del cultivo y la incorporación de nuevas áreas agrícolas. Es sorprendente el desarrollo tecnológico agrícola durante los últimos años, en forma extensiva se utilizan fertilizantes para lograr el mayor rendimiento de la tierra y plaguicidas para conseguir la acción fitosanitaria.

Esta tecnología está incorporando a los cauces fluviales nuevas y complejas sustancias que están ocasionando dificultades a la vida acuática y estimulando el crecimiento de algas en ríos y lagos.

5. Comercialización: la producción de mayores bienes de consumo está originando la incorporación a las ciudades de un número creciente de comercios para el expendio de tales productos, eso significa el aporte de grandes cantidades de materiales sólidos de desecho, que, a la postre, se incorporan a la tierra o al agua creando problemas de todo orden. Se ha estimado que la producción de los materiales sólidos tienen incremento anual de 1 al 2% y que actualmente es de  $5 \text{ m}^3/\text{hab./año}$ . Las cifras que se adjuntan dan una idea del aumento progresivo experimentado durante las últimas décadas:

1945	350 a 400	Kg./hab./año
1965	600	Kg./hab./año
1970	700	Kg./hab./año

6. Sanitarios: la protección contra la contaminación del agua, tratamiento y utilización de las aguas

domésticas e industriales tienen muchos aspectos importantes relacionados con la salud pública que debe ser siempre una de las principales preocupaciones en el manejo y administración del recurso agua. Los factores que se deben tomar en cuenta son los siguientes:

- a) La contaminación de las aguas superficiales y subterráneas en las que se vierten aguas residuales domésticas e industriales.
- b) El peligro de que se contamine la tierra y los cultivos alimenticios y de que se infecten los animales como consecuencia de la disposición de aguas residuales o de su reutilización.
- c) La contaminación de los lagos y de las zonas marítimas dedicados a la pesca o los que se usan como lugares de recreo. Es preciso que, tanto en el orden internacional como en el nacional y el local las autoridades aprecien la necesidad de adoptar medidas para la lucha contra la contaminación y el programa tenga alta prioridad, de lo contrario, se pueden derivar graves consecuencias para la salud y el bienestar de la población. Se deberá tener presente que el agua es el vehículo para la transmisión de enfermedades entéricas, como la tifoidea, paratifoidea y amibiasis; y enfermedades víricas, especialmente la hepatitis infecciosa (los virus entéricos son muy resistentes a los tratamientos convencionales).  
La concentración de ciertas substancias en el agua como nitratos, arsénico, mercurio, plomo, cromo y

otras determina condiciones nocivas para la salud. Los peces y mariscos acumulan algunas sustancias tóxicas como es el caso de mercurio.

La insuficiencia de la lucha contra la contaminación, principalmente en las zonas urbanas tropicales, ha determinado la propagación de enfermedades producidas por insectos que se desarrollan en reservorios de aguas contaminadas. Entre las principales enfermedades podemos citar el paludismo (anopheles), filariasis (culex), esquistosomiasis (un caracol de agua dulce es el huésped del agente etiológico).

La aparición de epidemias originadas por virus ha despertado interés por su estudio, habiéndose emprendido numerosas investigaciones para esclarecer los problemas relacionados con la contaminación vírica del agua; sin embargo, hasta la fecha los resultados de estas investigaciones no son alentadoras; por el contrario, se ha descubierto que algunos virus entéricos patógenos son más resistentes a las formas de tratamiento de las aguas residuales y del agua potable que las formas de bacterias patógenas más resistentes que sirvieron de punto de partida para la determinación de los métodos del tratamiento del agua.

El empleo de las radiaciones ionizantes tanto en la industria como en la medicina, sin incluir la utilización de material radiactivo en la investigación y en la producción de energía, está ocasionando la denominada contaminación radiactiva con tendencias a aumentar su significado en el futuro.

7. Económicos: la contaminación del agua impide su aprovechamiento, equivaliendo esto a la pérdida



parcial o total de los recursos hídricos del país; de allí que existe una estrecha relación entre la lucha contra la contaminación y la administración de los recursos de agua existentes.

En algunas regiones las aguas subterráneas se han contaminado en alto grado por efecto de la acción de las aguas residuales domésticas y los efluentes industriales y ha sido necesario abandonarlas como fuentes de abastecimiento, ocasionando un fuerte impacto económico en la localidad.

Por esta razón, es indispensable la adopción de medidas sanitarias para estudiar con urgencia la manera de satisfacer las necesidades presentes y futuras de agua. El empleo de nuevas fuentes supone el transporte del agua de lugares lejanos, con un costo muy elevado.

Los cambios ecológicos del agua, como consecuencia de la descarga de residuos líquidos domésticos, agrícolas e industriales crea una alteración del medio acuático pudiendo ocasionar que ciertas especies proliferen y otras tiendan a desaparecer. Por ejemplo, las especies de protozoarios que se alimentan con bacterias pueden aumentar cuando la carga es alta. Más aún, la contaminación puede ocasionar el desarrollo de ciertas especies que pueden soportar o tolerar el desequilibrio creado; en cambio, desaparecen aquellas especies que no pueden soportar el nuevo régimen ecológico originado. Esta situación determinará serias limitaciones en el uso del recurso agua y la desaparición de -- especies que constituyen base para el alimento de la población, ocasionando al fin un impacto grave en la economía del país.

A lo ya mencionado anteriormente añadiremos que la contaminación del agua tiene gran repercusión en los aspectos económicos por ser un factor de alta influencia en la reducción del costo de la propiedad urbana y agrícola, su presencia significa un factor negativo para el desarrollo del turismo. La preservación de la calidad del agua facilita la urbanización porque la prestación de ese servicio es fácil cuando las fuentes de abastecimiento están debidamente protegidas, y la conservación de presas y embalses, porque se restringe la producción masiva de algas o la eliminación del fenómeno de la eutricación.

El agua de buena calidad es un aliciente para el desarrollo industrial, la disponibilidad de ese elemento en cantidad, calidad y confiabilidad proporciona un factor importante para el establecimiento del proceso industrial.

8. Sociales: a lo expresado anteriormente deberíamos añadir que la polución del agua, principalmente la ocasionada por las industrias instaladas en el medio agrícola, está provocando el deterioro de los aspectos sociales en la vida rural. No hay que olvidar la estrecha relación entre la recreación y la contaminación, el agua juega un papel importante no sólo como fuente para la transmisión de enfermedades sino para la creación de áreas de esparcimiento fundamentales para el bienestar de los individuos.

#### Aspectos Técnicos

La contaminación del agua, en términos generales, se

debe principalmente a la presencia de sólidos en suspensión, sustancias tóxicas, cargas orgánicas y al calor.

Los sólidos en suspensión producen la reducción de la penetración de la luz en el agua. La luz es importante en el proceso de fotosíntesis que aporta oxígeno y sustituye al que es reducido por la respiración de los animales -- acuáticos. Se ha comprobado que la fotosíntesis es más importante que la turbulencia del agua para obtener la reoxigenación del ecosistema acuático.

Siendo el oxígeno disuelto un elemento indispensable para lograr la estabilización de la materia orgánica disuelta en el agua, lo lógico será establecer condiciones de equilibrio entre aquel y la demanda química y biológica de oxígeno. Esa relación nos da la pauta sobre la clase y grado de tratamiento que requiere un residuo líquido doméstico e industrial.

No siempre la contaminación del agua se debe únicamente a la carga orgánica, hay sustancias químicas que producen alteraciones en el medio acuático, entre las principales tenemos: plaguicidas, herbicidas, fungicidas; fertilizantes que actúan a través del nitrógeno y fósforo como nutrientes produciendo fenómenos de eutricación; detergentes y metales pesados.

Los plaguicidas constituyen un grupo muy variado de sustancias tales como insecticidas, rodenticidas, molusquicidas, herbicidas, fungicidas. Su uso es muy variado y en forma poco técnica, sin ajustarse a las especificaciones que existen para cada uno de ellos. En la agricultura se emplean básicamente para la protección de las siembras (herbicidas para el arroz, maíz y caña de azúcar; fungicidas

para las patatas e insecticidas para una gran variedad de árboles), programas de salud pública para el control o erradicación de ciertos vectores responsables de la transmisión de enfermedades (paludismo, chagas y otras) y en el control de ciertos vectores que pueden no transmitir enfermedades pero constituyen molestias sanitarias, tanto en viviendas, edificios comerciales e industrias.

Dada la enorme variedad de plaguicidas existentes, se los clasifica en dos grupos "A" y "B", al primero pertenecen los organoclorados y los organofosforados y al segundo principalmente ciertos herbicidas. Todos ellos son tóxicos en mayor o menor grado, dependiendo de la concentración. Se han logrado establecer normas sobre los niveles de concentración tanto en el agua de consumo doméstico, alimento y agua donde hay vida acuática productiva.

Para las aguas superficiales que se emplean como - - fuente de abastecimiento se han fijado algunos criterios:

<u>PLAGUICIDAS</u>	<u>CONCENTRACION</u> <u>(mg/1)</u>
Aldrin	0.017
Clordano	0.003
DDT	0.042
Dieldrina	0.017
Lindano	0.056

El uso de plaguicidas, principalmente en la agricultura, determina que por escurrimiento del agua se produzcan concentraciones en lagos, estuarios, costas, etc., hecho que reviste caracteres de toxicidad para una serie de especies acuáticas como ostras, camarones jóvenes y otras

económicamente importantes. Las ostras, por ejemplo, pueden vivir en presencia de DDT hasta niveles de 0.1 mg/l; pero, a niveles 1,000 veces menores (0.1 Microgramos/litro) la producción es 20% de la normal y las poblaciones de camarón sufren una mortalidad del 20%.

La toxicidad de una sustancia se establece por el límite de tolerancia media (media tolerance limit T Lm), que consiste en la cantidad o concentración necesaria para matar el 50% de los organismos en 96 horas o menos.

La toxicidad de los plaguicidas se determina respecto al camarón y los límites tolerables son los siguientes:

<u>PLAGUICIDAS</u>	<u>T Lm - 48 HORAS</u> <u>(M/1)</u>
Aldrín	0.04
BCH	2.0
Clordano	2.0
Lindano	0.2
DDT	0.6
Dieldrina	0.3

Otras sustancias que desempeñan papel importante en la contaminación del agua son los detergentes. Su uso está muy generalizado tanto en la industria como en la vida doméstica.

Hasta la presente fecha se han empleado detergentes constituidos por fosfatos responsables del ablandamiento del agua. Por el hecho de producir grandes cantidades de espuma dificultan el tratamiento de las aguas negras, además, son sustancias de compleja composición molecular

dificil de ser degradable por medio de las bacterias. Los detergentes comunmente empleados se les conoce del tipo ABS (alkyl-benezene-sulfonate). Sus concentraciones en las aguas superficiales que se emplean como fuentes de abastecimiento doméstico se limita a 0.5 mg/l.

Estados Unidos e Inglaterra están haciendo grandes esfuerzos para reemplazar los detergentes aniónicos por otros compuestos con menor contenido de fosfatos como el LAS, aún más, se ha determinado que el mejor sustituto será el ácido nitrilo-triacetato (NTA). Este compuesto es 70% degradable por los procedimientos biológicos empleados en el tratamiento de aguas negras y las experiencias en animales revelan que no tiene efectos genéticos o evidencia de toxicidad.

Un fabricante sueco, recientemente ha dado a conocer haber producido un detergente que contiene 15 por ciento de citrato de sodio y es 100% biodegradable.

Existen otros elementos que alteran considerablemente la calidad del agua y por ello ocasionan su contaminación, estos son los metales pesados, que en altas concentraciones hacen indeseable al agua para el consumo doméstico o matan la vida acuática.

Entre los elementos tóxicos que juegan un papel importante tenemos el mercurio (Hg), plomo (pb), niquel (Ni), cadmio (Cd) y arsénico (As).

Algunas experiencias han demostrado haber encontrado anormalidades bioquímicas en personas expuestas a concentraciones de plomo en el aire (hay que recordar que se añade compuestos de plomo a la gasolina para evitar - - -

detonaciones). También, los compuestos de níquel presentes en el aceite diesel son de peligro potencial para la salud pública. Existe una clara relación entre el contenido de cadmio en los sistemas de abastecimiento de agua y las - - enfermedades cardiovasculares.

Por otra parte, metales como zinc (Zn), magnesio (Mg), hierro, ((Fe), cobre (Cu), en concentraciones dos o tres veces mayores a los normales pueden producir daños que se hacen presentes solamente después de prolongados períodos.

Respecto al mercurio debemos mencionar que por efecto de la luz solar hay reacciones de fotosíntesis con la presencia de la materia orgánica (plankton), que desempeña un papel catalizador y transforma los compuestos inorgánicos de mercurio en methyl-mercurio que es absorbido por los peces, creando intoxicaciones en las personas que los emplean como alimento.

Respecto al arsénico debemos mencionar que son muy conocidos los efectos que producen las altas concentraciones de ese elemento en el agua de consumo. Las normas establecen límites no mayores a 0.05 mg/l. Hay otro hecho importante respecto a este elemento y consiste en que hay varios detergentes de uso doméstico que contienen arsénico en cantidades variables. Un hecho evidente constituye los riesgos de contaminación a través de los residuos que quedan en la ropa lavada.

#### Origenes de la polución

Para puntualizar el origen y magnitud de la polución, citaremos algunas cifras.

Los residuos líquidos domésticos contribuyen a la contaminación del agua. En México, a fines de 1970, la población con servicios de alcantarillado fue algo mayor a 14 millones de habitantes, asumiendo que la producción de residuos líquidos es de 200 l/habitante/día y que la DBO es 200 mg/l., la carga potencial de polución sería de 560 mil Kg/día.

$\times 10^6$

Las industrias principales causantes de la contaminación del agua tuvieron, en los países latinoamericanos, entre 1959 y 1957, el siguiente crecimiento: harina de pescado (23%), productos químicos y pulpa de madera (18%), acero (13%) y productos de petróleo (12%).

Otras industrias que ocasionan problemas similares son las derivadas de la carne y alimentos congelados, destilerías, productos lácteos, materiales plásticos, azúcar y tejidos.

Para estimar el nivel de la polución proveniente de algunas industrias, mencionaremos que, en México, durante 1967, la producción alcanzó las siguientes cifras: petróleo crudo extraído 22.6 millones de metros cúbicos, acero en todas las formas 4.34 miles de toneladas métricas, pulpa y papel 907 mil toneladas métricas, carne en todas las formas 584 toneladas métricas y harina de pescado 11 mil toneladas métricas.

El desarrollo de este curso permitirá hacer una revisión de los métodos de tratamiento para corregir la polución de los residuos líquidos, tanto municipales como industriales, con el objeto de lograr el nivel deseado.



CRECIMIENTO DEMOGRAFICO DE ALGUNOS MUNICIPIOS DE  
MEXICO, ENTRE 1960 Y 1970

---

Municipio	Censos :		Variación in tercensal (%)
	1960	1970	
Naucalpan	85,828	373,605	335
Tlalnepantla	105,447	376,657	254
Acapulco	84,720	234,866	177
Tijuana	165,690	335,125	102
Chihuahua	186,089	363,850	96
Hermosillo	118,051	206,663	75
Guadalajara	740,394	1.196,218	62
Veracruz	153,705	242,351	58
Ciudad Juárez	276,995	436,054	57
Mazatlán	112,619	171,825	53
Distrito Federal	4.870,876	7.005,855	44
Monterrey	601,085	830,336	38

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

TEMA

DESINFECCION

PROFESOR

ING. FRANCISCO ROMERO

INVESTIGADOR DE LA FACULTAD DE INGENIERIA, UNAM

México, D. F., Septiembre de 1971.

## DESINFECCION

### 1. GENERALIDADES.

La desinfección de las aguas es el arma más importante con que cuentan las autoridades sanitarias contra las infecciones de origen hídrico. Se efectúa por medios químicos y físicos siendo los primeros mejores que los segundos.

Algunos tipos de microorganismos forman esporas como un medio de reproducción o de supervivencia. La forma no esporulada de los microorganismos recibe el nombre de vegetativa, siendo la desinfección la destrucción de dicha forma de vida y la destrucción de ambas formas de vida, la vegetativa y la esporulada, se conoce con el nombre de esterilización.

La función de la desinfección es doble: 1) evitar la transmisión directa de enfermedades al hombre a través del agua, y 2) romper el ciclo enfermedad-infección destruyendo los agentes infecciosos o responsables antes de que lleguen a los cuerpos de agua.

La desinfección de las aguas fue raramente practicada en épocas pasadas, sin embargo ha recibido mayor atención a medida que crecen las poblaciones y se intensifican las actividades de urbanización y de recreación.

Las enfermedades entéricas (del gr. entera, intestino) son producidas principalmente por tres categorías de microorganismos patógenos: bacterias, virus y cisticercos amibianos. La desinfección debe ser capaz de destruir a los tres. Afortunadamente existen desinfectantes capaces de cumplir con este objetivo. El desinfectante idóneo deberá poseer las siguientes propiedades:

- 1) Capacidad para destruir todas las clases y cantidades de agentes patógenos que puedan ser introducidos en las aguas residuales, haciéndolo dentro de un período de tiempo práctico, dentro de un ámbito de temperatura del agua esperado y dentro de posibles fluctuaciones de composición, concentración y condiciones de las aguas de desecho tratadas.
- 2) No debe ser tóxico ni al hombre ni a los animales domésticos, ni ser desagradable en sabor ni objetable a las condiciones requeridas
- 3) Debe tener un costo razonable, seguridad y facilidad en su manejo, transporte, almacenamiento y aplicación.
- 4) Debe proporcionar una protección residual contra la posible recontaminación de las aguas antes de su uso.

La concentración de tales desinfectantes se determina por mediciones físicas o químicas, mientras que su eficiencia desinfectante se evalúa por la reducción de organismos indicadores (generalmente organismos coliformes) a concentraciones que estadísticamente aseguran que no habrá infección posible.

El agua puede ser desinfectada de varias maneras:

- a) Desinfección por calor. Puesto que ninguna enfermedad hídrica importante se produce por bacterias esporuladas u otros organismos resistentes al calor, el agua puede desinfectarse llevándola a su punto de ebullición.
- b) Desinfección por Luz. La luz solar es un desinfectante natural, principalmente la radiación ultravioleta. Además de la luz ultravioleta procedente del sol, se puede obtener radiación ultravioleta mediante la lámpara de vapor de mercurio construída de cuarzo o algún vidrio especial semejante, que sea transparente a la intensa y destructiva luz invisible de 2537 Å de longitud de onda emitida por el arco vapor-mercurio. Para asegurar la desinfección del agua, ésta debe estar libre de sustancias que absorban luz, tales como los fenoles y otros compuestos aromáticos, ABS y materia suspendida que proteja a los microorganismos contra la luz. La luz lo mismo que el calor no deja poder desinfectante residual.
- c) Desinfección por Substancias Químicas. Las siguientes sustancias químicas desinfectan el agua, si la concentración y el tiempo de contacto son suficientes.

1. Substancias Químicas Oxidantes. Entre estas sustancias se encuentran los halógenos (cloro, bromo y yodo), ozono, permanganato de potasio y peróxido de hidrógeno.

De los halógenos, el cloro gaseoso y un número de compuestos de cloro son, económicamente, los más útiles. El bromo y yodo se han usado, en pequeña escala, en albercas. El ozono y el permanganato de potasio son relativamente caros.

Es un axioma de la desinfección que la capacidad oxidante de un compuesto químico no es una medida de su capacidad de desinfección, así por ejemplo, el agua oxigenada, aunque es un oxidante fuerte, es un desinfectante pobre.

2. Iones metálicos. Los iones metálicos tienen muchas limitaciones para ser usados como desinfectantes. Los iones de plata, además de ser caros, sólo matan a las bacterias, no así a los virus ni a los quistes siendo su acción desinfectante muy lenta.

El ión cobre es sólo útil como algicida.

3. Alcalis y Acidos. Las bacterias patógenas no sobreviven en soluciones de pH mayores de 11 o menores de 3.

4. Substancias Químicas de Superficie Activa (Detergentes). De estos compuestos los detergentes de tipo catiónico son los de mayor poder desinfectante, a continuación siguen los de tipo neutro y finalmente los de tipo aniónico, los cuales tienen muy poco poder destructivo.

En resumen se puede decir que en la desinfección rutinaria de aguas industriales y municipales sólo una sustancia química es eficiente y barata: el cloro; el ozono es eficiente pero caro y no tiene poder residual, el calor es aún más caro.

Un aspecto muy importante del cloro es que, a las concentraciones suficientes para desinfectar el agua, no es tóxico ni para el hombre ni para los animales domésticos ni para los animales que forman la vida de un acuario balanceado.

## 2. Teoría de la Desinfección Química.

Los investigadores Green y Stumpf\* han demostrado que los compuestos desinfectantes, por ejemplo los del cloro, reaccionan con las enzimas que son esenciales para el proceso metabólico de los microorganismos. Puesto que las enzimas están dentro del plasma de la célula, la desinfección se efectúa teóricamente en dos pasos:

- 1) Penetración de la pared celular
- 2) Reacción del agente desinfectante con las enzimas

Los principales factores que afectan a la desinfección química son

- 1) Naturaleza de los microorganismos y su concentración
- 2) Naturaleza, distribución y concentración del agente desinfectante y sus productos de reacción con el agua que se va a desinfectar
- 3) Naturaleza y condiciones del agua que se va a desinfectar
- 4) Tiempo de contacto.

De acuerdo a los factores enunciados se tienen los siguientes grados de libertad o variables manejables en la desinfección:

- 1) Tipo de desinfectante que se va a usar y su concentración.
- 2) Grado de agitación.
- 3) Tiempo de contacto.

\* D.E. Green y P.K. Stumpf, THE MODE OF ACTION OF CHLORINE, J. AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION, 38, 1301 (1946)

## Cinética de la Desinfección Química.

Cuando la desinfección se quiere efectuar por medios químicos la concentración de desinfectante en la superficie de las células de los microorganismos que se quieren eliminar es un factor determinante. Un modelo idealizado del fenómeno de la desinfección tendrá las siguientes características:

- a) Todas las células de una especie de microorganismos son unidades discretas igualmente susceptibles a un compuesto químico desinfectante
- b) Tanto los microorganismos como el desinfectante están uniformemente dispersos en el agua
- c) El desinfectante permanece inmutable en su composición química y constante en su concentración a lo largo del período de contacto
- d) El agua no contiene sustancias interferentes

Para un modelo tal se tiene que la velocidad de desinfección es una función de las siguientes variables:

- 1) Tiempo de contacto
- 2) Concentración del desinfectante
- 3) Temperatura del agua

Tiempo de Contacto. Cuando en el modelo ideal descrito anteriormente, una célula expuesta contiene un solo centro activo vulnerable a una sola unidad de desinfectante, la velocidad de desinfección está dada por la ley de Chicks, la cual establece que: el número de microorganismos que son muertos por unidad de tiempo es proporcional al número de microorganismos que permanecen vivos. Poniendo el enunciado anterior en forma matemática se tiene:

$$\frac{dy}{dt} = kN = k(N_0 - y) \quad (1)$$

$N_0$  = número inicial de microorganismos vivos

$y$  = número de microorganismos muertos a un tiempo  $t$

$N$  = número de microorganismos vivos a un tiempo  $t$ , =  $N_0 - y$

$k$  = constante de proporcionalidad.

De la integración de la expresión (1) se obtiene

$$\int_{y=0}^{y=y} \frac{1}{N_0 - y} dy = \int_{t=0}^{t=t} k dt$$

$$\ln \frac{N_0 - y}{N_0} = -k t$$

$$\ln \frac{N}{N_0} = -k t$$

$$\frac{N}{N_0} = e^{-k t}$$

como,  $e^{-k} = 10^{-k'}$

donde  $k' = K \log e = 0.43 k$

entonces también:

$$\frac{N}{N_0} = 10^{-k't} \quad \text{ó} \quad \boxed{\log \frac{N}{N_0} = -k't}$$

$100 \frac{N}{N_0}$  = porcentaje de desinfección.

En la práctica la velocidad de desinfección no sigue estrictamente la ley de Chick, es decir, la rapidez de desinfección no es únicamente función de los microorganismos vivos presentes sino que es función también del tiempo, pudiendo aumentar o disminuir la rapidez conforme transcurre el tiempo. El aumento de la rapidez de desinfección puede deberse a una lenta difusión del desinfectante a través de la pared celular que permite su acumulación, aumentando su acción desinfectante conforme se acumula, es decir, conforme pasa el tiempo; o posiblemente al hecho de que sea necesario que el desinfectante alcance cierto número de centros vitales antes de que pueda destruir al microorganismo. La disminución de la rapidez de desinfección se explica mediante la suposición de la existencia de una cierta aclimatación de los microorganismos al desinfectante durante la cual se hacen más resistentes.

Por los aspectos mencionados anteriormente, la ecuación de la ley de Chick se modifica de modo que represente las situaciones especiales de desinfección, así:

$$\log \frac{N}{N_0} = -k't^m$$

donde m es una constante que es mayor de 1 cuando la rapidez de desinfección aumenta con el tiempo y menor de 1 en caso contrario.



Concentración del desinfectante. La expresión que relaciona la concentración de desinfectante con el tiempo de contacto necesario para alcanzar un cierto porcentaje de desinfección, es la siguiente:

$$C^n t_p = \text{constante} \quad (3)$$

La ecuación (3) es una relación empírica en la cual:

C = concentración del desinfectante

$t_p$  = tiempo de contacto necesario para alcanzar el porcentaje de desinfección p

n = coeficiente de dilución

En relación con la ecuación (3) se tiene la ecuación del alcance múltiple desarrollado por Kimball y Gurian

$$P_t = 1 - m e^{-k t}$$

donde

$P_t$  = probabilidad de que se destruya el organismo o un centro vital de éste antes de o en el tiempo t

k = constante de velocidad

m = número de sitios vitales

Temperatura de Desinfección. Como se mencionó anteriormente, la velocidad de desinfección está determinada por la velocidad de difusión del desinfectante a través de la pared celular y por la rapidez de la reacción con la enzima la cual obedece a la relación de van't Hoff - Arrhenius. Por lo tanto, la relación de la velocidad de desinfección con la temperatura también se ajustará a dicha ecuación

$$\log \frac{t_1}{t_2} = \frac{E (T_2 - T_1)}{4.56 T_1 T_2}$$

donde

$T_1$  y  $T_2$  = temperaturas absolutas en grados Kelvin

$t_1$  ,  $t_2$  = tiempos requeridos para iguales porcentajes de desinfección con una concentración fija de desinfectante

E = Energía de actuación,  $\frac{\text{calorías}}{\text{gmol}}$

R = constante del estado gaseoso

### 3. Desinfección con Ozono y con Cloro.

#### Desinfección con Ozono.

El ozono actúa como desinfectante eficiente siempre que su concentración sea superior a una cierta concentración "umbral" abajo de la cual sus propiedades desinfectantes son prácticamente nulas.

El ozono,  $O_3$ , no se adquiere de la forma como se adquiere el cloro sino que se produce en el lugar en que se va a aplicar. La inversión y los costos de operación de un equipo de ozonización no pueden competir con los de un equipo comparable de cloración a no ser que además de la desinfección interesen la remoción de olor y color, que efectuaría la ozonización por sí sola, mientras que empleando la cloración se tendría que complementar con el uso de carbón activado y coagulante.

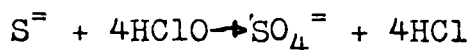
#### Desinfección con Cloro.

Generalidades. Aunque es posible clorar las aguas de desecho a un grado suficiente como para reducir al nivel fijado para agua potable, menos de 2 coliformes por 100 ml, reduciendo consecuentemente el número de bacterias de la fiebre tifoidea y disentería bacilar a niveles confiables, ciertos organismos patógenos son resistentes al cloro siendo imposible su eliminación: por ejemplo, ciertas enfermedades parasitarias y virales. Para tener un margen de seguridad en la remoción de microorganismos patógenos, además de clorar los desechos, es necesario depender de una extensa autopurificación en los cuerpos de agua receptores y/o los procesos de tratamiento más drásticos usados en la preparación del agua para uso industrial y doméstico.

El grado de cloración que debe darse a los desechos con fines de desinfección depende de la naturaleza y prontitud del reuso que quiera dársele al agua. Si en áreas próximas al efluente de la planta de desechos existen obras de toma de plantas potabilizadoras, playas para bañistas o criaderos de ostión, debe reducirse el nivel de coliformes a niveles del mismo orden que los usados en agua potable. Si los puntos de reuso del agua están a distancias remotas la reducción de coliformes puede hacerse a niveles del orden de  $10^2$  o  $10^3$  microorganismos por 100 ml.

#### Comportamiento Químico del Cloro.

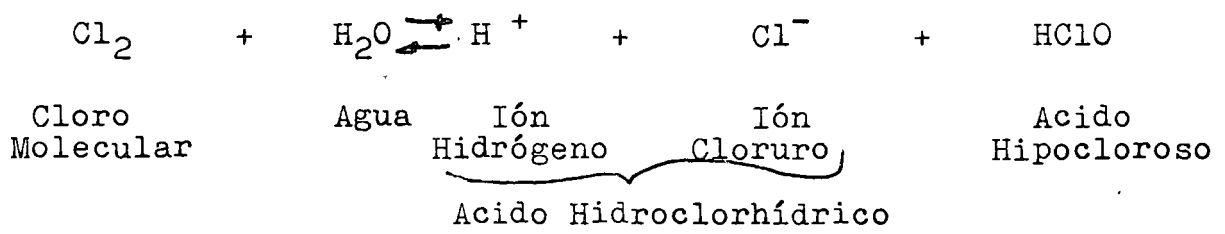
El cloro es un elemento químico cuya estructura atómica tiene 7 electrones en su capa exterior por lo que tiene la tendencia a aceptar un electrón para completar su capa estable de 8 electrones. Es por esto que el cloro actúa como un oxidante energético y es mediante su acción oxidante que destruye a los microorganismos mediante reacciones del siguiente tipo:



Cuando el ión S<sup>-</sup> se encuentra formando parte de las enzimas de los microorganismos, ocurre la desinfección.

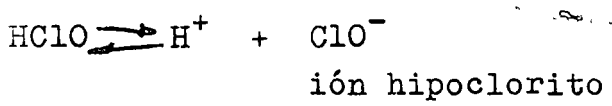
El cloro presenta las siguientes reacciones que deben tomarse en cuenta cuando se pretende desinfectar aguas residuales.

Reacciones del cloro con el agua. El cloro molecular reacciona con las moléculas de agua de la siguiente manera:



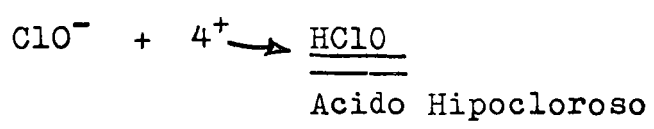
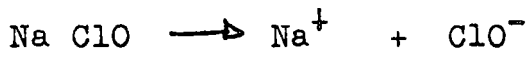
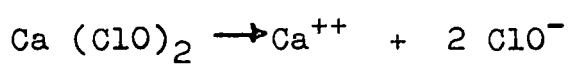
Esta reacción es prácticamente instantánea y desplazada a la derecha a pH superior a 3 y concentraciones hasta de 1 000 mg/l. Pero en soluciones de 2 000 a 4 000 mg/l, como son las preparadas en un clorador, todos los compuestos de la reacción están presentes. Al agregarse la solución concentrada de cloro a la corriente de desechos, el pH se eleva y la reacción (1) se desplaza rápidamente hacia la derecha de modo que prácticamente no queda cloro molecular aprovechable y la acción clorante, oxidante y germicida se debe casi enteramente al HClO al cual se refiere uno como cloro libre disponible. El ácido hidroclorhídrico (HCl disuelto en agua) aunque es un ácido fuerte no retiene las propiedades del cloro. Puede bajarse el pH en forma significativa solamente a altas dosificaciones de cloro o cuando las aguas tienen poca alcalinidad.

El ácido hipocloroso se disocia de acuerdo con la siguiente reacción:

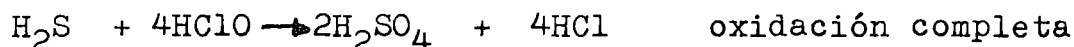
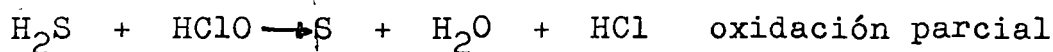


el grado de disociación está determinado por el valor del pH como se puede ver en la figura (1). El ión hipoclorito aunque sigue siendo cloro libre disponible, su poder desinfectante, clorante y oxidante es menor que el del ácido hipocloroso.

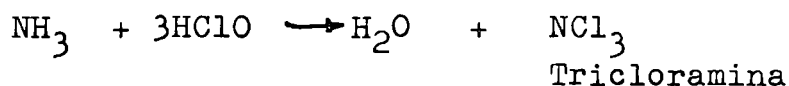
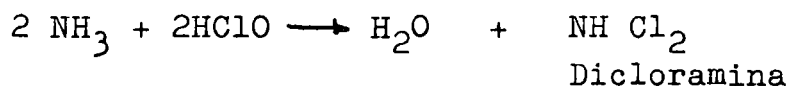
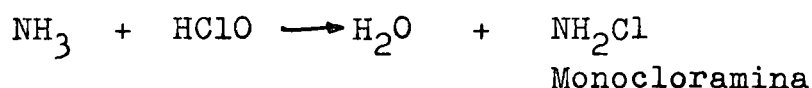
Los hipocloritos de sodio y calcio, que son sales comerciales del ácido hipocloroso, actúan de la siguiente manera:



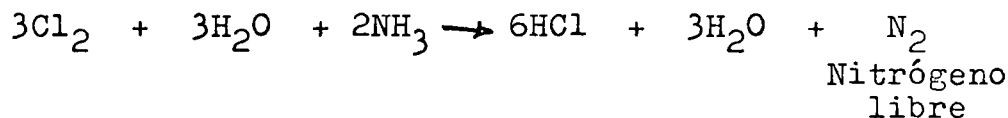
Reacciones del Cloro con los Sulfuros. Las reacciones del ácido hipocloroso con el sulfuro de hidrógeno hacen que las aguas residuales sépticas ejerzan una importante demanda de cloro.



Reacciones del Cloro con el Amoníaco. El cloro reacciona con el amoníaco presente en el agua para formar cloraminas, que también tienen propiedades desinfectantes. El cloro presente en esta forma recibe el nombre de cloro combinado disponible. Es menos activo que el ácido hipocloroso (cloro libre disponible) pero más estable y por lo mismo su acción bactericida es más persistente.



Bajo condiciones normales de pH y dosificaciones de cloro, la formación de cloraminas está limitada casi exclusivamente a la formación de monocloramina la cual es rápida. A dosis de cloro altas en comparación con el amoníaco presente, la oxidación se efectúa hasta convertir el amoníaco en nitrógeno libre.



Cuando se sobrepasa este punto, el ácido hipocloroso residual tiene una acción bactericida altamente efectiva. Este punto se conoce como el "punto de quiebre" (Break Point). En aguas residuales tratadas es conveniente determinar el punto de quiebre para cada caso particular aunque en último caso pueden seguirse las siguientes recomendaciones:

CANTIDADES PROBABLES DE CLORO REQUERIDAS PARA PRODUCIR  
UN CLORO RESIDUAL DE 0.5 mg/1 DESPUES DE 15 MINUTOS EN  
AGUAS RESIDUALES Y AGUAS RESIDUALES TRATADAS

---

TIPO DE AGUA	CANTIDAD DE CLORO,mg/1.
Aguas crudas, dependiendo de su concentración y rancidez	6 - 24
Aguas crudas sedimentadas, dependiendo de su concentración y rancidez	3 - 18
Aguas crudas precipitadas químicamente, dependiendo de su concentración	3 - 12
Efluente filtros rociadores, dependiendo de su eficiencia	3 - 9
Efluente de lodos activados, dependiendo de su eficiencia	3 - 9
Efluentes de filtros de arena intermitentes, dependiendo de su eficiencia	1 - 6

---

#### 4. Manejo del Cloro.

Para la cloración, a escala más o menos grande, de aguas residuales el uso de cloro licuado es el más económico aunque también el más riesgoso por lo que su manejo requiere de cuidados y precauciones. El cloro gaseoso es de color amarillo verdoso y pesa aproximadamente 2.48 veces lo que pesa el aire; el cloro líquido es de color ámbar y su densidad relativa es de 1.44. El cloro líquido no confinado se vaporiza rápidamente obteniéndose 450 volúmenes de cloro gaseoso por cada volumen de cloro líquido. El cloro presenta su máxima solubilidad en el agua, 10,000 ppm, a 9.50C. A temperaturas menores se combina con el agua para formar hielo de cloro,  $\text{Cl}_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ , que puede obstruir los equipos dosificadores.

El gas cloro es altamente irritante y tóxico. El umbral de olor en el aire es aproximadamente 3.5 ppm en volumen. Concentraciones de 30 ppm producen tos y de 40 a 60 ppm son peligrosas. A 1'000 ppm el gas tiene una acción letal inmediata.

El cloro se transporta licuado de 5 a 10 atm de presión en cilindros de acero, carros tanque, barcazas, etc. Los recipientes comúnmente usados son: cilindros de 45, 68 y 908 Kg.; carros-tanque de 16, 30, 55, 85 y 90 toneladas cortas; barcos-tanque con capacidad de 55 a 110 toneladas cortas. La mayoría de los cilindros están diseñados para soportar presiones hasta de 30 atm. La descarga del cloro en el lugar en que se va a usar debe ser lo más segura posible usando rodillos deslizantes, plataformas levadizas, grúas, etc. Para su desplazamiento lateral debe usarse carrretillas. Cuando se reciben cilindros de una tonelada se usan gárfios o abrazaderas en combinación con grúas que soporten hasta 2 toneladas. Se mueven hacia el punto de almacenamiento usando un monoriel o por rodamiento. Los cilindros de 68 Kg. se almacenan verticalmente de manera que permitan un fácil acceso y movimiento. Los cilindros de 908 Kg. deben almacenarse horizontalmente, ligeramente arriba del piso y bloqueados para evitar que rueden, pueden usarse vigas I. No deben amontonarse, a menos que exista un diseño especial que facilite su remoción. Las áreas de almacenamiento deben estar limpias, frías y bien ventiladas, protegidas de vapores corrosivos o humedad continua. Los cilindros de 68 Kg. y 908 Kg. deben almacenarse bajo techo en edificios que resistan el fuego, lejos de fuentes de calor y otros gases comprimidos e inflamables. Si no están bajo techo deben cercarse, permitiendo sólo el acceso a personas autorizadas, y protegerse del sol, lluvia, etc. Los lugares de almacenamiento deben estar diseñados de modo que permitan el escape inmediato de las personas en caso de peligro.

Para pequeñas instalaciones o para emergencias se pueden usar compuestos de cloro disponibles comercialmente. Entre los más usados se encuentran los siguientes:

Hipoclorito de calcio (HTH, Percloron o Pittcloro) tiene un 70% de cloro aprovechable. Su fórmula química es  $Ca(ClO)_2 \cdot 4H_2O$ . Se vende en latas de 1.7 a 45.5 Kg. No se debe alimentar en seco debido a que absorbe humedad volviéndose muy corrosivo.

Hipoclorito de sodio. Este compuesto sólo se puede adquirir en solución con concentraciones de 10 a 15%.

Cal clorada:  $2Ca \cdot OCl_2 \cdot 3H_2O$

Dióxido de cloro:  $ClO_2$

La fuerza desinfectante de estos compuestos se expresa en función del cloro aprovechable (cloro equivalente).

Los hipocloritos, por Kg. de cloro aprovechable son considerablemente más costosos que el cloro líquido, pero el costo de equipo de alimentación es menor que el costo del equipo de alimentación del cloro líquido. Otros renglones de costos incluyen el espacio de almacenamiento y horas-hombre para su manejo. Estos son generalmente mayores para los hipocloritos que para el cloro líquido.

Cantidad de Almacenamiento.

Un almacenamiento razonable es aquel que asegura continuidad en la desinfección. El diseño del almacenamiento del cloro se planea de acuerdo al consumo máximo diario, tipo de transporte, tiempo normal de entrega, y emergencias que podrían alterar las entregas de cloro.

En el caso de cilindros de 68 y 908 Kg. se tratará de seguir el siguiente criterio en la medida que sea práctico hacerlo:

1. Tener un número doble de tanques al normalmente conectado.
2. Tener una reserva de cloro equivalente a la duración del tiempo que tardan en surtirlo (dependiendo de las condiciones locales puede ser de 2 a 15 días).
3. Reserva de cloro para casos de huelga y otras circunstancias, equivalente a un suministro de 15 días.

Raramente se tienen almacenamientos que excedan 30 días de alimentación de cloro. En los casos en que existe la necesidad de usar ferrocarril, carros tanque, o barcos, el diseño del local y de las facilidades de descarga, puede realizarse, en forma más adecuada, en cooperación con los proveedores. La Tabla 1 puede servir de guía para dimensionar el local de almacenamiento.

TABLA 1.

DIMENSIONES Y PESOS DE CILINDROS DE CLORO (AWWA JOINT COMMITTEE)				
CAPACIDAD KG.	CLASE	PESO VACIO* KG.	DIAMETRO EXTERNO CM.	ALTURA O LONGITUD + M.
45.4	PESADO	36.3 - 52.1	21 - 21.6	1.34 - 1.50
45.4	LIGERO	28.6 - 36.0	21 - 21.6	1.34 - 1.40
45.4	PESADO	43.1 - 47.7	26.6 - 27.4	1.02 - 1.09
45.4	LIGERO	28.6 - 34.5	26.6 - 27.4	1.00 - 1.09
47.7	PESADO	38.6	26.1 - 26.6	1.04
47.7	LIGERO	32.7 - 35.0	26.1 - 26.6	1.02 - 1.04
47.7	LIGERO	32.7 - 35.0	21.1 - 21.6	1.45 - 1.47
68	PESADO	54.6 - 63.7	26.1 - 27.4	1.34 - 1.42
68	LIGERO	38.6 - 47.7	26.1 - 27.4	1.34 - 1.42
908		590 - 750	76	2.05 - 2.10



## Equipos Dosificadores.

El cloro se aplica principalmente en dos formas: 1) Alimentación directa del cloro gaseoso al agua, y 2) Aplicación del cloro en forma de una solución concentrada que se prepara disolviendo previamente el cloro gaseoso en agua.

El método directo incluye la medición del cloro seco y su conducción bajo las condiciones de presión necesarias hasta el agua que se está tratando. La selección del método más adecuado está determinada por los requerimientos y limitaciones existentes y por la preferencia individual. Sea el método que se escoja el cloro debe suministrarse a los cloradores desde: la válvula superior del cilindro de 68 Kg. puesto verticalmente; la válvula de gas del cilindro de 908 Kg; el efluente de un evaporador; o la válvula directora del cloro gaseoso en un múltiple.

La alimentación de cloro gaseoso directamente de un cilindro sin usar alguno de los equipos de alimentación, directa o mediante solución, es riesgoso y debe evitarse.

### Dosificadores Directos.

Los dosificadores directos se usan, principalmente, como equipo de emergencia y para pequeñas instalaciones, donde no puede obtenerse un suministro de agua adecuado para producir las soluciones concentradas de cloro. Estos dosificadores tienen una capacidad máxima individual de 34 Kg/24 horas y de 136Kg/24 horas cuando se alimenta en tubería y a un tanque abierto o canal respectivamente. La presión máxima en el punto de aplicación debe ser de 13.6 m; presiones mayores resultan en una operación deficiente, mayor peligro de inundar el dosificador e incrementa la dificultad de difundir el gas. El punto de aplicación del cloro no debe estar separado del dosificador más de 8 metros y se debe asegurar un tiempo de mezcla adecuado antes de llegar a bombas, válvulas y equipo similar sujetos a corrosión.

### Dosificadores en Solución.

Los dosificadores de cloro en solución son de dos tipos:

Diafragma común

Diafragma de agua.

El punto de aplicación del cloro no debe estar muy separado de los cloradores. La presión del inyector de suministro de agua debe tener una presión entre  $1.7 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$  y  $20.4 \text{ Kg/cm}^2$ , para operar adecuadamente el alimentador de cloro.

La capacidad máxima de los dosificadores en solución es aproximadamente de 3,640 Kg/24 horas. La presión máxima permisible en el punto de aplicación es de  $6.8 \text{ Kg/cm}^2$  a no ser que se instale una bomba de succión especial. Existe equipo que puede dosificar hasta  $0.0455 \frac{\text{kg}}{24 \text{ horas}}$ . La mayoría de los dosificadores de este tipo están equipados con:

Un medidor de flujo de tipo diferencial o de área variable. Una válvula reguladora de velocidad, compensando el vacío que mantiene en condiciones constantes corriente abajo.

Un inyector o eductor en el cual el gas pueda también mezclarse con una pequeña cantidad de agua para formar una solución concentrada de cloro.

Válvulas rompedoras de presión o de vacío para proteger el aparato y al personal de operación.

#### Evaporadores de Cloro Líquido.

Si no se puede obtener una adecuada descarga de cloro sin el uso de múltiples complejos y peligrosos, la evacuación del cloro de los cilindros (principalmente de los de 908 Kg. y carros tanque) se hace en estado líquido. Cuando las necesidades de cloro exceden de  $908 \text{ Kg} \frac{\quad}{24 \text{ horas}}$  a  $1,360 \text{ Kg} \frac{\quad}{24 \text{ horas}}$  es necesario usar un evapo

rador de gas (cambiador de calor). Existe equipo de capacidad hasta de  $3,630 \text{ Kg}/24 \text{ horas}$ , la cual equivale a usar un múltiple con 9 cilindros de 908 Kg. La mayoría de las unidades tienen una cámara de presión de cloro, sellada, que se encuentra sumergida en un baño de agua caliente abierto a la atmósfera. El agua puede calentarse mediante calentadores eléctricos, controlados termostáticamente para mantener una temperatura constante y asegurar un suministro de cloro sobrecalentado. Cuando se usan evaporadores se tiene como práctica estandar usar una válvula reductora de presión, automática o manual, en la línea de salida del cloro gaseoso, adyacente al evaporador y que evita que el cloro líquido pueda pasar a la línea de suministro, y reduce la presión del gas evitando que se relicúe. Las válvulas de tipo automático pueden ser neumáticas, hidráulicas o eléctricas.

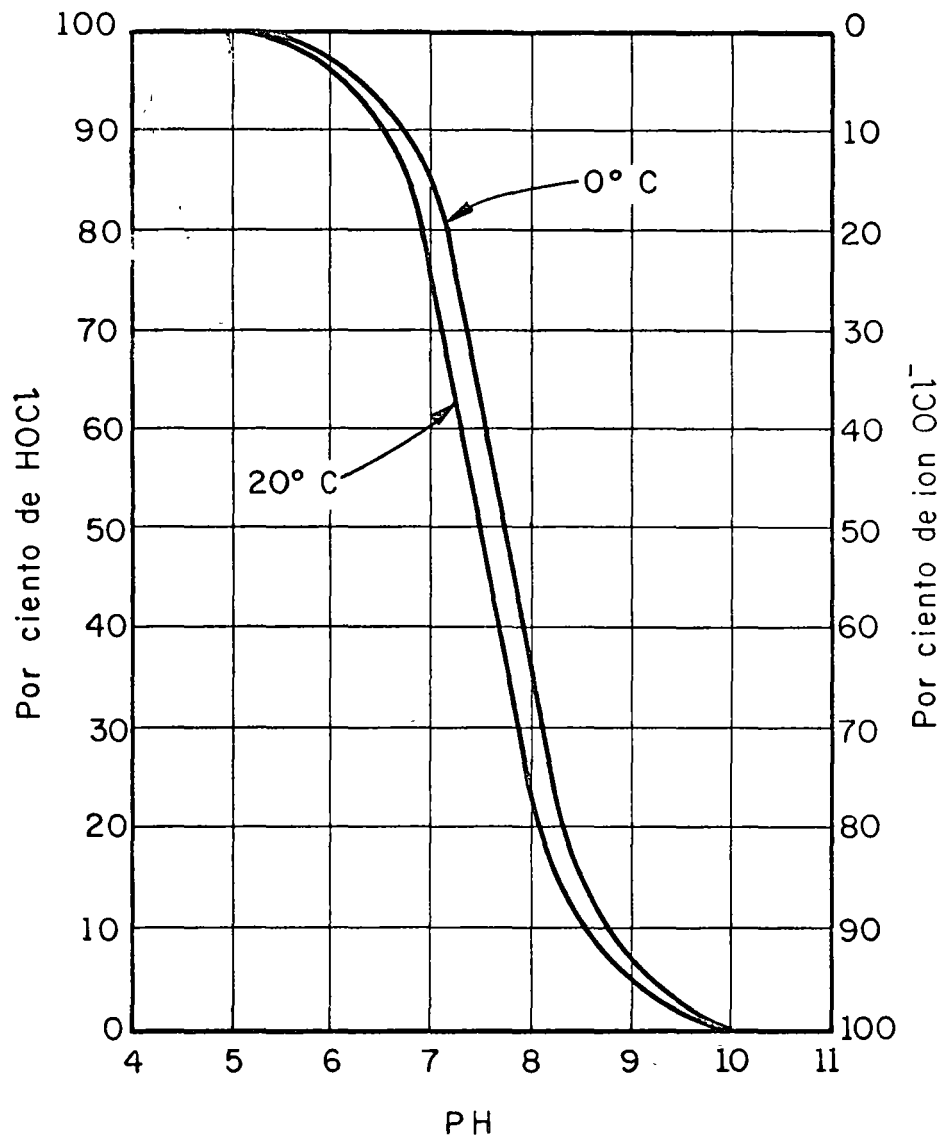


Fig 1. Grado de disociación del ácido hipocloroso

## VACUUM FILTRATION

Dr. R. E. Speece

### A. PROCESS DESCRIPTION

### B. ROTATING DRUM

1. Vacuum cells
2. Speed of rotation
3. Size

### C. FILTER MEDIUM

1. Type
2. Cleaning
3. Plugging

### D. SLURRY

1. Types
2. Application

### E. CHEMICAL CONDITIONERS

#### 1. Physical

- a. Fly ash, diatomaceous earth, newspaper

2. Chemical

- a. Alum, Ferric chloride, polyelectrolytes

3. Demand

- a. Liquid

- b. Solid

4. Elutriation

F. COKE

- 1. Moisture

- 2. Thickness

- 3. Disposal

G. LABORATORY EVALUATION

- 1. Variables

- a. Time

- b. Sludge concentration

- c. Conditioners

- d. Capillary suction time

## H. DESIGN PROCEDURE

### 1. Filtration theory

a.  $dV/dt = (PA^2)/\mu(rCV + R_m A)$

b. Straight line eq.  $t/V = (\mu rCV/2PA^2) + (\mu R_m/PA)$

c. Slope  $r = (2PA^2/\mu C) b$

### 2. Determine Specific Resistance

a. Buchner funnel or capillary suction time

### 3. Select Conditioner Dose

### 4. Determine Filter Yield

### 5. Determine Filter Cycle Time

### 6. Calculate Filter Area Required

DESIGN PROBLEM - Dr. Mark W. Tenney  
University of Notre Dame

Vacuum Filtration of Excess Sludge from  
a Municipal Wastewater Treatment Plant

A municipal wastewater treatment plant is considering employing vacuum filtration followed by incineration for treatment of their excess combined primary and secondary sludges. Heat value determinations based on the organic content of the sludge and furnace efficiency considerations indicate that a dewatered sludge cake with a residual moisture content of 70% is sufficient to support a self-sustaining incineration reaction. The raw sludge characteristics are:

Flow, MGD = 0.346  
Solids Content (%) = 4.30

The effectiveness of a number of physical and chemical sludge conditioners were evaluated in terms of their specific resistance from Buchner funnel tests and the chemical conditioner TE-45 appeared to be the most satisfactory in terms of both operational performance and cost. The results of a typical Buchner funnel test with TE-45 on this sludge was as shown in Table I with Buchner funnel characteristics as shown in Table II:

TABLE I: Buchner Funnel Testing of Combined Primary and Secondary Sludge with 2.0 mg/l TE-45 at pH = 7.0

Time-sec. <u>(t)</u>	Filtrate Volume-ml <u>(V)</u>	Corrected* Volume-ml <u>(V')</u>	<u>t/V'</u> (sec/cm <sup>3</sup> )
-120	-	-	-
0	38	0	-
60	45	7	8.58
120	51	13	9.24
180	55	17	10.60
240	59	21	11.42
300	63	25	12.00
360	67	29	12.42
420	70	32	13.13
480	72	34	14.17
540	75	37	14.62
600	78	40	15.00
720	83	45	16.00
840	88	50	16.80
960	93	55	17.47
1080	97	59	18.30
1200	100	62	19.38

\*Total filtrate volume (V) less volume at 0 sec.

Initial Moisture Content ( $c_i$ ) = 95.7%  
 Final Moisture Content ( $c_f$ ) = 73.0%

TABLE II: Buchner Funnel Test Characteristics

Filter Area (A)	=	63.6 cm <sup>2</sup>
Filtrate Viscosity ( $\mu$ )	=	0.0112 poises
Filter Pressure (P)	=	690 gm/cm <sup>2</sup>

1. Calculate Specific Resistance of Filter Run

The specific resistance ( $r$ ) of each filter run must be determined in order to be able to evaluate the dewaterability of the sludge. This can be achieved, for example, in the following manner.

- a. Calculate the weight of solids per unit volume of filtrate ( $c$ )

$$c = \frac{1}{c_i/(100 - c_i) - c_f/(100 - c_f)}$$

$$= \frac{1}{95.7/4.3 - 73.0/27.0}$$

$$c = 0.051 \text{ gm/cm}^3$$

- b. Determine the value of  $\left[ \frac{2 P A^2}{\mu c} \right]$

$$\frac{2 P A^2}{\mu c} = \frac{2(690)(63.6)^2}{(0.0112)(0.051)}$$

$$= 9.77 \times 10^9 \text{ cm}^6 - \text{sec/gm}$$

- c. plot  $t/V'$  versus  $V'$  to determine  $b$   
 from Figure 1,  $b$  is found to be  $0.20 \text{ sec/cm}^6$

- d. calculate the specific resistance

$$r = \left[ \frac{2 P A^2}{\mu c} \right] \cdot b$$



$$= (2.88 \times 10^{10}) (2.0 \times 10^{-1})$$

$$r = 5.76 \times 10^9 \text{ sec}^2/\text{gm}$$

2. Select conditioner and conditioner dose

a. The variation in specific resistance with TE-45 concentration as shown in Figure 2, for example, would represent the best conditioner curve of all those tested and therefore is selected.

b. From Figure 2, the optimum conditioner dose is observed to occur at 15 mg/l TE-45 ( $r = 3.6 \times 10^8 \text{ sec}^2/\text{gm}$ ) which is selected for the design. The final moisture content of the filter cake ( $c_f = 67.0\%$ ) is satisfactory for self-sustaining incineration

3. Determine the compressibility and cake constant of the sludge

Figure 3 indicates the experimentally determined relationship between specific resistance ( $r$ ) and pressure (vacuum) for this sludge using the optimum conditioner concentration.

From this figure the following values can be determined:

$$\text{coefficient of compressibility (s)} = 0.83$$

$$\text{cake constant (r}_1\text{)} = 3.0 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{gm}$$

4. Determine the solids concentration exponent and the form time exponent of the sludge

a. Solids concentration exponent ( $m$ )

Figure 4 indicates the experimentally determined relationship between filter yield and the percent feed solids, the slope of which gives a value of  $m = 0.63$ .

b. Form time exponent ( $n$ )

Figure 5 indicates the experimentally determined relationship between filter yield and filter form time, the slope of which gives a value of  $n = -0.56$ .

5. Determine the filter yield

Filter leaf-test studies indicate that the optimum cake solids of 67.0 percent is obtained at a 3-minute dry time, using a 20-inch vacuum and 25 percent submergence. Since the plant currently employs two 8 hr. shifts of operators, 7 days a week, filter operation will be designed for the same period.

- a. Calculate cycle time ( $t_c$ )

$$t_f + t_d = \frac{3.0}{0.75} = 4.0 \text{ min}$$

allow 20% for cake removal and media washing ( $t_w$ ).

$$t_c = \frac{4.0}{0.80} = 5.0 \text{ min}$$

- b. Calculate weight of solids per unit volume of filtrate (c)

$$c = \frac{1}{\frac{c_i}{(100 - c_i)} - \frac{c_f}{(100 - c_f)}}$$

$$= \frac{1}{95.7/4.3 - 67.0/33.0}$$

$$c = 0.050 \text{ gm/cm}^3$$

- c. Calculate yield (L)

$$L = 35.7 \left[ \frac{P(1-s)}{\mu r_1} \right]^{1/2} \frac{c^m}{t_c^N}$$

$$= 35.7 \left[ \frac{(9.82)(1.0 - 0.83)}{(1.12)(3.0)} \right]^{1/2} \frac{(0.05)^{0.63}}{(5.0)^{0.56}}$$

$$L = 1.44 \text{ lbs/ft}^2/\text{hr}$$

- d. Determine amount of sludge/hr to be filtered

$$\text{Sludge produced/day} = 43,000 \times 8.34 \times 0.346$$

$$= 125,000 \text{ lbs/day}$$

$$\text{lbs sludge/hr to be filtered} = \frac{125,000}{16}$$

$$= 7800 \text{ lbs/hr.}$$

- e. Calculate filter area

$$\text{Filter area required} = \frac{7800}{1.44} = 5500 \text{ ft}^2$$

This area represents, for example, 10 rotary drum vacuum filters 12 feet in diameter and 15 feet long.

## LIST OF SYMBOLS

A	Area of filter cake ( $\text{cm}^2$ )
b	Slope of arithmetic plot of $t/V'$ versus $V'$ ( $\text{sec}/\text{cm}^6$ )
c	Solids concentration, weight of solids per unit volume of filtrate ( $\text{gm}/\text{cm}^3$ )
$c_i$	Initial moisture content of sludge (%)
$c_f$	Final moisture content of sludge (%)
CST	Capillary Suction Time
L	Filter yield (filter loading) ( $\text{lbs}/\text{ft}^2/\text{hr}$ )
m	Solids concentration exponent (dimensionless)
n	Form time exponent (dimensionless)
P	Pressure (Vacuum) ( $\text{gm}/\text{cm}^2$ )
r	Specific Resistance ( $\text{sec}^2/\text{gm}$ )
$r_1$	Cake constant ( $r/P^s$ ) ( $\text{sec}^2/\text{gm}$ )
$R_m$	Initial resistance of filter media ( $\text{sec}^2/\text{gm}$ ) (usually neglected)
s	Coefficient of Compressibility (dimensionless)
t	Buchner Funnel Filtration Time (sec.)
$t_c$	Time required for one filter cycle (min.)
$t_d$	Cake dry time (min)
$t_f$	Time required for cake formation (min)
$t_w$	Time required for cake removal and media washing (min)
V	Volume of filtrate ( $\text{cm}^3$ )
$V'$	Corrected volume of filtrate (based on time required to form cake with resistance equal to or greater than that of filtering medium ( $\text{cm}^3$ ))
$\mu$	Filtrate viscosity (poise)

## SELECTED REFERENCES

### Text References

1. "Chemical Engineers' Handbook," Perry, J.H., editor, McGraw-Hill Book Co., New York, Chapter 19 (1963).
2. Coackley, P., "Laboratory Scale Filtration Experiments and Their Application to Sewage Sludge Dewatering," in Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Volume 2, McCabe, J. and Eckenfelder, W.W., Jr. editors, Reinhold Publishing Corp., New York (1958).
3. Eckenfelder, W.W., Jr., "Industrial Water Pollution Control," Chapter 18, McGraw-Hill Book Company, New York (1966).
4. Eckenfelder, W.W., Jr., and Ford, D.L., "Water Pollution Control-- Experimental Procedures for Process Design," Chapter 19, Jenkins Publishing Co., New York (1970).
5. Fair, G.M., Geyer, J.C., Okun, D.A., "Water and Wastewater Engineering," Volume 2, Chapter 36, J. Wiley and Sons, New York (1968).
6. Genter, A. L., "Sludge Elutriation," in Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Volume 2, McCabe, J. and Eckenfelder, W.W., Jr., editors, Reinhold Publishing Corp., New York (1958).
7. Rich, L.G., "Unit Operations of Sanitary Engineering," Chapter 7, J. Wiley and Sons, New York (1961).
8. Trubnick, E. H., and Mueller, P.K., "Vacuum Filtration Principles and Their Application to Sewage Dewatering," in Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Volume 2, McCabe, J. and Eckenfelder, W.W., Jr., editors, Reinhold Publishing Corp. New York (1958).

### Journal and Report References

9. Baskerville, R.C., and Gale, R.S., "A Simple Automatic Instrument for Determining the Filterability of Sewage Sludges." Journal of the Institute of Water Pollution Control, 68, No. 2, 3 (1968).
10. Burd, R.S., "A Study of Sludge Handling and Disposal," U.S. Dept. of Interior, FWPCA, Publication WP-20-4 (1968).

11. Coackley, P. and Jones, B.R.S., "Vacuum Sludge Filtration. I. Interpretation of Results by the Concept of Specific Resistance," Sewage and Industrial Wastes, 28, 963 (1956).
12. Correll, C.F., and Dahlstrom, D.A., "The Belt Filter Concept," Chemical Engineering Progress, 55, 68 (1959).
13. Genter, A.L., "Computing Coagulant Requirements in Sludge Conditioning," Transactions American Society of Civil Engineers, 111, 641 (1946).
14. Genter, A.L., "Principles and Factors Influencing Vacuum Filtration of Sludge," Sewage Works Journal, 13, 1164 (1941).
15. McCarty, P.L., "Sludge Concentration - Needs, Accomplishments, and Future Goals," Journal Water Pollution Control Federation, 38, 493 (1966).
16. Schepman, B.A., and Cornell, C.F., "Fundamental Operating Variables in Sewage Sludge Filtration," Sewage and Industrial Wastes, 28, 1443 (1956).
17. Tenney, M.W., and Cole, T.G., "The Use of Fly Ash in Conditioning Biological Sludges for Vacuum Filtration," Journal Water Pollution Control Federation, 40, R281 (1968).
18. Tenney, M.W., Echelberger, W.F., Jr., Coffey, J.J., and McAloon, T.J., "Chemical Conditioning of Biological Sludges for Vacuum Filtration," Journal Water Pollution Control Federation, 42, R1 (1970).

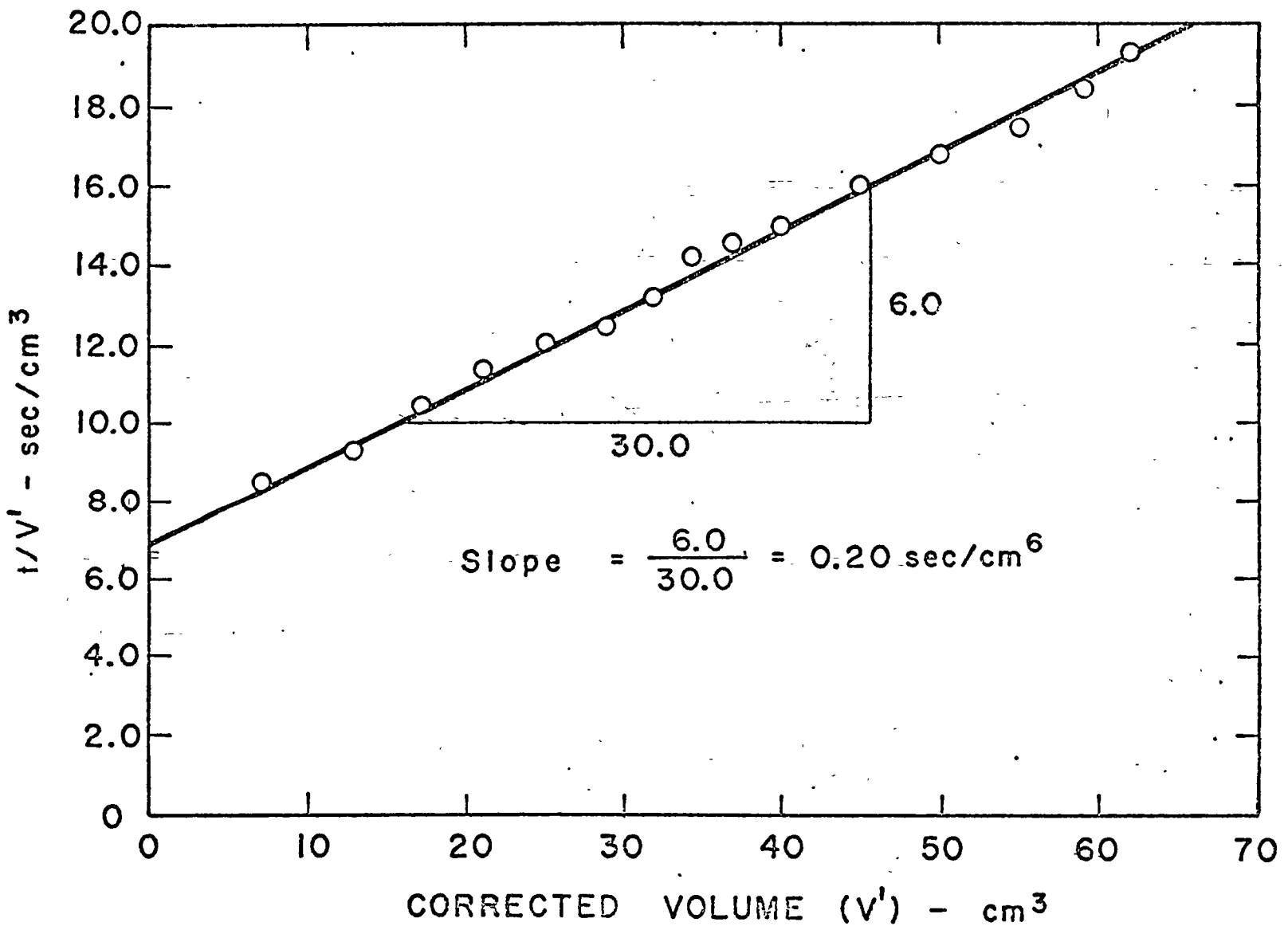


FIGURE 1: Determination of Slope  $b$  for Specific Resistance.

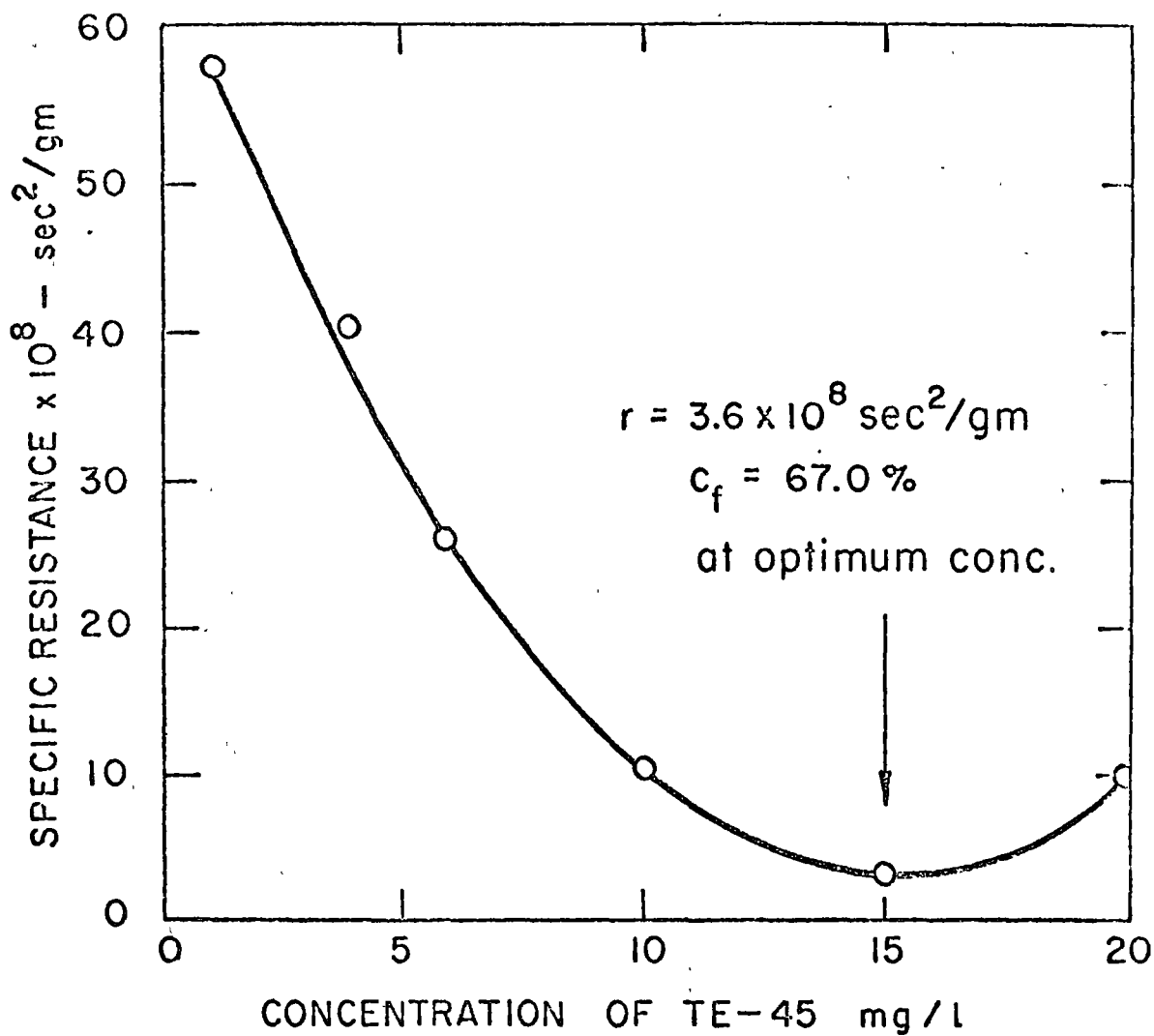


FIGURE 2: Effect of TE-45 Concentration on Specific Resistance

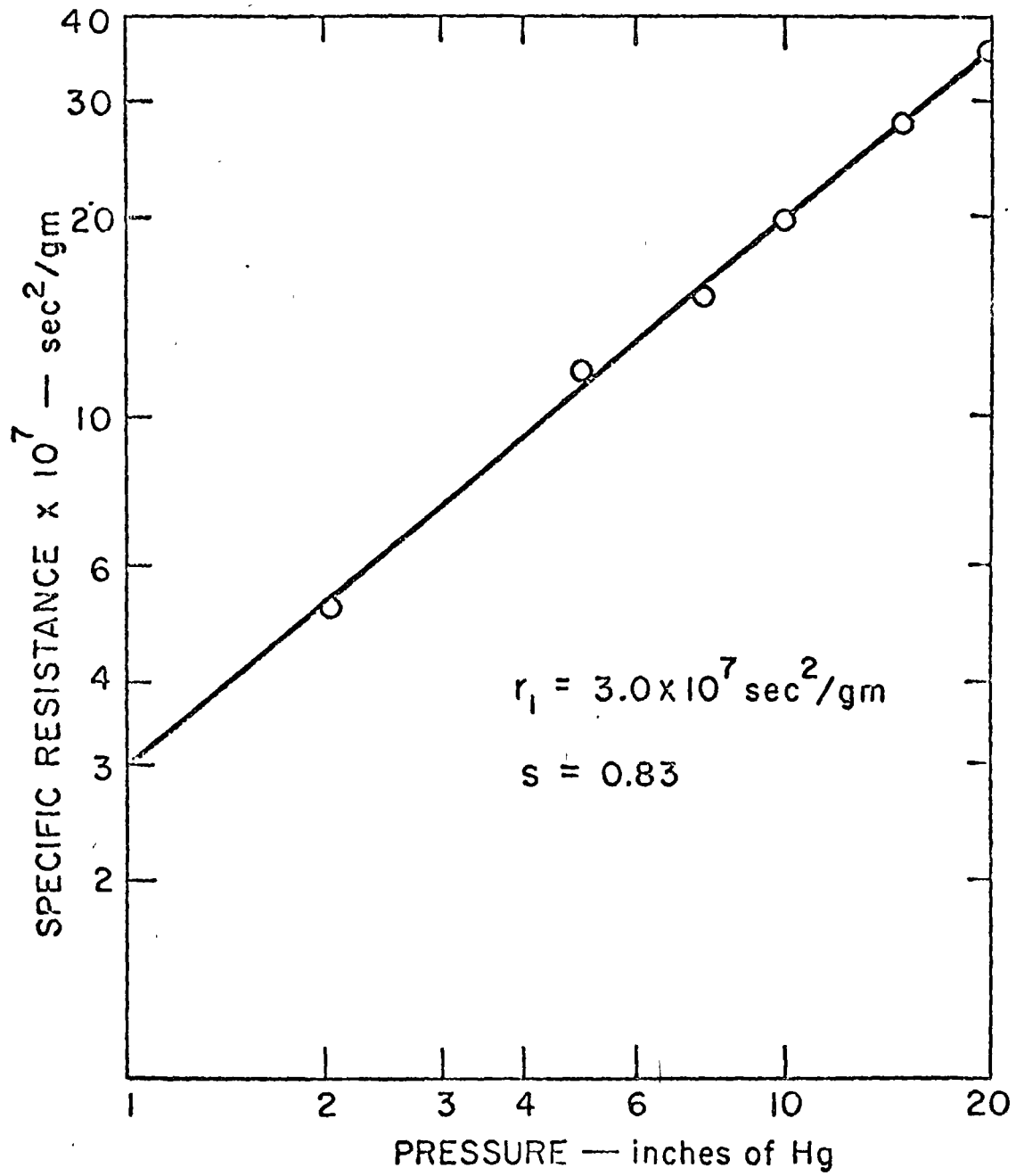


FIGURE 3: Effect of Pressure on Specific Resistance



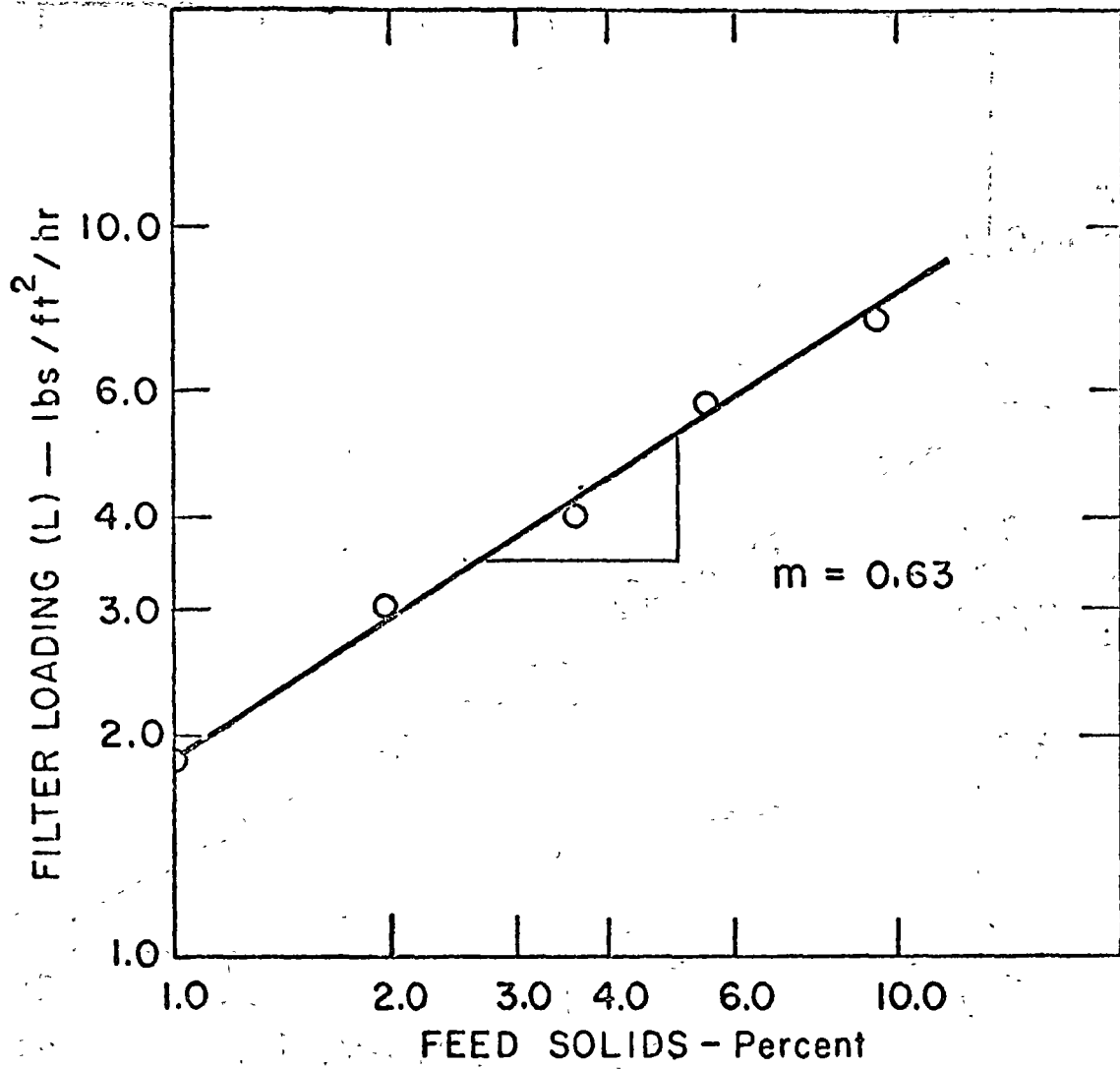


FIGURE 4: Effect of Feed Solids Percentage on Filter Loading

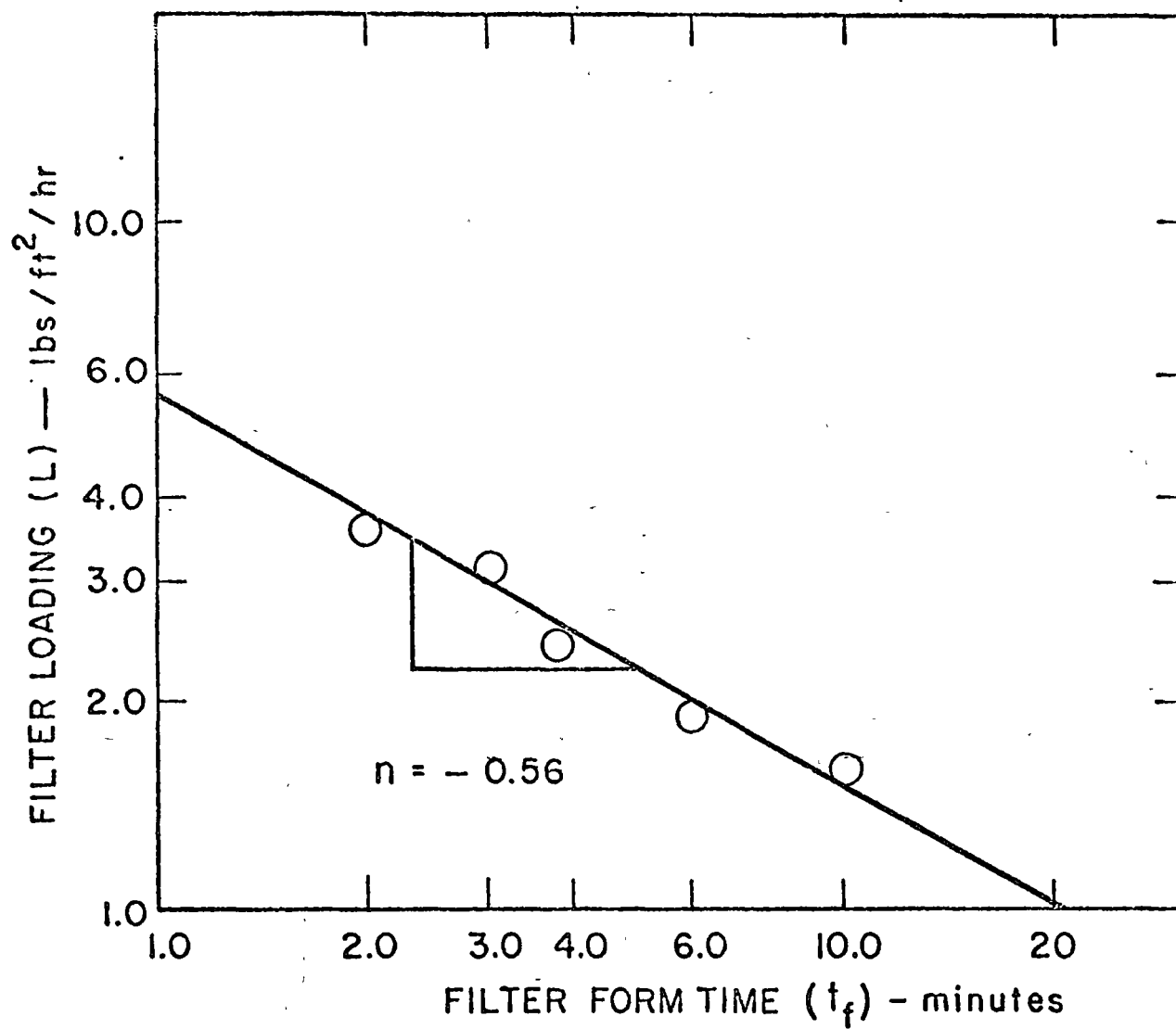


FIGURE 5: Effect of Filter Form Time on Filter Loading

## SECTION 2 - SLUDGE CENTRIFUGATION<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Prepared by J. Barnard for Process Design Seminar, Vanderbilt University (1970)

## SLUDGE CENTRIFUGATION

After some unsuccessful efforts to use the principle of centrifugation in the dewatering of waste sludge, the sludge centrifuge had been developed into perhaps the most important solids dewatering unit. It has not and probably will not replace the vacuum filter or the filterpress completely, but due to its simplicity of operation, low capital cost and effectiveness to dewater some problematic sludges it is becoming more popular for industrial application. The need for elutriation of digested sludge prior to vacuum filtration may also serve to promote centrifuges for domestic waste sludge dewatering.

The most effective centrifuges for waste sludge dewatering are horizontal, cylindrical-conical, solid bowl machines, operating at a centrifugal force of over 3000 G's and having a bowl length to diameter ratio of about 3 to 1, (1), and a shallow cone angle to permit the recovery of finer solids.

Centrifuges separate solids from the liquids through sedimentation at high centrifugal forces. A typical unit consists of a rotating solid cylinder and cone with a screw conveyor, rotating inside the bowl at a slightly reduced speed such that solids settling against the wall of the bowl will be scraped to the conical section or beach area where it will be further dewatered and discharged. The supernatant liquid leaves the bowl through ports of the other end. A continuous feed of raw sludge enters through a stationary pipe along the axis of rotation.

Parameters (2)

Process variables are:

1. Feed rate
2. Sludge solids characteristics
  - a. Particle size
  - b. Density
3. Feed consistency
4. Temperature
5. Chemical additives

Machine variables are:

1. Bowl design
  - a. Length to diameter ratio
  - b. Bowl angle
2. Bowl speed
3. Pool volume
4. Conveyor speed and pitch

The effectiveness of centrifugation is determined by two factors, low cake moisture and high solids recovery. Solids concentrations are affected by recovery as a direct result of the classification characteristics of the machine, that is, that fine organic solids are recovered last. This leads to the type of relationship shown in Figure 1 for a sludge without

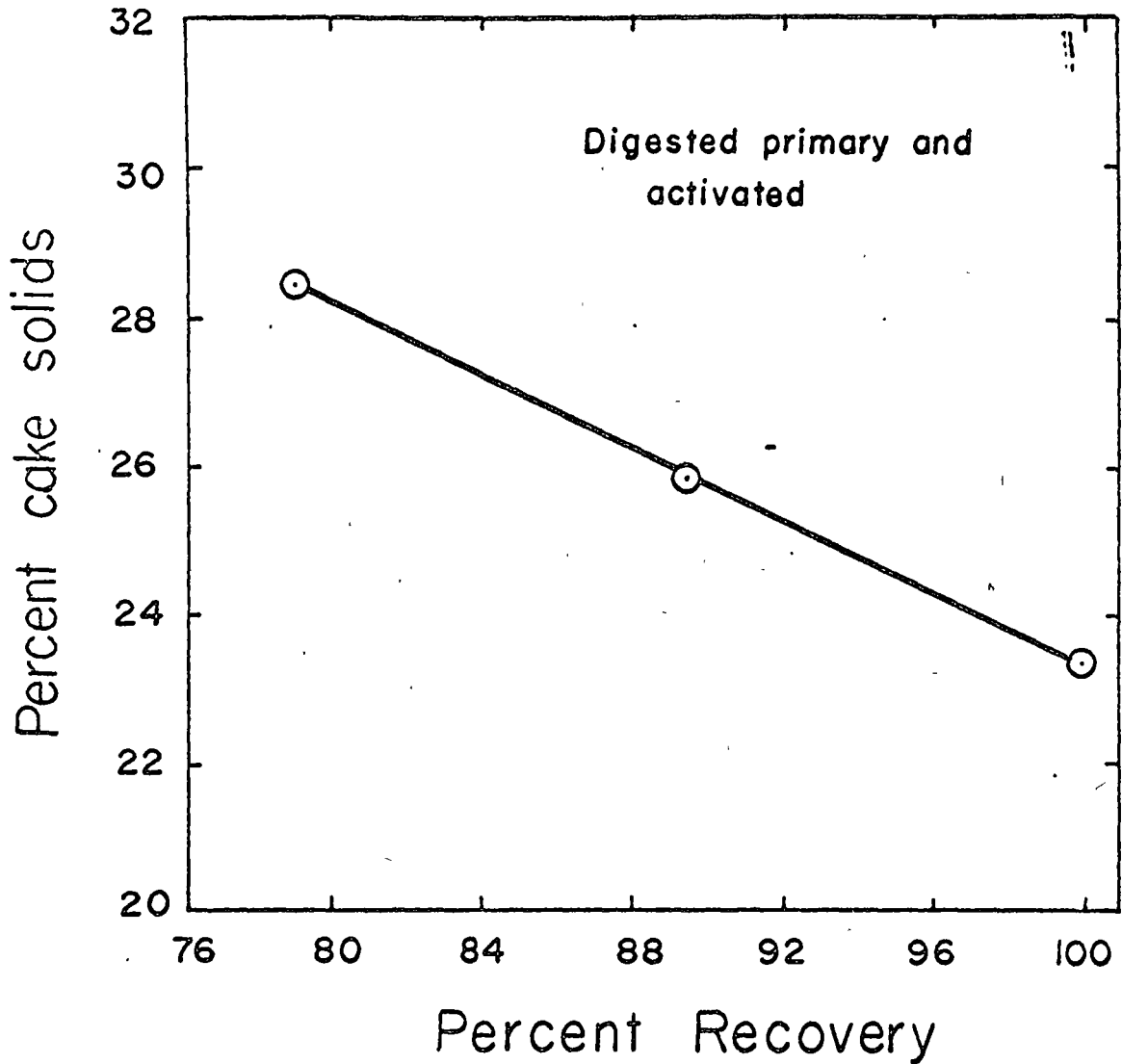


FIGURE 1. CAKE DRYNESS Vs RECOVERY

chemical addition. The use of coagulants changes the characteristics of the sludge, resulting in a different curve.

Albertson and Guidi (3) presents a good discussion of the process and machine variables and then summarizes them as follows:

	Machine Variables			Process Variables			
	Bowl speed	Pool volume	Conveyor speed	Feed rate	Feed consistency	Temp.	Floc-cu-lents
To improve recovery	+	+	-	-	+	+	+
To improve cake solids	+	-	-	+	-	+	-

The design of centrifuges to accomplish a certain requirement presents some difficulties. No way has yet been devised to use bench centrifuges to determine some parameters that may be used in centrifuge design. For the final design of centrifuges, the results of a small pilot scale centrifuge of similar proportions are usually scaled up.

When scaling up pilot plant data to larger units, the residence time of the liquid in the bowl, the residence time of the solids in the beach and the effective centrifugal force on the liquid and solids should be comparable.

The residence time in seconds of the feed in the bowl is determined by

$$R_t = \frac{\text{Pool volume (gal)}}{\text{Feed rate (gal sec)}}$$

The average centrifugal force acting on the particles

$$F_c = (1.42 \times 10^{-5}) (s^2) \frac{D_2 + D_3}{2}$$

$F_c$  in multiples of gravity;  $S$  is the bowl speed, rpm;  $D_3$  and  $D_2$  in inches are as shown in Figure 2. Feed retention time  $R_t$  as the solids content in the effluent liquor or centrate with  $F_c$  as a parameter will correlate the centrifuge performance of various feed rates and pool depths. The residence time of solids on the beach is expressed as  $R_s$  in seconds.

$$R_s = \frac{L_2}{C_s}$$

where  $L_2$  = beach length in feet

$$C_s = 1.4 \times 10^{-2} \times BP/G$$

where  $B$  = bowl speed in rpm

$P$  = conveyor pitch in inches

$G$  = gear ratio

Residence time plotted against solids moisture content of the cake, with average centrifugal force acting on the cake as a parameter correlates most variables that affect solids dryness.

A further correlation of solids dryness with polymer use will have to be determined when dewatering biological sludges. For test results on a number of sludge types, see reference 3.

For preliminary design purposes, existing information must be used. The single most important parameter in centrifugation of waste sludges is the percent solids recovery. The centrate is returned to the sedimentation basin and the returned solids will be recycled to the centrifuge. With the inability of the centrifuge to remove them, the only alternative is for the solids to escape with the final effluent of the plant to the receiving water. For high effluent standards, high recovery is required. The correct solids recovery efficiency should be assessed for each type of operation depending on the circumstances. Plotting the percent solids recovery vs feed rate mostly results



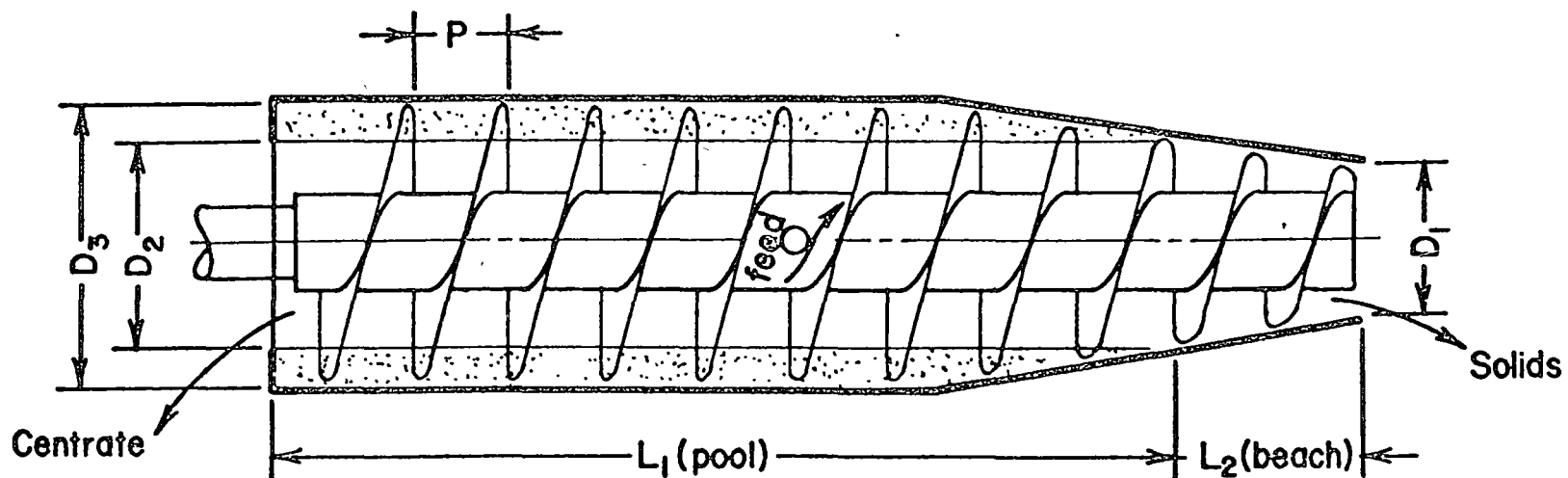


FIG.2. SCHEMATIC CENTRIFUGE

in a straight line on a log-log scale as shown in Figure 3 for digested activated sludge without additives. With constant feed rates and variable polymer additions, the additional curves in Figure 3 are obtained. Considering only the feed sludge without chemicals, the solids recovery efficiency can be described by the percent recovery  $R = C_1/Q^n$

where  $C_1$  = a constant depending on the machine variables

$Q$  = the feed rate in gpm, and

$n$  = an exponent depending on the sludge characteristics.

The values of  $n$  and  $C_1$  in Table 1 show something about the characteristics of the sludges. If the feed rate is 1.0 gpm/SF, the value of  $C_1$  is the percent recovery, the exponent  $n$  gives the rate of decline of recovery with increase in feed rate. The solids contents directly affects the feed rate and a direct correlation between the percent recovery and the percent feed in the solids can be obtained.

With the addition of polymers the percent recovery improved linearly on a log-log scale. The slopes of these lines " $m$ " indicate the rate of improvement of the recovery with polymer addition. The best fit of the results of two experiments were obtained by a computerized multiple search technique and the data fit the model below very closely:

$$R = \frac{C_1 (C_2 + P)^m}{Q^n}$$

where  $m$  = slope of recovery with polymer addition of constant feed rate

$p$  = polymer addition in lbs/dry ton

$C_1, C_2$  = constants

$m, n$  = exponents

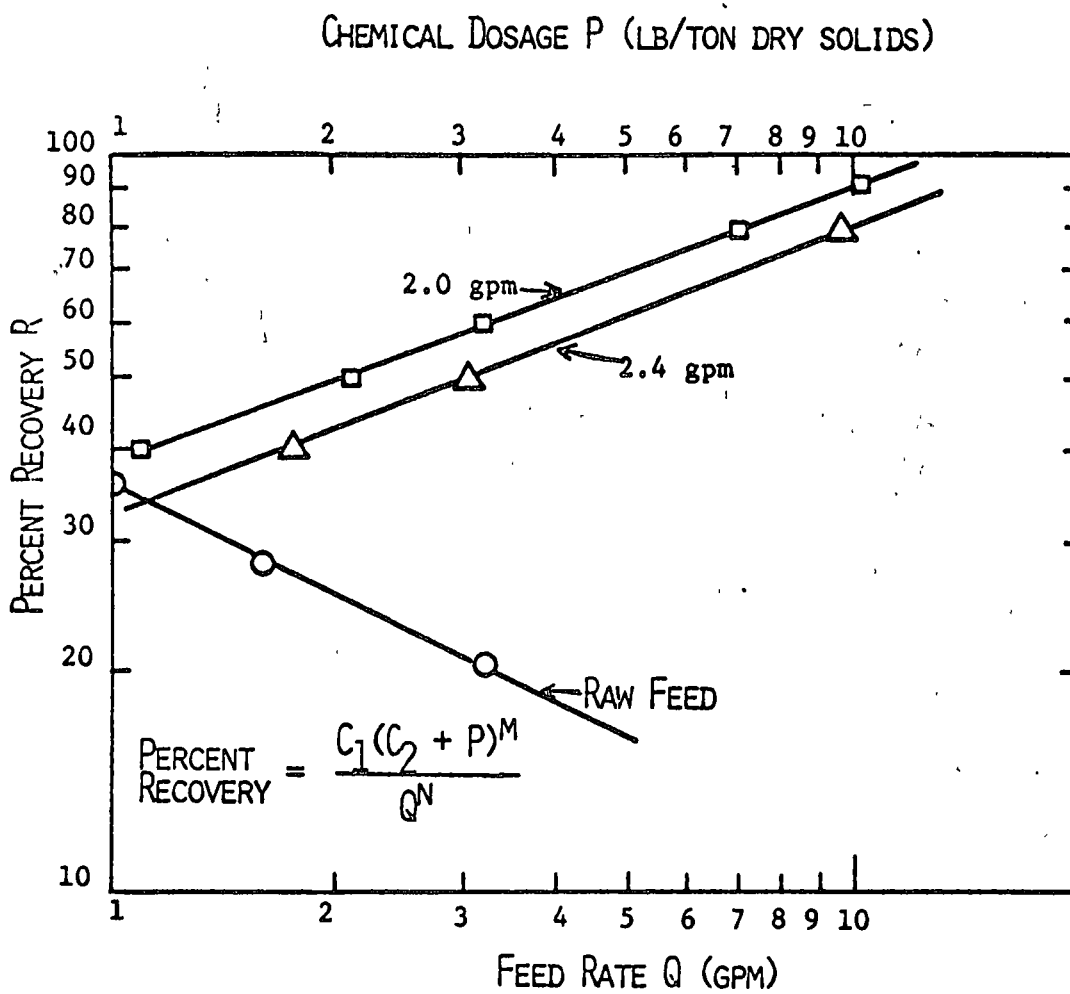


FIGURE 3. SOLIDS RECOVERY FOR DIGESTED  
ACTIVATED SLUDGE WITH CATIONIC POLYMER

TABLE I

Centrifuge - No Polymers (4)

E = Percent recovery

$$E = C_1 Q^{-n}$$

Q = Feed rate gpm/sq ft

Process	Type Plant	Type Sludge	n	C <sub>1</sub>
Municipal	Modified Activated	Prim & Sec	0.20	67
Textile	Coagulation	Underflow	0.67	82
Kraft Mill	Act. Sludge	Prim & Sec	0.10	91
White Water	Primary	Underflow	0.13	94
Roofing felt	Primary	Underflow	0.10	85
Municipal	Primary	Digested	0.15	86 (a)
Municipal	Act Sludge	Secondary	0.52	47 (b)
Municipal	Act Sludge	Digested	0.17	
Municipal	Primary	Digested	0.037	100
Municipal	Secondary	Digested	0.4	
Municipal	Primary	Raw	0.094	86

For sludge (a) and (b) in Table I, the following values were obtained with 95% confidence limits:

	$C_1$	$C_2$	m	n
(a)	$94 \pm 1.3$	$1.21 \pm 0.4$	0.09	0.15
(b)	$48 \pm 1.1$	$.47 \pm 0.03$	0.37	0.52

Values of  $C_1$  and  $C_2$  are difficult to obtain but from a number of plots for different sludges the following values were obtained for m and n:

<u>Waste</u>	<u>Type Sludge</u>	<u>m</u>	<u>n</u>
Municipal	Primary digested	0.09	0.15
Municipal	Waste activated	0.37	0.52
Municipal	Raw primary	0.068	0.089
Municipal	Digested primary	0.045	0.037
Tannery	Raw sludge	0.17	0.4

### Design of Centrifuges

For the preliminary design of centrifuges the curves in Figure 1 and Figure 3 should be available or the mathematical model relating recovery efficiency, feed rate and polymer addition should be available.\* Then the following steps should be followed through.

1. Determine permissible percent solids recovery
2. Choose a number of feed rates, say 3.0 gpm per square foot (SF), 2.0 gpm per SF and 1.0 gpm  
Determine the size of the centrifuge required for each.
3. Read from the curve in Figure 3 or calculate from the mathematical model, the polymer requirements for each application to give the required solids recovery.

\*Assume a solid bowl centrifuge with cone, operating at over 3000 G's.

4. Using Quirk's (4) procedure, calculate the capital cost and amortize it and calculate the operating cost for the chosen alternatives.
5. From the curve for solids recovery with or without polymer vs cake moisture, determine the cake moisture and the total weight of cake produced.
6. Comparing the total costs including amortized capital cost, operating cost and cake hauling or incineration costs, choose the cheapest alternative.

Example

Dewater 1000 lbs/day of waste activated sludge, thickened to 2 percent solids concentration by centrifugation.

At 2 percent solids concentration, the sludge flow would be

$$\frac{1000}{0.02 \times 8.33 \times 1440} \text{ gpm}$$

$$= 4.17 \text{ gpm}$$

Operating only 8 hours per day, the total sludge flow to the centrifuge is

$$\frac{24}{8} \times 4.17 = 12.5 \text{ gpm}$$

Determine minimum permissible solids recovery = 95 percent for a feed rate of 2.0 gpm/SF

Solve for polymer requirement from the model

$$R = \frac{4.8 (0.47 + P)^{0.37}}{Q^{0.52}}$$

P = 15 lbs polymer per ton of dry solids

for Q = 1 gpm/SF, P = 6.0 lbs polymer/ton solids

Centrifuge size at 2.0 gpm/SF = 6.25 sq ft

Centrifuge size at 1.0 gpm/SF = 12 50 sq ft

Find capital and operating costs for each situation and determine the least cost solution.

From percent recovery vs percent cake solids curve for waste activated sludge with polymers read percent cake solids, say 18 percent.

Weight of solids to be removed is approximately

$$\frac{1000}{0.18} = 5,600 \text{ lbs/day}$$

## REFERENCES

1. Albertson, O. E. and Sherwood., "Centrifuge for Dewatering Sludges," Water and Wastes Engineering, April 1968.
2. Bard, R. S. "A Study of Sludge Handling and Disposal," FWQA, Publication WP-20-4.
3. Albertson, O. E. & Guidi, E. E. "Centrifugation of Waste Sludges," Journal WPCF, 41:4 April 1969.
4. Quirck, T. P., "Application of Computerized Analysis to Comparative Costs of Sludge Dewatering by Vacuum Filtration and Centrifuge." Proceedings of 23rd Industrial Waste Conference, Purdue University, 1968, p. 691.



# SLUDGE CENTRIFUGATION

James Barnard

## A. GENERAL ADVANTAGES OF CENTRIFUGATION

1. Simplicity of operation
2. Low capital cost
3. Effectiveness on problematic sludges
4. Elutriation unnecessary

## B. TYPES OF CENTRIFUGES

1. Horizontal, cylindrical-conical, solid bowl with shallow cone angle
  - a. Excess of 3000 x G
  - b. Bowl length to diameter ratio of 3 to 1
  - c. Screw conveyor rotating inside at slightly reduced speed
  - d. Continuous feed
  - e. High power input for acceleration

## C. PROCESS VARIABLES

1. Feed rate
2. Sludge solids characteristics

- a. Particle size
- b. Density
- 3. Feed consistency
- 4. Temperature
- 5. Chemical additives

D. MACHINE VARIABLES

- 1. Bowl design
  - a. Length to diameter ratio
  - b. Bowl angle
- 2. Bowl speed
- 3. Pool volume
- 4. Conveyor speed and pitch

E. EFFECTIVENESS OF CENTRIFUGATION

- 1. Low cake moisture - Fig. 1.
- 2. High solids recovery

## F. WAYS TO CONTROL

	Machine Variables			Process Variables		
	Bowl Speed	Pond Volume	Conveyor Speed	Feed Rate	Feed Consistency	Temp. of Floc.
To Improve Recovery	+	+	-	-	+	+
To Improve Cake Solids	+	-	-	+	-	-

## G. SCALE-UP OF PILOT SCALE RESULTS

1. Liquid residence time of liquid in bowl -  $R_t = \frac{\text{Pool volume}}{\text{Feed Rate}}$

2. Solids residence time in beach -  $R_s = L_2 / C_s$

3. Effective centrifugal force on liquid and solids comparable

$$F_C = (1.42 \times 10^{-5}) (S^2) \frac{D_2 + D_3}{2}$$

Fig. 2.

## H. PLOTTING OF DATA

1. Fig. 3

2. Feed sludge without chemicals

$$R = C_1 / Q^n$$

3. Significance of  $n$ ,  $C_1$  indicating characteristic of sludge

4. Addition of polymers

$$R = \frac{C_1 (C_2 + P)^m}{Q^n}$$

5. Primary digested

$$C_1 = 94 \pm 1.3$$

$$C_2 = 1.2 \pm 0.4$$

$$m = 0.09$$

$$n = 0.15$$

6. Waste activated

$$C_1 = 48 \pm 1.1$$

$$C_2 = 0.47 \pm 0.03$$

$$m = 0.37$$

$$n = 0.52$$

### DESIGN OF CENTRIFUGES

For the preliminary design of centrifuges the curves in Figure 1 and Figure 3 should be available or the mathematical model relating recovery efficiency, feed rate and polymer addition should be available.\* Then the following steps should be followed through.

1. Determine permissible percent solids recovery
2. Choose a number of feed rates, say 3.0 gpm per square foot (SF), 2.0 gpm per SF and 1.0 gpm. Determine the size of the centrifuge required for each.
3. Read from the curve in Figure 3 or calculate from the mathematical model, the polymer requirements for each application to give the required solids recovery.

---

\*Assume a solid bowl centrifuge with cone, operating at over 3000 G's.

4. Using Quirk's (4) procedure, calculate the capital cost and amortize it and calculate the operating cost for the chosen alternatives.
5. From the curve for solids recovery with or without polymer vs cake moisture, determine the cake moisture and the total weight of cake produced.
6. Comparing the total costs including amortized capital cost, operating cost and cake hauling or incineration costs, choose the cheapest alternative.

Example

Dewater 1000 lbs/day of waste activated sludge, thickened to 2 percent solids concentration by centrifugation.

At 2 percent solids concentration, the sludge flow would be

$$\frac{1000}{0.02 \times 8.33 \times 1440} \text{ gpm}$$
$$= 4.17 \text{ gpm}$$

Operating only 8 hours per day, the total sludge flow to the centrifuge is

$$\frac{24}{8} \times 4.17 = 12.5 \text{ gpm}$$

Determine minimum permissible solids recovery = 95 percent for a feed rate of 2.0 gpm/SF

Solve for polymer requirement from the model

$$R = \frac{4.8 (0.47 + P)^{0.37}}{Q^{0.52}}$$

P = 15 lbs polymer per ton of dry solids

for Q = 1 gpm/SF, P = 6.0 lbs polymer/ton solids

Centrifuge size at 2.0 gpm/SF = 6.25 sq ft

Centrifuge size at 1.0 gpm/SF = 12.50 sq ft

Find capital and operating costs for each situation and determine the least cost solution.

From percent recovery vs percent cake solids curve for waste activated sludge with polymers read percent cake solids, say 18 percent.

Weight of solids to be removed is approximately

$$\frac{1000}{0.18} = 5,600 \text{ lbs/day}$$

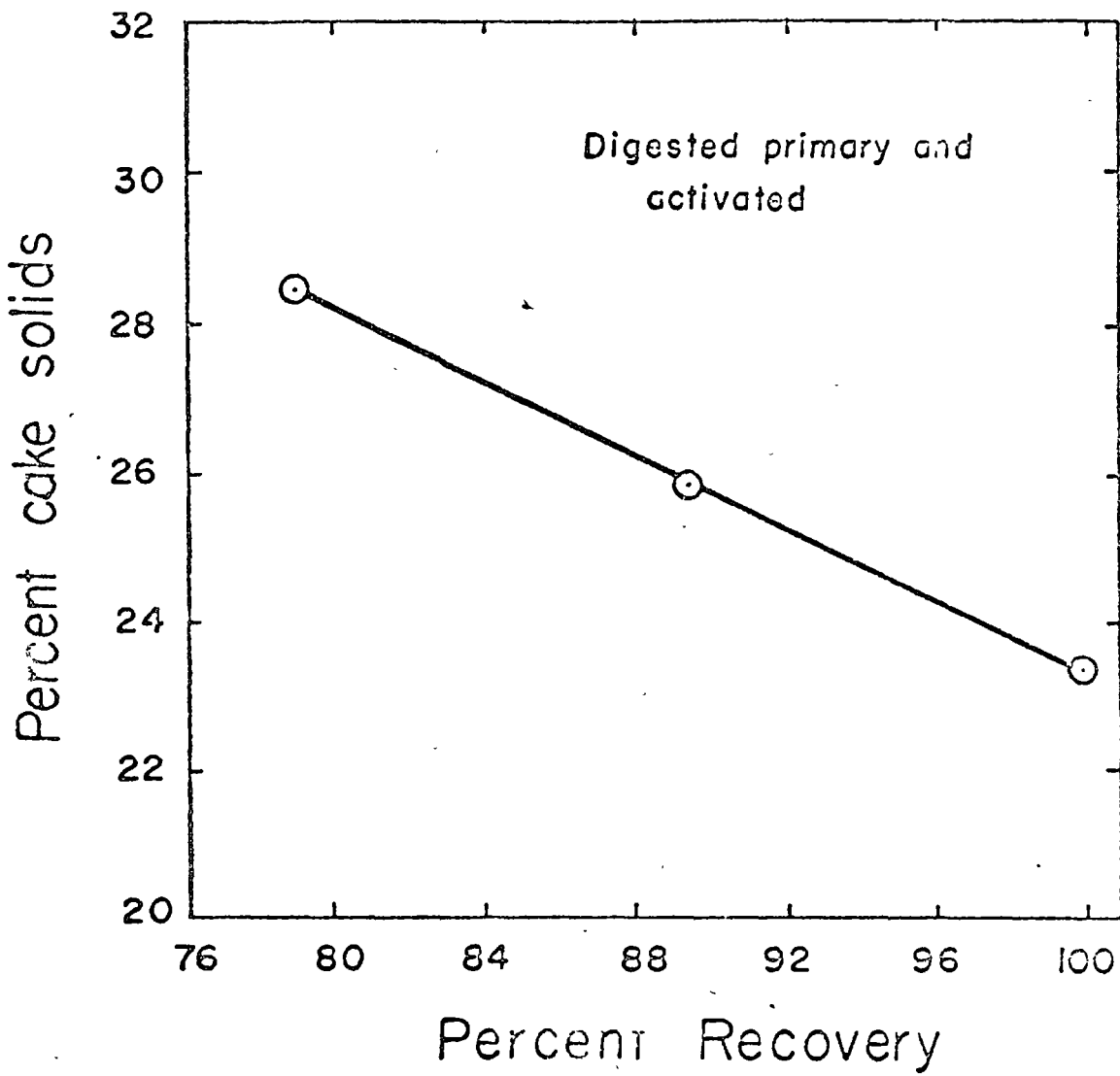


FIGURE 1. CAKE DRYNESS Vs RECOVERY

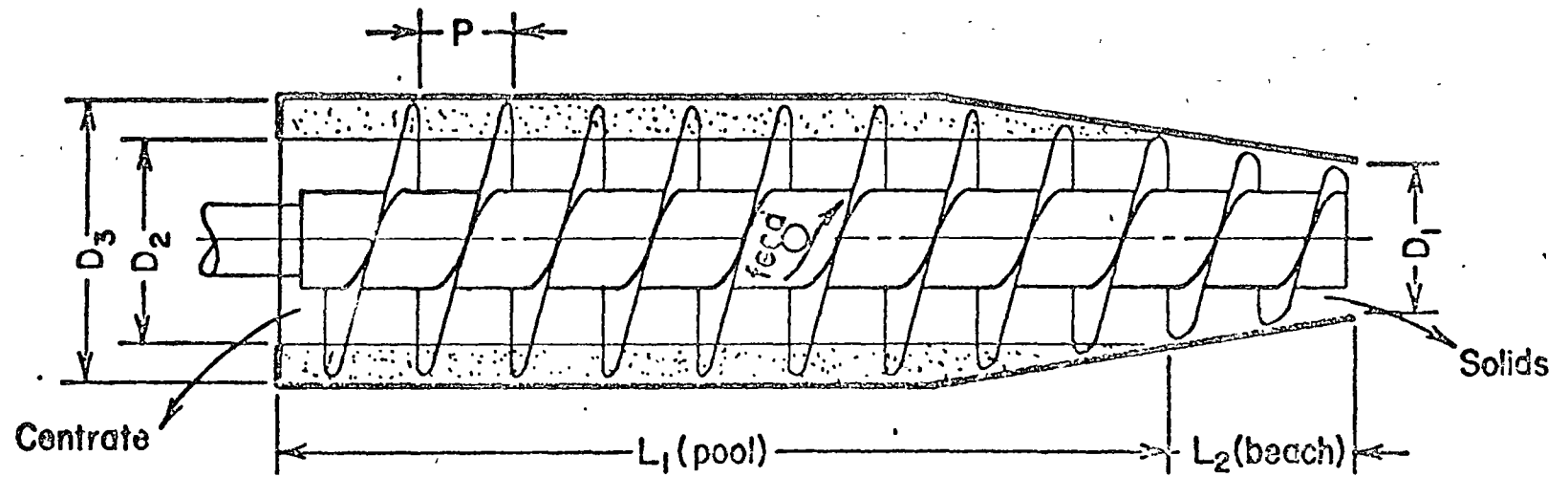
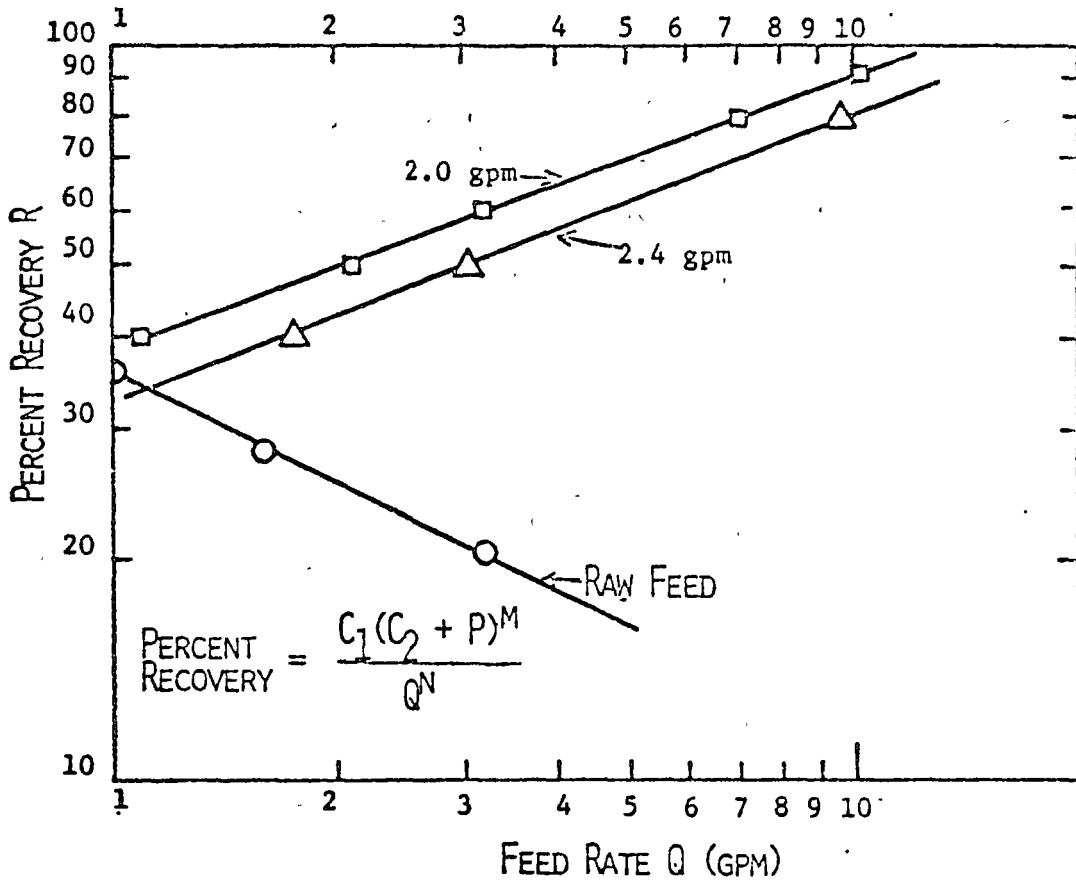


FIG.2. SCHEMATIC CENTRIFUGE



CHEMICAL DOSAGE P (LB/TON DRY SOLIDS)

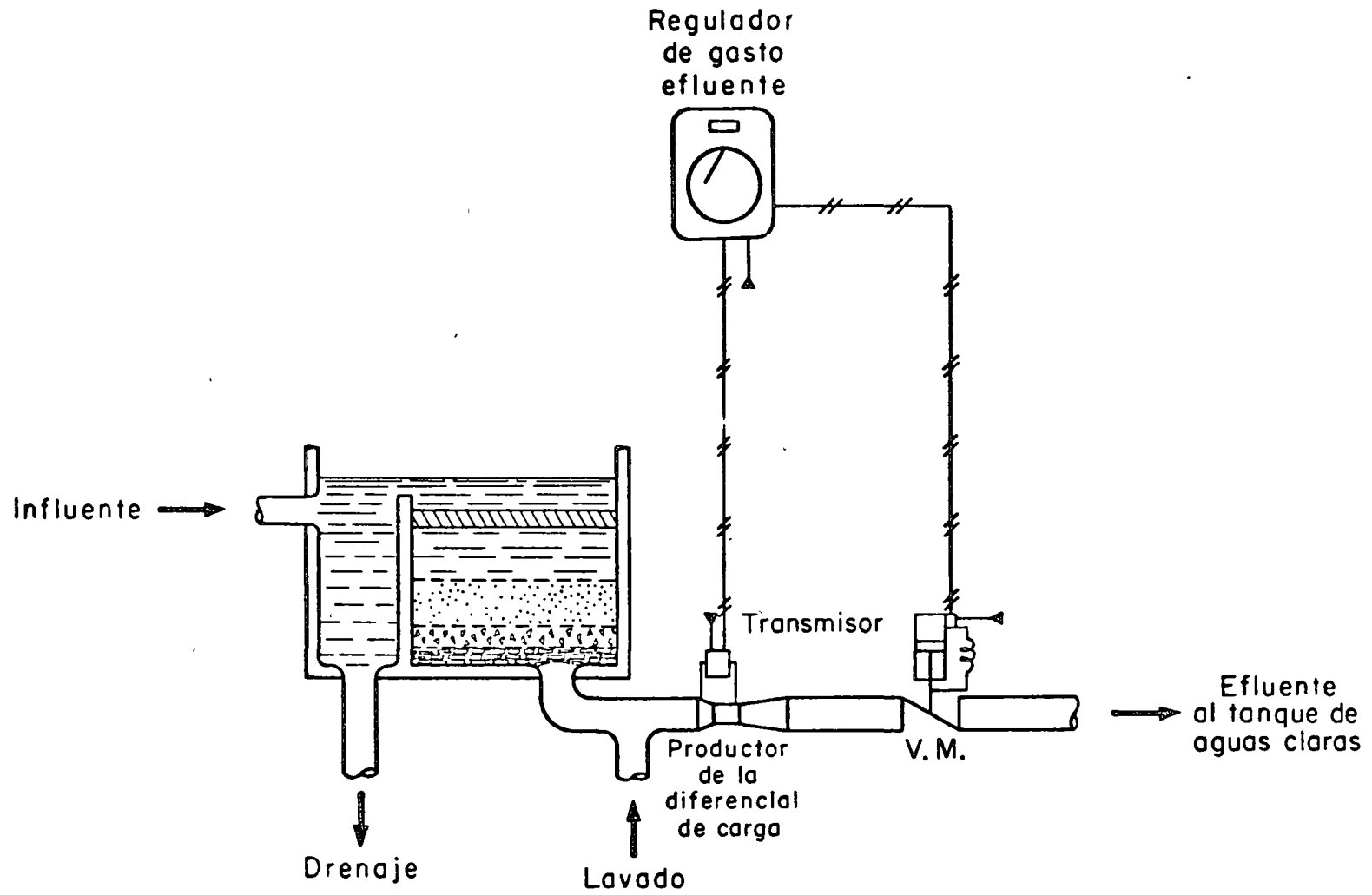


-FIGURE 3. SOLIDS RECOVERY FOR DIGESTED ACTIVATED SLUDGE WITH CATIONIC POLYMER

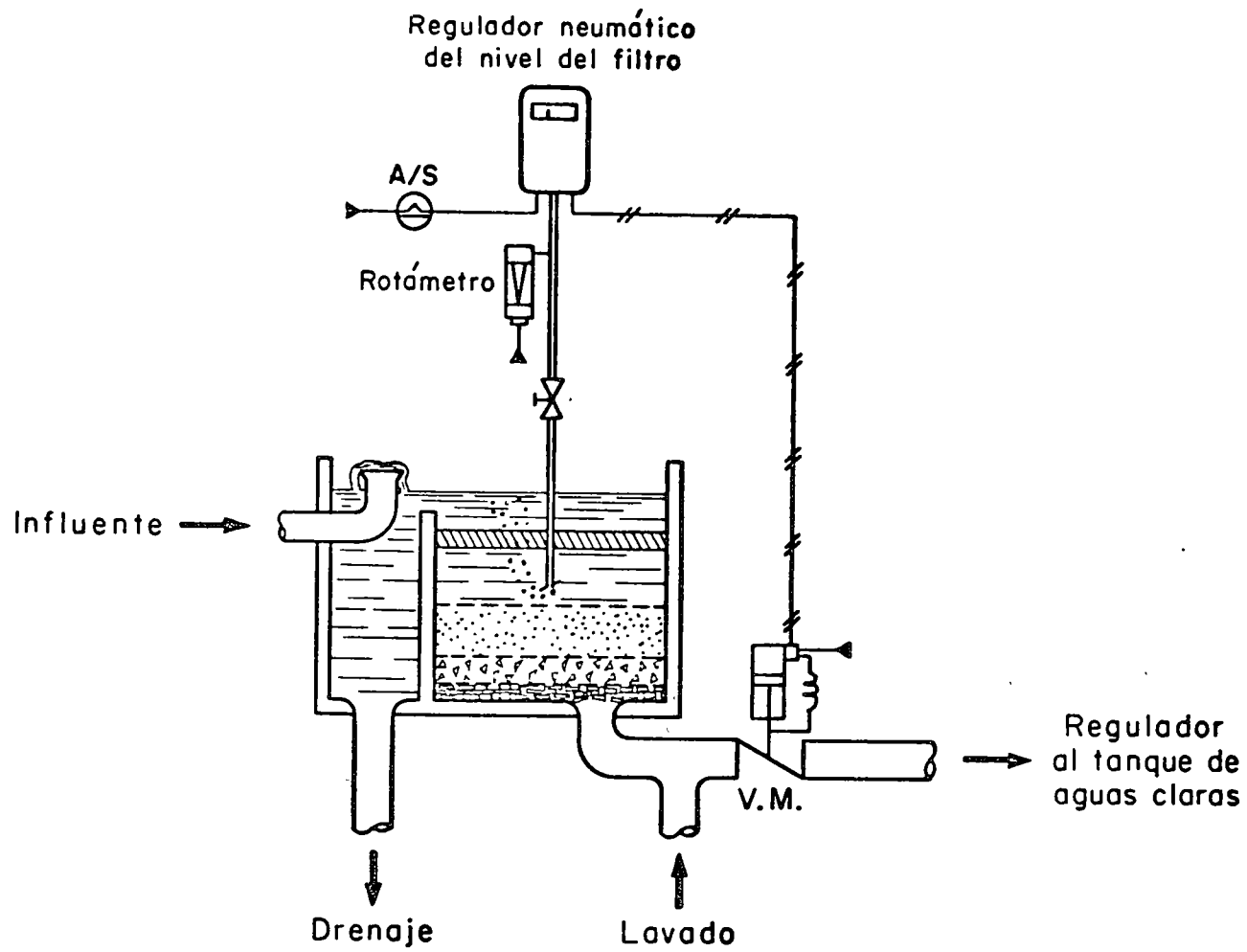
13

## REFERENCES

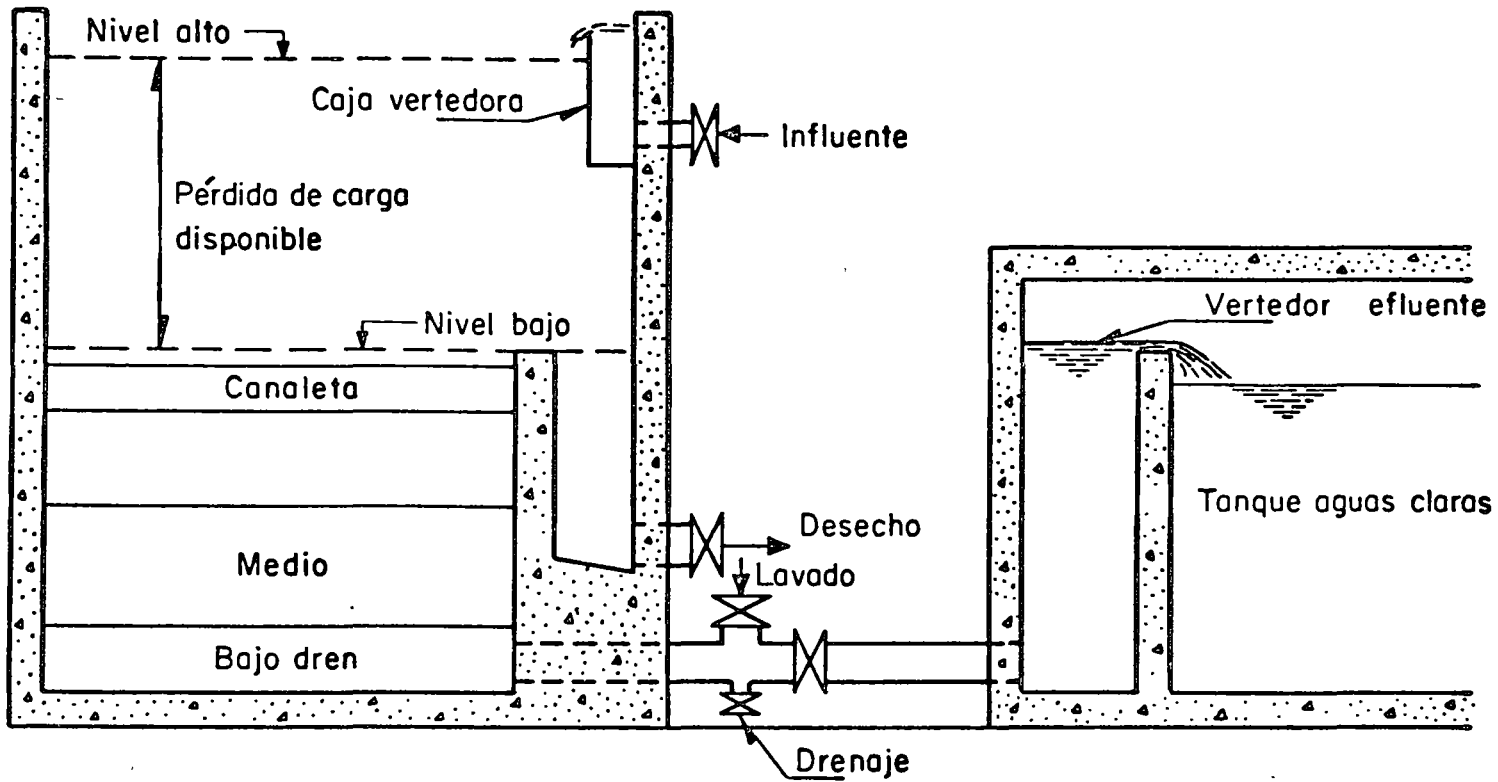
1. Albertson, O. E. and Sherwood., "Centrifuge for Dewatering Sludges," Water and Wastes Engineering, April 1968.
2. Bard, R. S. "A Study of Sludge Handling and Disposal," FWQA, Publication WP-20-4.
3. Albertson, O. E. & Guidi, E. E. "Centrifugation of Waste Sludges," Journal WPCF, 41:4 April 1969.
4. Quirck, T. P., "Application of Computerized Analysis to Comparative Costs of Sludge Dewatering by Vacuum Filtration and Centrifuge." Proceedings of 23rd Industrial Waste Conference, Purdue University, 1968, p. 691.



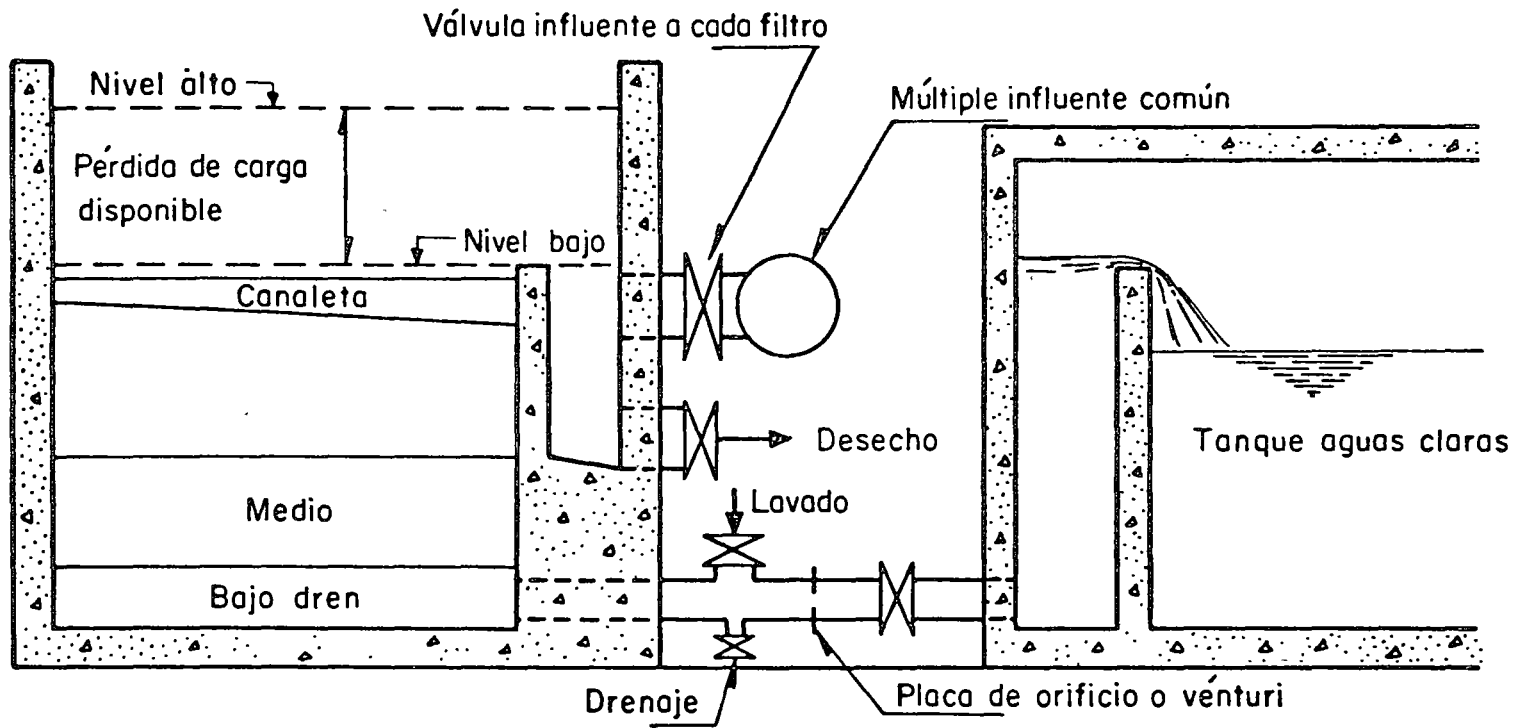
Control de gasto



Control de nivel



Filtro con operación del flujo influente dividido



Filtro para operación con tasa variable descendente

- 13. Had reoxygenation been chosen BC Ratio would have been about  $\frac{1}{4}$  instead of 2/1.
- 14. Alternatives that differ in scale. See Table 17.

ALTERNATIVE SYSTEMS DIFFERING IN SCALE 95

Table 17. Costs of Alternative Systems for Alternative Dissolved Oxygen Objectives<sup>a</sup>

(in millions of dollars)

D.O. (mg/l)	Low-flow system	Least-cost alternative system <sup>b</sup>
2	8	15
3	27	18
4	115	22
5	-	27

<sup>a</sup> Costs are present values for 50-year period discounted at 4 per cent  
<sup>b</sup> Least-cost system includes \$6 million for minimal low-flow augmentation.

- 15. Probability of Standards being met. See Table 19.

ALTERNATIVE SYSTEMS DIFFERING IN SCALE

Table 19. Per Cent of Time Monthly Mean Dissolved Oxygen Is Less than 2 mg/l for 500-Year Trials with Different Dissolved Oxygen Targets and System Capacities

Storage capacity (acre-feet)	D.O. target (mg/l)	Time < 2 mg/l (per cent)	Time < target (per cent)
82,000	2	0.25	0.25
140,000	2	0.03	0.03
600,000	4	0.35	3.30
770,000	4	0.22	1.03
970,000	4	0.0	0.33

Source: Computed from simulation of indicated reservoir systems for monthly flow and temperature records generated by synthetic hydrology generator. Flow deficits were interpolated against the flow requirements to produce estimates of dissolved oxygen less than 2 mg/l and should be interpreted as "severe flow deficit." Appendix C discusses the simulation routine and outputs in more detail. To obtain frequencies in months, multiply percentages by 6,000.

- 16. Lessons
  - A. Planning beyond institutional restraints.
  - B. Must look at system.
  - C. Inadequacies of present institutional restraints.
- 17. Other instances of systematic regional analysis.
  - a. Miami Basin
  - b. Wisconsin
  - c. San Francisco Bay
  - d. Raritan Bay

- 8. Background in B-C analysis - imputed willingness to pay and alternative cost.
- 9. Application of alternative cost - single purpose, uncoordinated reservoirs and higher interest rate.
- 10. Never addressed the question B-C analysis is designed to help answer..
- 11. RFF study - altered range of alternatives considered and single level of physical target.
  - a. Used a simulation of the system to step down Corps reservoir system and get a cost yield function.
  - b. Developed costs on alternatives

Step aeration	
micro-straining	Short term
chemical polymers	treatment
carbon treatment	alternatives
<hr/>	
Effluent distribution	offsets to
Reoxygenation	waste load

- c. To analyze properly needed
  - 1. Reservoir system simulation
  - 2. Estuary model
  - 3. Stochastic hydrology

12. Alternatives that differ in kind

Defined rather large increments and computer program was able to analyze all alternatives for meeting objective by complete enumeration. 300 combinations. See Table 15.

Table 15. System Costs<sup>a</sup> by General Class of Process Combinations for 2.5 Months' Operation<sup>b</sup>

	<i>(in millions of dollars)</i>
Various combinations of low-flow augmentation, reoxygenation, polymers, or step aeration and polymers.....	22 to 35
Combinations using effluent distribution, microstraining, or step aeration with low-flow augmentation and/or reoxygenation...	35 to 47
Combinations using higher degrees of low-flow augmentation or effluent distribution.....	48 to 78
Systems using powdered carbon adsorption do not cost less than.	79
The only possible single-process solutions are:	
Reoxygenation (diffused plus mechanical).....	29
Effluent distribution.....	85
Low-flow augmentation.....	115
Systems using granular carbon adsorption do not cost less than.	127
The complete range of system costs is.....	22 to 146

<sup>a</sup> Costs represent present value for 50-year period discounted at 4 per cent.  
<sup>b</sup> Ranking of systems on new trade-off (2.5 months' operation), assuming full 200,000 lb. UOD/day to be handled.



8. *unacceptable*  
*not to be used*  
*no more*
2. Corps of Engineers and cooperation of agencies made the study -- of particular interest from environmental point of view. First to incorporate water quality as a major objective of a basin-wide plan.

1961 WPCA - had provided for the inclusion of flow augmentation storage in Federal multi-purpose reservoirs on a non-reimbursable basis.

3. 1963 - Potomac Basin Report. Some very dubious aspects.
  - A. System designed for a single physical objective specified by INCUPOT
  - B. A very dubious application of B-C analysis.
  - C. Extremely narrow range of alternatives considered for achieving the objective.
4. The Potomac Basin - 14,000 sq. miles -- 4 states (Virginia, West Virginia, Maryland, Pennsylvania and D.C.) 3/4 of the population lives in the Washington, D.C. metropolitan area.
5. Study was multi-purpose but one could say that the central objective was water quality improvement in the upper estuary.
6. Planning Procedure
  - A. Project waste load to 2010.
  - B. Specify objective - 4 ppm monthly mean for minimum month in 30 years.
  - C. 90% BOD removal by treatment remainder compensated for by flow regulation.
7. The Plan - 2010
  - A. 16 major reservoirs and 1400 headwater structures.
  - B. 10 reservoirs for upstream supply and quality and would meet the need for projected diversion at Washington.
  - C. 6 large reservoirs with 60% of the projected yield to meet D.O. target in estuary.

Mass curve or Rippem diagram technique used.

### 15. Efficiency Considerations

- a. Table 5 indicates the economic costs associated with the program for two levels of water quality. The 3-4ppm standard was considered the practical maximum attainable in the estuary by the FWPCA staff.

Table 5.--Cost of Treatment Under Alternative Programs

D.O. Objective (ppm)	Program			
	LC	UT	SECH	ZECH
2	1.6	5.0	2.4	2.4
3-4	7.0	20.0	12.0	8.6

The analysis indicates that the effluent charges system would produce the specified quality levels at about one-half the cost of the uniform treatment method. Especially at the higher quality level, the cost-saving is of a highly significant magnitude. The present value of the cost stream saved is on the order of \$150,000,000.

- b. L.C. (30 reaches) can reduce costs somewhat further than effluent charges - But ZECH ( 3 block) can approach closely at higher levels.
- c. An average effluent charge of 10¢ lb. of BOD which the staff estimated would be needed would collect about \$7 million per year after full adjustment - for 3-4 ppm objective cost to industries and municipalities - treatment plus effluent charge -- about the same as just treatment under VT.
16. Large scale measures -- very slender oxygenation - intermittent treatment - process change.

For D.O. costs nearly an order of magnitude lower.

Potomac Study

*Large scale measures but still inhibited by too narrow water*  
*2.0 ppm objective brought out and analyzed*  
*3.0 ppm objective 4) Considered and rejected*

1. In a resolution of January 1956 the Congress requested a review of existing reports on the Potomac Basin and requested a plan for water supply, water based recreation and water quality control.

1. Economic impact of...  
2. ... on critical...  
3. ...  
6.

EFFLUENT CHARGES AND OTHER STRATEGIES

13. Another important study resulted from interest in CEA in effluent charges (E. D. Johnson)

On the assumption that direct controls would be effective and that waste discharges would respond rationally to economic incentives, the study analyzed four programs for achieving alternative D.O. objectives in the Estuary.

- a. The LC solution - Requires precise information - would require radically different levels of removal.
- b. The UT solution - uniform % cutback (conventional administrative solution. Minimum to achieve target.
- c. SECH - same price for each discharge - Minimum single price (only treatment admitted).
- d. ZECH - a uniform charge in each of three zones.

14. FWPCA Conclusions

- a. Effluent charges should be seriously considered as a method for attaining water quality improvement.
- b. Costs of waste treatment induced by a charge level will approach the least costly treatment plan.
- c. A charge level of 8 to 10 cents per pound of oxygen demanding material discharged appears to produce relatively large increases in critical dissolved oxygen levels.
- d. Major regional economic readjustments from a charge of that level are not anticipated to occur in the study area.
- e. Administrative costs and difficulties of managing an effluent charge method are greater than conventional methods of water quality improvement. However, the problems are not insurmountable and are not sufficiently great to negate the advantages of the charge method.
- f. Compared to a conventional method of improving water quality, the charge method attains the same goal at lower costs of treatment, with a more equitable impact on waste dischargers. Also, the charge provides a continuing incentive on the discharger to reduce his wastes discharge and provides a guide to public investment decisions.

11B. Benefits - Pioneered

- a. M & I.
- b. Recreation - latent demand  
ORRC.

12. Comparison of Costs and benefits

- 4. clearly justified
- 3. marginal
- 2. costs much larger than benefits

*Handwritten notes:*  
 M / I  
 Recreation  
 ORRC  
 very marginal  
 costs much larger than benefits

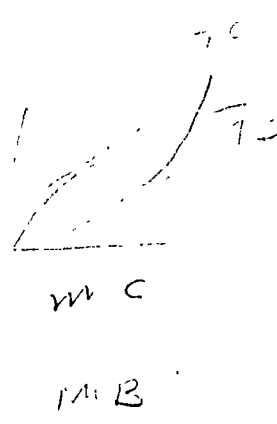


Table 4. Costs and Benefits of Water Quality Improvement in the Delaware Estuary Area<sup>1</sup>

Objective set	Estimated total cost	Estimated recreation benefits	Estimated incremental (million dollars)			
			cost		benefits	
			minimum <sup>2</sup>	maximum <sup>3</sup>	minimum <sup>2</sup>	maximum <sup>3</sup>
1	460	160-350	245	145	20	30
2	215-315	140-320	130	160	10	10
3	85-155	130-310	20	25	10	30
✓4	65-130	120-280				

<sup>1</sup> All costs and benefits are present values calculated with 3 per cent discount rate and twenty-year time horizon.

<sup>2</sup> Difference between adjacent minima.

<sup>3</sup> Difference between adjacent maxima.

Source: A. V. Kneese and B. T. Dower, Managing Water Quality: Economics, Technology, Institutions (Baltimore: Johns Hopkins Press, 1968).

*Handwritten notes:*  
 Discussion of absolute  
 1. low standards were set  
 2. leading to... general  
 treatment... establishment

Objective Set 3. This set is similar to set 2. Although there is no specific provision for raising dissolved oxygen during periods of anadromous fish migrations, there is comparatively little difference in the survival probability under objective sets 2 and 3. Under the waste-loading conditions envisioned for objective set 3, the estimated survival twenty-four out of twenty-five years would be at least 80 percent--compared with 90 percent for set 2.

Objective Set 4. This provides for a slight increase over 1964 levels in water-contact recreation and fishing in the lower sections of the portion of the estuary studies. Generally, water quality is improved slightly over 1964 conditions and the probability of anaerobic conditions occurring is greatly reduced.

Objective Set 5. This would maintain 1964 conditions in the estuary. It would provide for no more than a prevention of further water quality deterioration.

*Handwritten notes:*  
outfall  
on the river  
high

*Handwritten note:*  
Disturbance of bottom sections

11A. Costs of Alternative Programs

The costs of achieving objective sets 1 through 4 by various combinations of waste discharge reduction at particular outfalls for the waste-load conditions expected to prevail in 1975-80 are shown in Table 3.

Table 3. Summary of Total Costs of Achieving Objective Sets 1, 2, 3, and 4  
(Costs include cost of maintaining present (1964) conditions and reflect waste-load conditions projected for 1975-80.)  
Flow at Trenton = 3,000 cfs

Objective set	Uniform treatment			Zoned treatment			Cost minimization		
	Capital costs	O&M costs <sup>1</sup>	Total costs	Capital costs	O&M costs <sup>1</sup>	Total costs	Capital costs	O&M costs <sup>1</sup>	Total costs
1	180	280 (19.0)	460 <sup>2</sup>	180	280 (19.0)	460 <sup>2</sup>	180	280 (19.0)	460 <sup>2</sup>
2	135	180 (12.0)	315 <sup>2</sup>	105	145 (10.0)	250 <sup>2</sup>	115	100 (7.0)	215 <sup>2</sup>
3	75	80 (5.5)	155 <sup>2</sup> ✓	50	70 (4.5)	120 <sup>2</sup>	50	35 (2.5)	85 <sup>2</sup> ✓
4	55	75 (5.0)	130	40	40 (2.5)	80	40	25 (1.5)	65

*Handwritten notes:*  
UT  
ZT  
CM  
(Best min)

<sup>1</sup> Operation and maintenance costs, discounted at 3 per cent, twenty-year time horizon; figures in parentheses are equivalent annual operation and maintenance costs in millions of dollars/year.  
<sup>2</sup> High-rate secondary to tertiary (92-98 per cent removal) for all waste sources for all programs. Includes in-stream aeration cost of \$20 million.  
<sup>3</sup> Includes \$1- \$2 million for either sludge removal or aeration to meet goals in river sections #3 and #4.

Source: A. V. Kneese and B. T. Bower, Managing Water Quality: Economics, Technology, Institutions (Baltimore: Johns Hopkins Press, 1968).

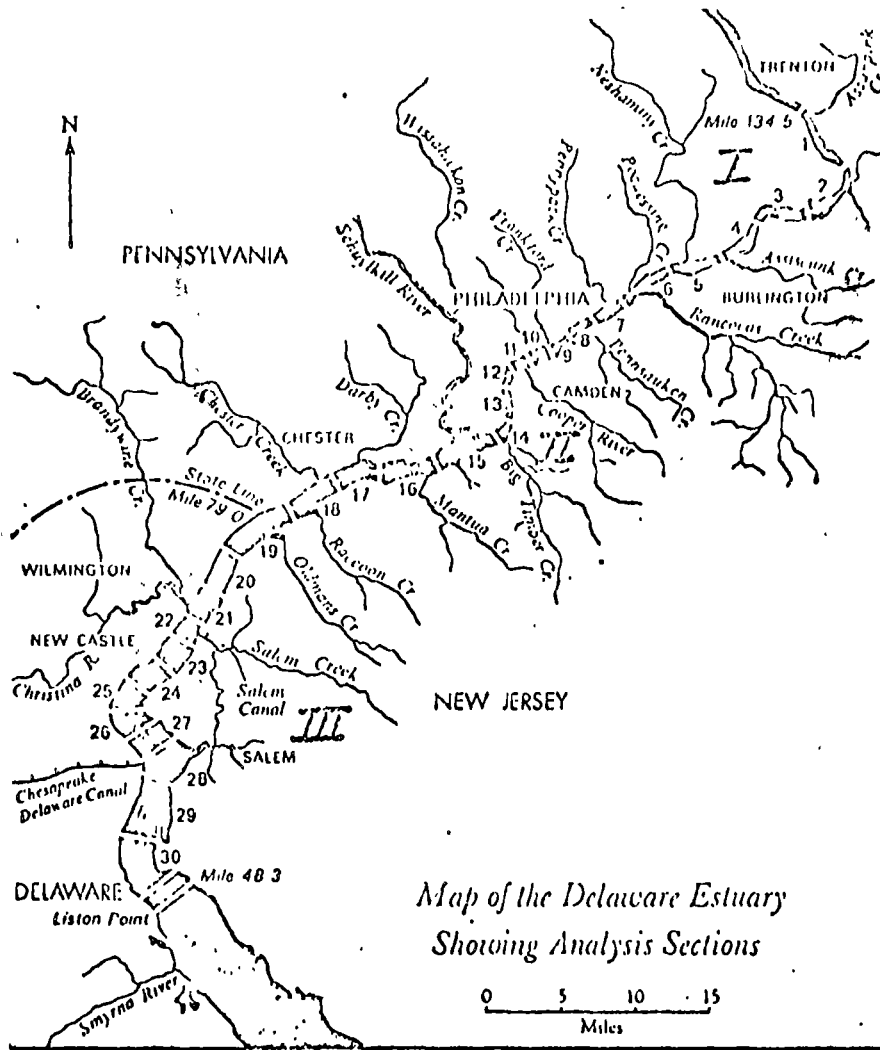


Figure 1. Source: FWPCA, Delaware Estuary Comprehensive Study.

11. Some comments on objective sets.

Objective Set 1. This is the highest objective set. It makes provision for large increases in water-contact recreation in the estuary. It also makes special provision for 6.5 ppm levels of dissolved oxygen to provide safe passage for anadromous fish during the spring and fall migration periods. Thus this objective set should produce conditions in which water quality is basically no obstacle to the migration of shad and other anadromous (migratory) fishes.

Objective Set 2. Under this objective set the area available for water-contact recreation is constricted somewhat. Some reduction in sport and commercial fishing would also be expected because of the somewhat lower dissolved oxygen objective. This set, like objective set 1, makes special provision for high dissolved oxygen during periods of anadromous fish passage.

*Handwritten notes:*  
 11.1  
 11.2  
 11.3  
 11.4  
 11.5  
 11.6  
 11.7  
 11.8  
 11.9  
 11.10  
 11.11  
 11.12  
 11.13  
 11.14  
 11.15  
 11.16  
 11.17  
 11.18  
 11.19  
 11.20  
 11.21  
 11.22  
 11.23  
 11.24  
 11.25  
 11.26  
 11.27  
 11.28  
 11.29  
 11.30  
 11.31  
 11.32  
 11.33  
 11.34  
 11.35  
 11.36  
 11.37  
 11.38  
 11.39  
 11.40  
 11.41  
 11.42  
 11.43  
 11.44  
 11.45  
 11.46  
 11.47  
 11.48  
 11.49  
 11.50  
 11.51  
 11.52  
 11.53  
 11.54  
 11.55  
 11.56  
 11.57  
 11.58  
 11.59  
 11.60  
 11.61  
 11.62  
 11.63  
 11.64  
 11.65  
 11.66  
 11.67  
 11.68  
 11.69  
 11.70  
 11.71  
 11.72  
 11.73  
 11.74  
 11.75  
 11.76  
 11.77  
 11.78  
 11.79  
 11.80  
 11.81  
 11.82  
 11.83  
 11.84  
 11.85  
 11.86  
 11.87  
 11.88  
 11.89  
 11.90  
 11.91  
 11.92  
 11.93  
 11.94  
 11.95  
 11.96  
 11.97  
 11.98  
 11.99  
 12.00

$\vec{c}$  - target vector  
 $\vec{d}$  vector of costs

$$a_{11}x_1 + a_{12}x_2 = c_1$$

$$a_{21}x_1 + a_{22}x_2 = c_2$$

$$A \cdot \vec{c} = \vec{c}$$

reduction of  $\vec{c}$  as target vector of improvement

17.  $\vec{c} \rightarrow \vec{c}$  (???)

9. Define a program vector  $\vec{x} = (x_1, \dots, x_n)$  in which the values of  $x$  refer to reduction in the volume of waste discharges in each of the estuary reaches. In a feasible solution, these values represent the waste discharges in the various reaches which meet the target vector  $\vec{c}$ . This vector generates D.O. changes through the mechanism of the constant coefficients of the linear system already described  $a_{ij} = \text{D.O. improvement in segment } i \text{ per unit of } x_j, i = 1, \dots, m; j = 1, \dots, n;$  and of course  $x_j > 0$ .

Let  $A$  be the  $(m \times n)$  matrix of  $a_{ij}$  coefficients then  $A\vec{x}$  is the vector of D.O. changes corresponding to  $\vec{x}$ .

$\vec{c}$  vector of target improvements. Two restrictions on  $\vec{x}$ , namely,  $A\vec{x} \geq \vec{c}$  and  $x > 0$ . Sets of linear constraints such as those in a linear program. All we need now is an objective function.

Let  $\vec{d}$  be a row vector where  $d_j = \text{unit cost of } x_j, j = 1, \dots, n$ .

Now write as a standard linear program

$$\begin{aligned} \min \vec{d} \vec{x} \\ \text{s. t. } A \vec{x} \geq \vec{c} \\ \vec{x} \geq 0 \end{aligned} \quad \left\{ \begin{array}{l} \text{Limits of linearity and determinism} \end{array} \right.$$

### Analysis

10. Strategy was to use the model to analyze the total incremental costs of achieving five objective sets -- different package and spatial distribution of characteristics, with the level of quality increasing from set 5 (1964 conditions) to set 1.



5 → 1

1964  
 conditions

7/10/78  
12,765 sq. miles  
12,000,000 pop.  
2 million

The Delaware Study

1. Application of effluent charges to an important common property resource - Delaware River Basin. Especially estuary.
2. Small by U.S. standards (12,765 sq. miles). Population of over 6 million - estuary among most heavily industrialized and highly developed areas in the world.
3. Estuary an 86 mile reach of the Delaware River from Trenton, N.J. to Liston Point, Delaware.
4. Water quality problem neglected until the last few decades (INCODEL 1936). Standards of treatment not high but some of grossest problems dealt with. (D.O. still low and a number of substances deleterious).
5. Survey made under provision of FWPCA of 1961 Water Supply and Pollution Control Division of USFHS, 1966 FWPCA report, Delaware Comprehensive Report. (This report plus later studies provided excellent opportunity to study policy alternatives although weak on analysis of large scale measures.

Decentralized treatment at individual points of discharge the means considered.

6. Also pioneered in the application of a rigorous mathematical representation of the causal relationships defining the waste transport and degradation characteristics of the estuary. Such models have found application elsewhere as we will see in connection with Potomac and residuals management. In the case of Delaware was wedded to a linear programming model.
7. Estuary divided into 30 reaches. The Streeter differential equations were adapted to and applied to these interconnected segments. The transfer functions which relate the change in segment  $i$  to an input of waste water in segment  $j$  - fortunately simplify to a set of ordinary conditions are assumed, i.e., if it is assumed that the discharge rate is constant and temperature and river flow are taken as parameters. In fact, the transfer functions can be represented by an ordinary matrix of  $a_{ij}$  coefficients (readily regarded as a set of linear constraints).
8.  $c_i$  represents the improvement in water quality required to meet the D.O. target in segment  $i$ .

The target vector  $\vec{c}$  of  $m$  elements can be obtained by changes of inputs to the water resource from combinations of the  $m$  segments.

Just  
12,765 sq. miles  
12,000,000 pop.

FWPCA  
1961  
1966  
USFHS

Streeter  
differential  
equations



Table 15. System Costs<sup>a</sup> by General Class of Process Combinations for 2.5 Months' Operation<sup>b</sup>

(in millions of dollars)

Various combinations of low-flow augmentation, reoxygenation, polymers, or step aeration and polymers.....	22 to 35
Combinations using effluent distribution, microstraining, or step aeration with low-flow augmentation and/or reoxygenation...	35 to 47
Combinations using higher degrees of low-flow augmentation or effluent distribution.....	48 to 78
Systems using powdered carbon adsorption do not cost less than.	79
The only possible single-process solutions are:	
Reoxygenation (diffused plus mechanical).....	29
Effluent distribution.....	85
Low-flow augmentation.....	115
Systems using granular carbon adsorption do not cost less than.	127
The complete range of system costs is.....	22 to 146

<sup>a</sup> Costs represent present value for 50-year period discounted at 4 per cent.

<sup>b</sup> Ranking of systems on new trade-off (2.5 months' operation), assuming full 260,000 lb. UOD/day to be handled.

Table 17. Costs of Alternative Systems for Alternative Dissolved Oxygen Objectives<sup>a</sup>

(in millions of dollars)

D.O. (mg/l)	Low-flow system	Least-cost alternative system <sup>b</sup>
2	8	15
3	27	18
4	115	22
5	— <sup>c</sup>	27

<sup>a</sup> Costs are present values for 50-year period discounted at 4 per cent.

<sup>b</sup> Least-cost system includes \$6 million for minimal low-flow augmentation.

<sup>c</sup> Not defined.

Table 19. Per Cent of Time Monthly Mean Dissolved Oxygen Is Less than 2 mg/l for 500-Year Trials with Different Dissolved Oxygen Targets and System Capacities

Storage capacity (acre-feet)	D.O. target (mg/l)	Time < 2 mg/l (per cent)	Time < target (per cent)
82,000	2	0.25	0.25
140,000	2	0.03	0.03
600,000	4	0.35	3.30
770,000	4	0.22	1.03
970,000	4	0.0	0.33

Source: Computed from simulation of indicated reservoir systems for monthly flow and temperature records generated by synthetic hydrology generator. Flow deficits were interpolated against the flow requirements to produce estimates of dissolved oxygen less than 2 mg/l and should be interpreted as "severe flow deficit." Appendix C discusses the simulation routine and outputs in more detail. To obtain frequencies in months, multiply percentages by 6,000.

Table 3. Summary of Total Costs of Achieving Objective Sets 1, 2, 3, and 4  
(Costs include cost of maintaining present (1964) conditions and reflect  
waste-load conditions projected for 1975-80.)  
Flow at Trenton = 3,000 cfs

(million 1968 dollars)

Objective set	Uniform treatment			Zoned treatment			Cost minimization		
	Capital costs	O&M costs <sup>1</sup>	Total costs	Capital costs	O&M costs <sup>1</sup>	Total costs	Capital costs	O&M costs <sup>1</sup>	Total costs
1	180	280 (19.0)	460 <sup>2</sup>	180	280 (19.0)	460 <sup>2</sup>	180	280 (19.0)	460 <sup>2</sup>
2	135	160 (12.0)	315 <sup>2</sup>	105	145 (10.0)	250 <sup>2</sup>	115	100 (7.0)	215 <sup>2</sup>
3	75	80 (5.5)	155 <sup>2</sup>	50	70 (4.5)	120 <sup>2</sup>	50	35 (2.5)	85 <sup>2</sup>
4	55	75 (5.0)	130	40	40 (2.5)	80	40	25 (1.5)	65

<sup>1</sup> Operation and maintenance costs, discounted at 3 per cent, twenty-year time horizon; figures in parentheses are equivalent annual operation and maintenance costs in millions of dollars/year.

<sup>2</sup> High-rate secondary to tertiary (92-98 per cent removal) for all waste sources for all programs. Includes in-stream aeration cost of \$20 million.

<sup>3</sup> Includes \$1-\$2 million for either sludge removal or aeration to meet goals in river sections #3 and #4.

Source: A. V. Kneese and B. T. Bower, Managing Water Quality: Economics, Technology, Institutions (Baltimore: Johns Hopkins Press, 1966).

Table 4. Costs and Benefits of Water Quality Improvement in the Delaware Estuary Area<sup>1</sup>

(million dollars)

Objective set	Estimated total cost	Estimated recreation benefits	Estimated incremental cost		Estimated incremental benefits	
			minimum <sup>2</sup>	maximum <sup>3</sup>	minimum <sup>2</sup>	maximum <sup>3</sup>
1	460	160-350	245	145	20	30
2	215-315	140-320	130	160	10	10
3	85-155	130-310	20	25	10	30
4	65-130	120-280				

<sup>1</sup> All costs and benefits are present values calculated with 3 per cent discount rate and twenty-year time horizon.

<sup>2</sup> Difference between adjacent minima.

<sup>3</sup> Difference between adjacent maxima.

Source: A. V. Kneese and B. T. Bower, Managing Water Quality: Economics, Technology, Institutions (Baltimore: Johns Hopkins Press, 1966).

Table 5.---Cost of Treatment Under Alternative Programs

D.O. Objective (ppm)	Program			
	LC	UT	SECH	ZECH
2	1.6	5.0	2.4	2.4
3-4	7.0	20.0	12.0	8.6

(million dollars per year)

CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
INDUSTRIALES Y MUNICIPALES

---

TEMA: ASPECTOS ECONOMICOS EN EL CONTROL DE LA POLUCION  
DEL AGUA.

---

A. KNEESE

**SECTION 3 - GENERAL CONCEPTS OF BIOLOGICAL TREATMENT**

FROM MANUFACTURING CHEMISTS ASSOCIATION PRESENTATION, UNIVERSITY OF TEXAS (1968)

# GENERAL CONCEPTS OF BIOLOGICAL TREATMENT

Many types of microorganisms are active in the breakdown of organic matter and the resulting stabilization of organic wastes. Most biological systems treating organic wastes depend upon heterotrophic organisms which utilize organic carbon as an energy source and as a carbon source for cell synthesis. Aerobic heterotrophs use molecular oxygen to accomplish the oxidation and synthesis. Anaerobic heterotrophs obtain their energy from organic compounds in the absence of molecular oxygen.

Autotrophic organisms, on the other hand, do not require an organic carbon source. Chemosynthetic autotrophs obtain energy from the oxidation of inorganic compounds such as nitrogen or sulfur. Photosynthetic autotrophs utilize solar energy for the synthesis of carbon dioxide to cellular protoplasm and produce molecular oxygen as a by-product.

## THERMODYNAMIC CONSIDERATIONS OF CELL SYNTHESIS

It has been shown by McCarty (1) that the similarity in the biochemistry of synthesis of all microorganisms under a wide variation in environment permits calculation of cellular yields from thermodynamic considerations. McCarty and Servizi and Bogan (2) have related cell yield to the free energy of waste conversion.

In the stabilization of an organic substrate, a portion of the energy obtained from the reaction is used for biological synthesis and the remainder to satisfy the energy requirements for growth. (A small portion of the energy is used for cellular maintenance.) (Figure 1) Since the energy transfer employs a biological energy carrier such as adenosine triphosphate (ATP), some energy is lost during each transfer step. This results in an efficiency of energy transfer for each microbial transformation. From an evaluation of available data, McCarty (1) found the efficiency of energy transfer to average 60 percent for all reactions with a range of 35 percent to 70 percent. From data gathered by the writer on various organic wastes it appears that efficiency relates to the complexity of the compound.

From these considerations it is possible to estimate the cell yield coefficient,  $a$ , (g VSS/g COD rem), for various types of microbial transformations.

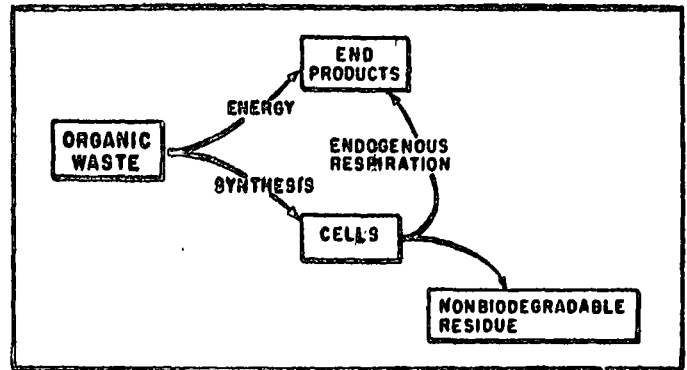


Figure 1.

## AEROBIC GROWTH

In aerobic growth, energy is released from the conversion of organic carbon (Figure 2) resulting in more energy being available for synthesis and hence a relatively high yield coefficient,  $a$ . McCarty (1) obtained values for  $a$  varying from 0.30 to 0.51 for glucose, alanine, lactate, and acetate. Servizi and Bogan (2) showed a value of 0.39 for a variety of compounds. Eckfelder (3) likewise showed yield coefficients varying from 0.37 to 0.46 for several readily degradable organic wastes. Some values summarized by McCarty are shown in Table 1.

## ANAEROBIC GROWTH

In anaerobic systems, less energy is obtained from the organic conversion, and hence the growth rate is much less than the aerobic system. Minimum growth yields were found by McCarty for the methane fermentation of the volatile acids propionic and acetic. Yield coefficients varying from 0.032 to 0.27 were found depending on the substrate. A detailed study by Andrews (4) on a synthetic soluble substrate showed a yield coefficient of 0.14. It should be realized that most of these growth yields include both the acid formers and the methane organisms. Some values reported by McCarty are shown in Table 1.

## AUTOTROPIC GROWTH

In autotrophic growth, considerable energy must be expended to convert  $\text{CO}_2$  to an intermediate for cell synthesis (Figure 2). As a result, yield coefficients of less than 0.1 are usually

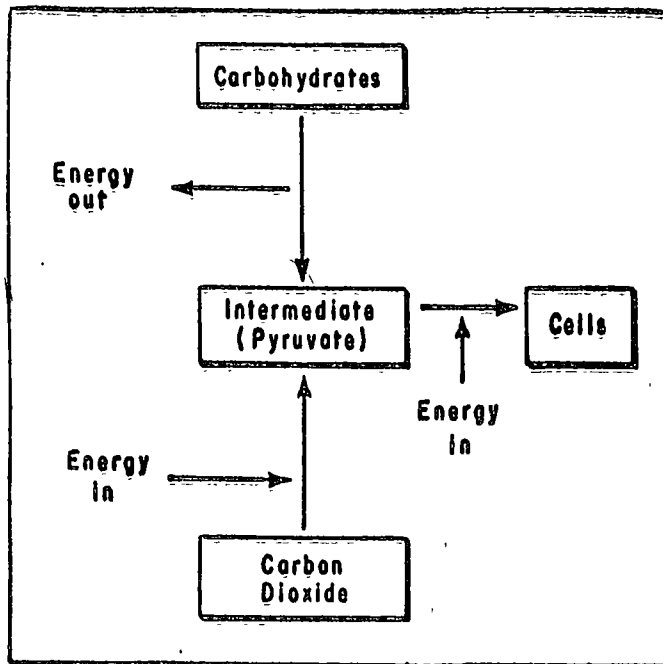


Figure 2. Energy Transfer in Cell Synthesis From Various Carbon Sources. (After McCarty)

obtained. Several sources reported,  $\bar{a}$ , values for Nitrosomonas of 0.015 to 0.03 and for Nitrobacter of 0.02 as shown in Table 1.

### ENGINEERING CONSIDERATIONS

While thermodynamic calculations are of little value to the engineer since energy of conversion is not known and most wastes are mixtures of many organics, it is significant to note that ranges of cell yields can be established for various types of systems. The mathematical procedures for estimating cell yield from thermodynamic considerations have been presented by McCarty (1). The measured yield coefficients for various systems are summarized in Table 2. The yield coefficients in Table 2 include the influence of volatile suspended solids originally present in the waste and hence are denoted as  $\bar{a}$ .

In practice, the presence of other organic suspended solids will increase the apparent yield coefficient as graphically determined in Figure 3. Data for various types of wastes are shown in Figure 4. Sludge accumulation data from various sources for domestic sewage are shown in Figure 5.

The sludge yield for a biological system can be estimated from the following relationships:

$$\Delta X_v = S_o + \bar{a}S_r - bX_v \quad (1)$$

or

$$\Delta X_v = S_o + \bar{a}S_r - bX_d \quad (1a)$$

Equation (1) is approximately correct for conventional-type systems since the term  $X_v$  includes non-biodegradable residues. Equation (1a) is more correct since the term  $X_d$  is only the biodegradable mass of biological solids in the system. Equation (1a) should be used when considering the extended aeration process. It should be emphasized that in many cases it is not possible

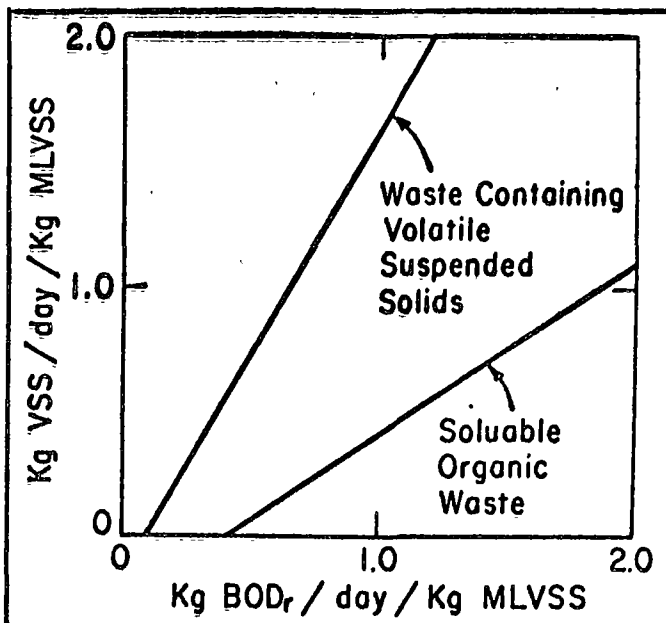


Figure 3. Sludge Production Characteristics for a Soluble Waste and a Waste Containing Volatile Suspended Solids

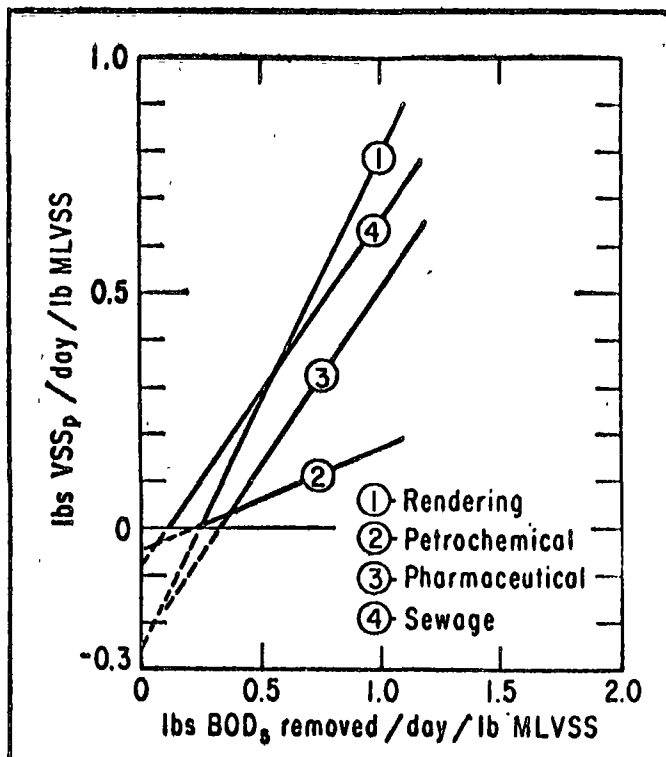


Figure 4. Sludge Yield from Several Organic Wastes

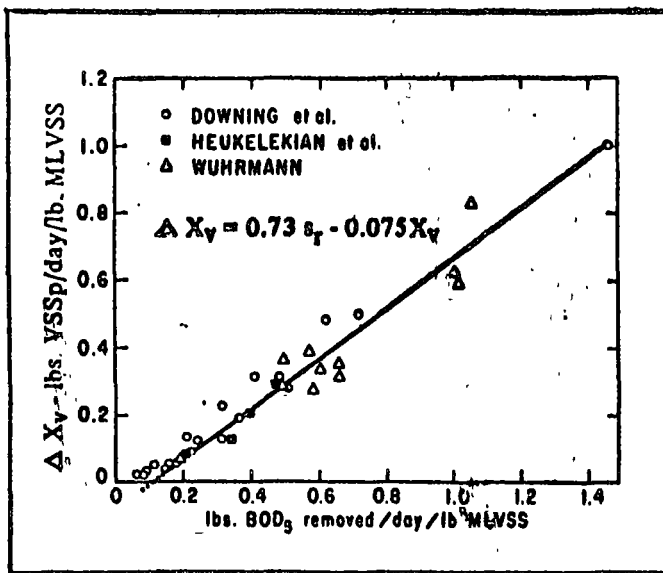


Figure 5.

to separate the sludge yield,  $\Delta X_v$ , into the contribution by microbial synthesis and the accumulation of volatile suspended solids originally present in the waste. The experimental coefficient  $\bar{a}$  is then used for engineering design (Table 2, Figures 3, 4 and 5) and Equation (1) becomes

$$\Delta X_v = \bar{a}s_r - bX_v \quad (1b)$$

It should be noted that for a soluble waste  $\bar{a}$  is approximately equal to  $\underline{a}$ .

In a flow-through system, without recycle, the concentration of solids in the effluent will be equal to the concentration in the reactor, and the sludge yield is equal to the solids lost in the effluent. Equation (1) can be reexpressed for the flow-through system:

$$X_v Q = S_0 Q + \bar{a}s_r Q - bX_v V$$

dividing by  $Q$  and rearranging

$$X_v = \frac{S_0 + \bar{a}s_r}{(1 + bt)} \quad (2)$$

in which  $X_v$  is the concentration of volatile suspended solids maintained in the reactor.

### ENDOGENOUS METABOLISM

Endogenous metabolism occurs in all cells in which energy is utilized for cellular maintenance. This energy may be required for cell mobility, preventing an undesirable flow of solutes into or out of the cell or for resynthesis of proteins which are degrading because of kinetic instability (McCarty) (1). Endogenous metabolism may be defined by the coefficient,  $b$ , which has the units of reciprocal time, i.e., a fractional decrease in

cell mass per day. It should be noted that the coefficient  $b$  applies to the degradable cellular solids, particularly in the case of total oxidation type systems (3). Endogenous values reported for several systems are summarized in Table 3.

When high aeration solids are carried, the accumulation of non-biodegradable mass reduces the percentage of active organisms present in the system. For example the data of Wuhrmann would indicate 59 percent active organisms at 6,000 mg/1 relative to substantially total activity at less than 500 mg/1 of aeration solids. Eckenfelder's data reflects the effect of non-biodegradables and other inert volatile solids in the sludge mass.

### OXYGEN UTILIZATION IN AEROBIC SYSTEMS

In aerobic systems the portion of substrate not utilized for cellular synthesis uses oxygen for energy. In addition oxygen is used for cellular maintenance (endogenous respiration). The resulting relationship is:

$$O_2 = \underline{a}'s_r + b'X_v \quad (3)$$

and

$$O_2 = \bar{a}'s_r + b'X_v \quad (3a)$$

When volatile suspended solids are undergoing slow degradation in the aeration system,  $\underline{a}'$ , will reflect this oxygen usage. Also, nitrification will vastly increase the value of  $\underline{a}'$ . As in the case of

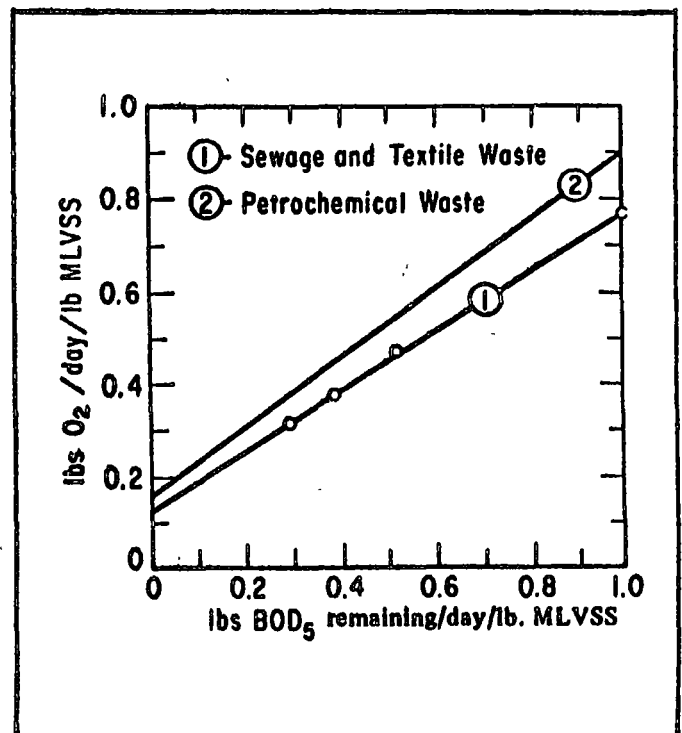


Figure 6. Oxygen Requirements in Biological Oxidation Processes

the synthesis relationships, Equation (3) can generally be used for conventional systems, while Equation (3a) should be used for extended aeration or total oxidation systems.

When a materials balance is based on COD or BOD,  $a + a' = 1$  since the organic substrate carbon results in the production of CO<sub>2</sub> or the formation of biological cells. When based on BOD<sub>s</sub>, the following conversion must be made:

$$a'_s = \frac{1}{\text{BOD}_s / \text{BOD}_u} - 1.42a_s \quad (4)$$

The relationship as defined by Equation (3) is shown in Figure 6.

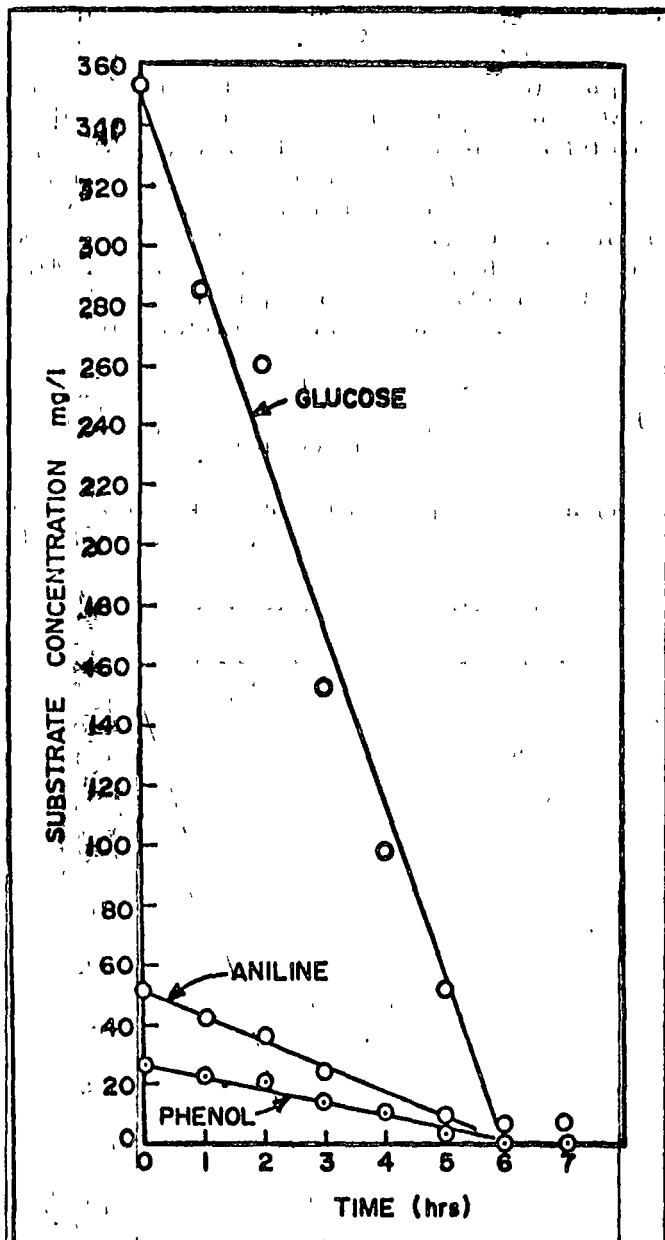


Figure 7. Batch Removal of Specified Compounds

## KINETICS OF REMOVAL OF ORGANIC SUBSTRATES

Several mathematical models have been offered to explain the mechanism of BOD removal by biological treatment processes (11, 12). All of these models have shown that at high BOD levels the rate of BOD removal per unit of cells will remain constant to a limiting BOD concentration below which the rate will become concentration dependent and decrease. The rate of cell growth may continue at a maximum longer than the rate of BOD removal due to assimilation of stored BOD.

Wuhrmann (13) has shown that single substances are removed by a zero order reaction to very low substrate levels. When a mixture of substances exists, all of which are being removed at different rates, a constant maximum removal rate will exist until the most rapidly removed of the substances is completely removed. The overall rate will then decrease. As other substances are progressively removed, the overall rate further decreases. The overall removal rate may approximate first or second order kinetics, depending on the substrate mixture. As Gaudy (14) has shown, sequential substrate removal may also yield a decreasing overall rate. The removal of various organic substances is shown in Figure 7.

## BIOLOGICAL GROWTH

The microbial growth phase is defined:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (5)$$

in which

$X$  is the mass of biological volatile solids

$\mu$  is the sludge growth rate

$t$  is the time of aeration

Since a constant fraction of the BOD removal is converted to cells

$$\Delta X_v = a_s \quad (6)$$

This relationship only holds when there is no storage, and oxygen and nutrient are not limiting.

The Michaelis-Menton Relationship has been employed to define the microbial growth rate:

$$\frac{ds}{dt} = \mu_m \frac{s}{K_s + s} \cdot X \quad (7)$$



and

$$\frac{dX}{dt} = a \frac{ds}{dt} - bX \quad (6a)$$

Combining (6a) and (7) yields

$$\frac{dX/dt}{X} = \frac{a\mu_m s}{K_s + s} - b \quad (7a)$$

The removal rate per unit organisms  $\frac{ds/dt}{X}$

is equal to  $\frac{\mu_m s}{K_s + s}$ . Since  $\frac{dX/dt}{X}$  is equal to  $1/s$  (plug flow) or in the case of a flow-through system  $1/t$  therefore

$$\frac{1}{t} = \frac{1}{G} = \mu \left( \frac{a\mu_m s}{K_s + s} \right) - b \quad (7b)$$

The constants,  $K_s$ , for several wastes have been summarized by Laurence and McCarty in Table 4. At high concentrations of  $s$  when substrate concentration is not limiting microbial growth  $s \gg K_s$ , and Equation (7a) reduces to:

$$\frac{ds}{dt} = \frac{\mu_m}{a} \cdot X \quad (8)$$

When the increase in biological solids,  $\Delta X$ , is less than  $2X_0$ , Equation (8) can be expressed:

$$\frac{as_r}{X_0 t} = \mu_m \quad (8a)$$

At very low concentrations of  $s$ ,  $K_s \gg s$  and Equation (7a) reduces to:

$$a \frac{ds}{dt} = \frac{\mu_m}{K_s} sX \quad (9)$$

or

$$\frac{ds}{dt} = \bar{\mu} sX \quad (9a)$$

For most individual substrates, in batch or plug flow conditions  $K_s$  is very low, and Equation (8) applies to very low substrate levels.

Waste mixtures such as encountered in sewage or industrial wastes contain many substrates yielding varying growth rates,  $\mu$ . The combined effect is to produce an average rate,  $\mu_0$ . The

relationship can usually be approximated by a pseudo-first-order or a pseudo-second-order reaction:

$$\frac{s}{s_0} = e^{-\mu_0 X_0 t} \quad (10)$$

or

$$\frac{s}{s_0} = \frac{1}{1 + \mu_0 X_0 t} \quad \text{or} \quad \frac{s_0 - s}{X_0 t} = \mu_0 s \quad (11)$$

$\mu_0$  is usually referred to as the average removal rate coefficient,  $k$ .

Most of the data obtained from the treatment of wastes with low initial BOD values (<500 mg/l) can be correlated according to Equations (10) or (11).

### COMPLETELY MIXED SYSTEMS

In a completely mixed system, the effluent concentration is approximately equal to the concentration of soluble substrate remaining in the aeration tank, and a material balance can be developed:

$$\frac{Qs_0 - Qs_e}{X} = \frac{-ds}{dt} V$$

The removal rate, after dividing by  $Q$ , becomes:

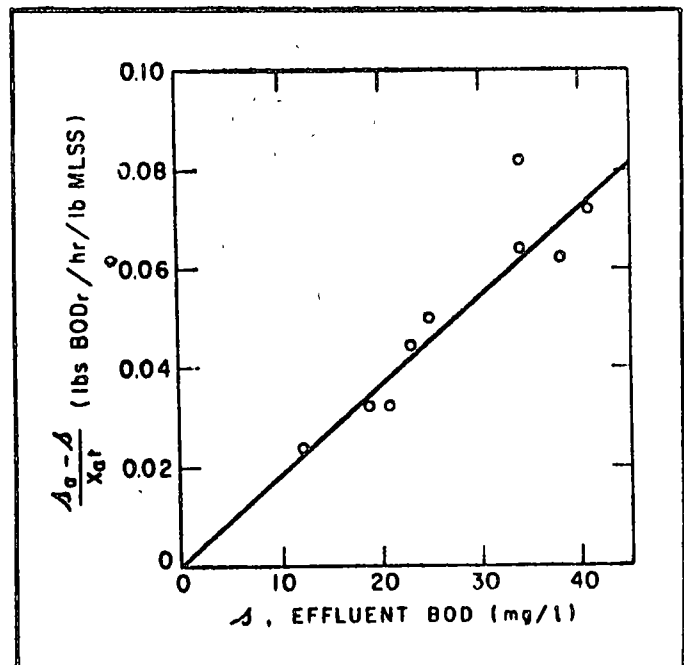


Figure 8. BOD Removal from Domestic Sewage, Kassel, Germany

## SLUDGE AGE

Sludge age is defined as the average length of time the micro-organisms are under aeration. In a flow-through system, sludge age is the dilution rate ( $1/Q$ ). In order for growth to occur and to effect BOD removal, the growth rate becomes

$$\mu \geq \frac{1}{G} \approx R_h \quad (13)$$

in which  $G$  is the sludge age and  $R_h$  the dilution rate.

In a system with sludge recycle and a wastage of excess sludge, sludge age is defined as:

$$G = \frac{X_v}{\Delta X_v} = \frac{X_v}{\bar{a}s_r - bX_v} \quad \text{or} \quad \frac{X_v}{\bar{a}s_r - bX_v} \quad (14)$$

Equation (13) also applies relative to the limiting growth rate for specific organisms.

It should also be noted that small residual BOD or COD,  $s^\infty$ , will remain even after long periods of aeration since autooxidation of the sludge results in resolubilization of cellular material which is subsequently used for synthesis.

It should be recognized that in any one plant as the composition of the waste changes, the overall removal rate may also change due to variation in removal rate of particular constituents and their initial concentration. The reaction rates observed for several aerobic systems are summarized in Table 6.

## SLUDGE SETTLING

Sludge settling and compaction characteristics are a primary requisite to successful operation of the activated sludge process. With a poor settling sludge, solids carryover in the effluent will contribute to the BOD (due to endogenous respiration of the activated sludge solids in the BOD bottle). The poor compaction will result in a low concentration of return sludge solids which in turn will limit the mixed liquor suspended solids level.

A poor settling or bulking sludge can be the result of the propagation of filamentous organisms (i.e. Sphaerotilus) or from diffuse bacterial floc. While both cases yield a non-settling sludge, the causes are quite different.

Many filamentous growths are obligatory aerobes which flourish in the presence of an available carbon source such as glucose. At low concentrations of dissolved oxygen in the mixed liquor (<0.5 mg/l), there is very little oxygen penetration into the biological floc and only a small fraction of the bacterial mass will exhibit aerobic growth (3, 13, 21). The filaments, on the other hand, have a very high surface area/volume ratio and will con-

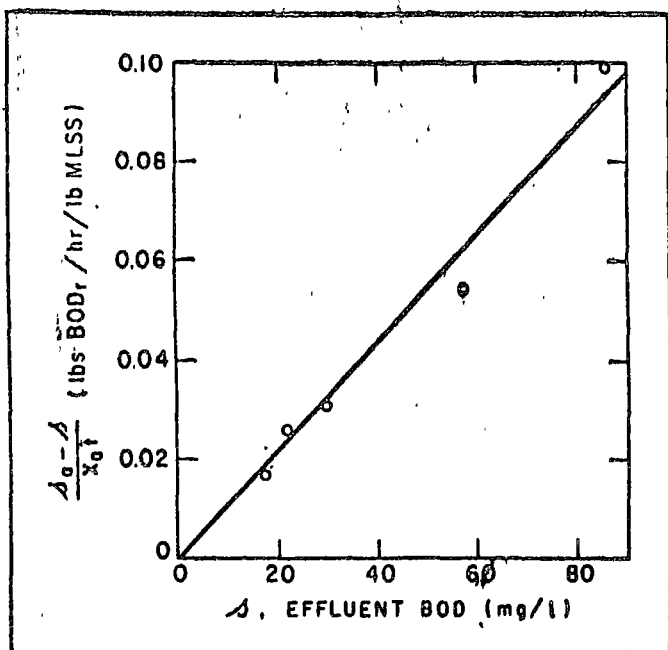


Figure 9. BOD Removal from Domestic Sewage, Flensburg, Germany

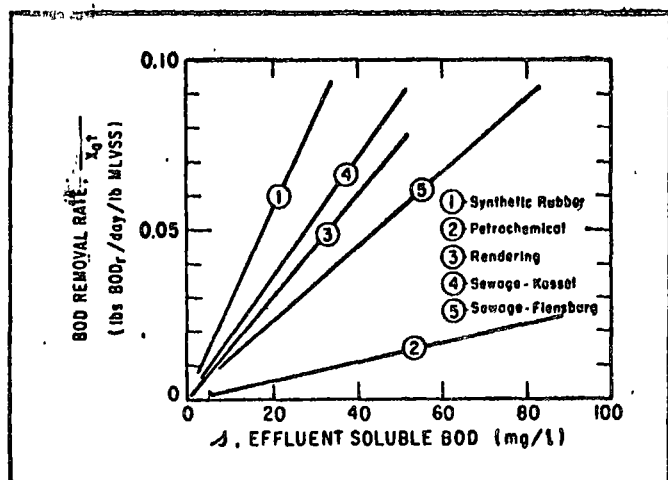


Figure 10. BOD Removal Characteristics from Various Organic Wastes

$$\frac{s_0 - s_t}{X_t} = - \frac{ds}{dt} \quad (12)$$

for a first order type reaction, Equation (12) becomes

$$\frac{s_r}{X_0 t} = ks \quad (12a)$$

The data from most completely mixed systems in which the effluent concentration of soluble BOD or COD is low can be correlated according to Equation (12). Several examples are shown in Figures 8, 9, and 10.

sume the greater part of the available oxygen. As a result, the filaments will quickly outgrow the bacterial population (22). High oxygen tension will favor the growth of floc forming bacteria. When the carbon source is exhausted, the filaments will tend to disappear from the system (23).

Since the filamentous organisms are aerobic, they can be destroyed by prolonged periods of anaerobiosis. Most of the bacteria, on the other hand, are facultative and can exist for extended periods without oxygen. While available data is somewhat contradictory, it would appear that at least six hours under anaerobic conditions are necessary to eliminate the growth of the filaments.

In practice, culture control can be achieved by holding the mixed liquor in the final settling tank for the period sufficient to eliminate the filaments. Since these organisms need a readily available carbon source, this type of sludge bulking is most prevalent when soluble carbonaceous industrial wastes are discharged to the sewerage system.

When considering anaerobiosis for bulking control, the effect of this action on the overall process operation must be considered. Wuhrmann (13) has shown that an endogenous sludge can be held under anaerobic conditions for long periods without exerting an oxygen demand or losing its treatment ability on return to the aeration tank.

An active sludge, however, would continue biological activity under anaerobic conditions leading to the formation of organic acids and gas. Under these conditions, floating sludge may result in the final clarifier and an immediate oxygen demand exerted by the return sludge. It is apparent that a proper balance must be obtained in the sludge to maintain optimum process efficiency.

Bulking will also be exhibited by diffuse bacterial flocs. Heukelekian and Weisberg (23) showed that high loading conditions produced a diffuse grayish floc with a high bound water content and poor settling characteristics. At low loading, the floc was brown and dense with a low bound water. The conclusion drawn from their investigations was that rapid growth rates in the presence of high substrate concentration yielded a microbial structure containing considerable bound water and resulting low specific gravity. Long aeration periods in the absence of a food source will convert the floc to the dense form.

The third form of bulking results from over-oxidation of the biological mass when very low organic loadings are employed. In this case, unoxidized fragments of floc remain in suspension and will overflow the final settling tanks with the effluent. This phenomena is characteristic of extended aeration processes in which the organic loading is less than 0.1 lbs/BOD/day/lb. MLSS.

Various investigators have related sludge bulking to organic loading. Indications have shown that bulking becomes progressively more

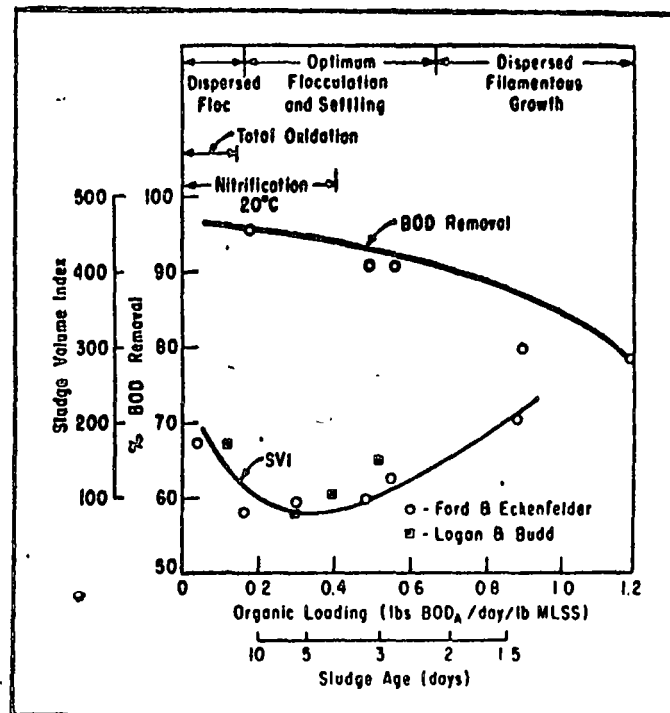


Figure 11. Effect of Organic Loading on Sludge Settling Properties, Domestic Sewage

severe as the loading exceeds 0.5 lb BOD/day/lb. MLSS (24, 25). Von der Emde (16), however, reported excellent settling characteristics with loadings in excess of 2.0 lbs BOD/day/lb. MLSS. This apparent contradiction can possibly be explained by considering the cause of bulking and its relationship to the operation of the process.

Sludge bulking can be related to the growth rate or metabolic activity of the sludge, which in turn is related to the food/micro-organism ratio, F/M. At very high F/M ratios, the organisms have a maximum growth rate (log growth phase) and flocculation does not occur (26, 27). As the F/M is decreased, the organisms flocculate. The results of Heukelekian and Weisberg (23) would indicate that initial flocculation yields a diffuse floc with a high bound water content and low specific gravity. When the F/M ratio is reduced still further, a dense, compact floc results.

Since the significant parameter is the concentration of food in contact with the organisms, the geometry of the system and the mode of introduction of the waste deserve consideration. For example in a long, rectangular aeration tank or in a batch treatment system, the sludge is initially contacted with the sewage entering the system and the F/M ratio is high at the head end of the tank (or the start of aeration in the case of a batch treatment system). A diffuse floc developed under these conditions could persist throughout the aeration period. By contrast, when a complete mixing system is used, and the sewage distributed throughout the aeration tank, the F/M ratio at any time is low (i.e. the sludge is always

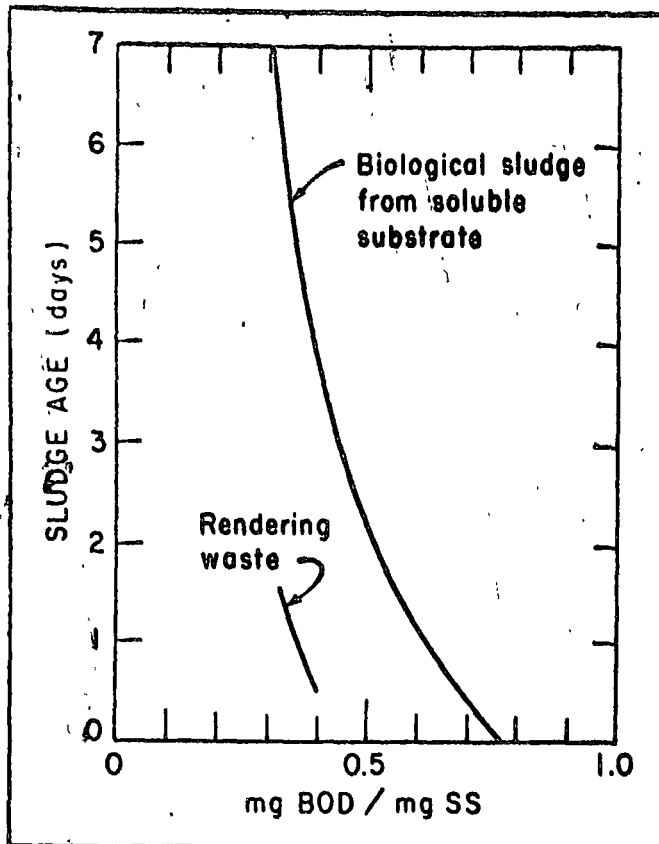


Figure 12. BOD Characteristics of Biological Sludges

in contact with a BOD concentration approximately equal to the effluent). As a result, high loading levels expressed as lbs BOD/day/lb. MLSS, can still yield a low F/M ratio and a dense floc.

When considering the effect of the F/M ratio on metabolic activity, the availability of the substrate must be considered. Soluble sugars, etc. are immediately available to the organism and consequently yield an immediate growth response. Suspended organics, on the other hand, must undergo sequential breakdown to simpler substrates before being available for synthesis. The growth response is therefore much slower, even at high F/M ratios.

In summary, floc characteristics as related to growth rate will be influenced both by the availability of the substrate and the mode of introduction of the waste to the system, as shown in Figure 11.

#### EFFLUENT CHARACTERISTICS — BOD, COD, TOC, AND SUSPENDED SOLIDS

When considering the effluent BOD, COD, and TOC from a biological treatment system, the residues will be composed of the following:

(a) SOLUBLE BOD--this will be composed of (1) any originally present substrate not removed in the process; (2) by-product organics produced by the microorganisms and not metabol-

ized; and (3) organics from the solubilization of cellular substance through endogenous respiration. (1) and (2) are primarily a function of retention period (Equation 12), while (3) indicates that a residual BOD of 5-15 mg/l will persist as long as active cells are present in the system.

(b) BIOLOGICAL SOLIDS -- Biological solids in the effluent will produce BOD due to endogenous respiration in the BOD bottle and in the receiving water. The amount of BOD exerted will depend upon the sludge age which in turn is related to the activity of the solids. Typical relationships are shown in Figure 12. In Figure 12 curve A is calculated for biological solids from a soluble waste in which a and b are 0.6 and 0.2 respectively. Curve B was obtained from experimental studies on a rendering waste by Mancini and Barnhart (19).

(c) NON-BIODEGRADABLE RESIDUES -- Non-biodegradable substances will appear as COD or TOC but not as BOD. In some cases, non-biodegradable metabolic by-products will be produced. For a typical case of a waste containing both degradable and nondegradable organisms the influent and effluent characteristics for the soluble constituents are shown in Table 6.

#### EFFECT OF TEMPERATURE

One of the significant variables in the selection of type of process is the effect of temperature on process performance. The temperature effect on the reaction rate can be expressed by the relationship:

$$K_T = K_{20^\circ\text{C}} \theta^{(T - 20)} \quad (15)$$

The coefficient  $\theta$  for microbial activity expressed as respiration rate has been reported as 1.074 and 1.085 by Wuhrmann (11) and Eckenfelder (3) respectively. It has been shown, however, that this coefficient varies markedly with the type of process, i.e., activated sludge, aerated lagoons,

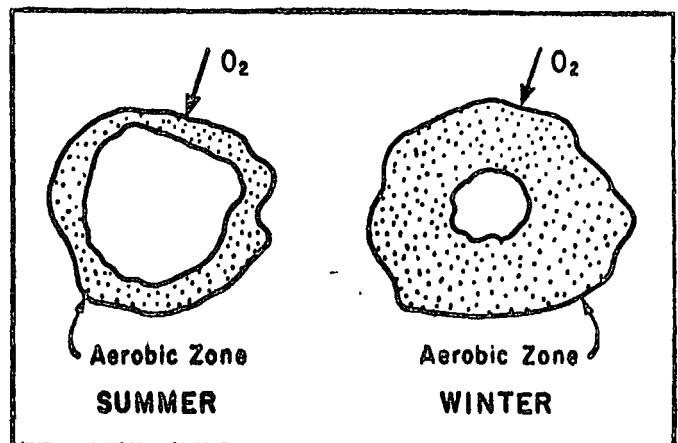


Figure 13.

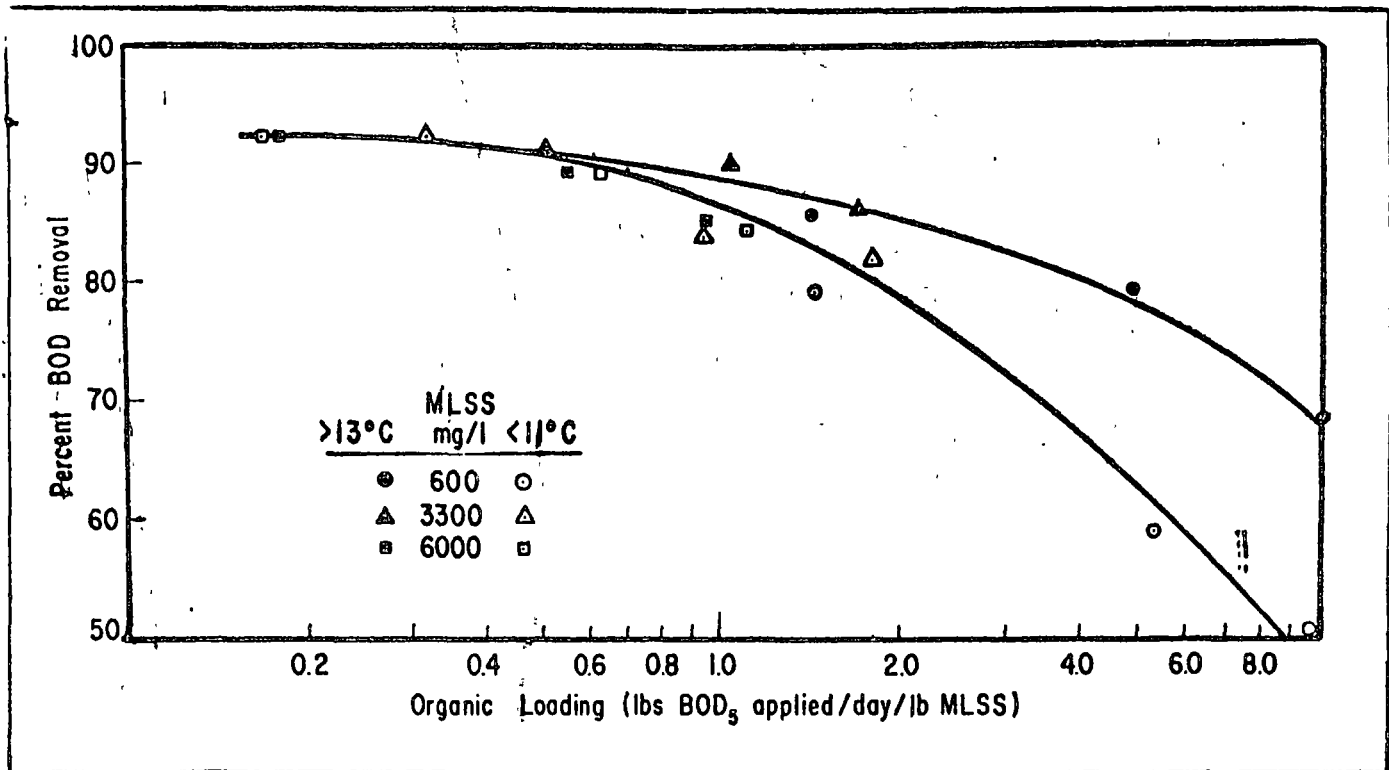


Figure 14. Relationship Between Temperature and Organic Loading in Activated Sludge Process (after Wuhrmann)

etc. The reported coefficients are summarized in Table 7.

The wide variation in  $\theta$  can be rationalized by considering the nature of the process. In the activated sludge process at low loadings, BOD removal and oxidation are effected by flocculated biological growths. The degree of oxidation depends on diffusion of oxygen into the biological flocs, where it is subsequently utilized by the organisms. At low temperatures, a low oxygen utilization rate permits greater diffusion of oxygen, and consequently a large portion of the floc is aerobic. At high temperatures, the high respiration rate depletes the oxygen rapidly, and only a small portion of the floc is aerobic. It can be assumed that a large mass of organisms at a low respiration rate (winter) achieves the same degree of oxidation as a small mass at a high respiration rate (summer), and hence the coefficient  $\theta$  is approximately 1.0. As shown in Figure 14, by contrast at high organic loadings, the floc tends to become dispersed (bulking sludge), and each organism is more directly affected by changes in temperature. The coefficient  $\theta$  therefore increases. This phenomenon is illustrated by the data of Wuhrmann shown in Figure 14. In aerated lagoons, at a low solids level, the organisms are more dispersed, and the temperature coefficient is high. This is likewise true for the BOD bottle and the stream. Trickling filters are analogous to activated sludge except that oxygen diffusion is uniplanar into the film. Similar calculations as for activated sludge lead to a co-

efficient  $\theta$  of 1.035. Marked improvement in aerated lagoon operation during the winter months can be achieved by increasing the solids level in the basin.

SECTION 5 - ACTIVATED SLUDGE, EXTENDED  
AERATION, AND AEROBIC DIGESTION<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Water Pollution Control, Eckenfelder & Ford, Pemberton Press (1970)

## **ACTIVATED SLUDGE, EXTENDED AERATION, AND AEROBIC DIGESTION**

The activated sludge process is a continuous system in which aerobic biological growths are mixed with wastewater, then separated in a gravity clarifier. A portion of the concentrated sludge is recycled and mixed with additional waste. This process should provide an effluent with a BOD<sub>5</sub> of 15 to 100 mg/l, although the organic concentration of the effluent in terms of COD may be as high as 500 to 600 mg/l, depending on the concentration of bio-resistant compounds originally in the wastewater.

There are many impurities in industrial wastewaters that must be removed or altered by preliminary operations (pretreatment) before subsequent activated sludge treatment can be considered.

High concentrations of suspended solids discharged directly to secondary biological processes normally decrease overall process efficiency, either by reducing the active biological-solids fraction or by creating an excessive oxygen demand that frequently results in a sludge less amenable to dewatering. Therefore, gravity sedimentation or flotation units are used to remove suspended material. If the wastewater happens to be high in colloidal materials, it can also be treated by chemical coagulation prior to sedimentation or flotation.

Removing oil by gravity separation is required in many plants because oily waters have a deleterious effect on most secondary and tertiary treatment processes, and effluent quality criteria restrict the discharge of oily materials to the receiving environment. Since free oils are generally easier to remove if their concentration is high, oily waste streams are treated prior to dilution with non-oily wastewaters. Adding chemicals is often required to enhance separation, particularly when emulsions are present.

If the waste stream is alkaline or acidic, it usually must be neutralized. Carbon dioxide produced by microbial respiration will neutralize some caustic alkalinity, but free mineral acidity usually requires specific neutralization treatment.

Extreme variations in organic loadings, as well as slug discharges of various organic and inorganic materials, can have adverse effects on the activated sludge processes. When such conditions are anticipated, they require equalization facilities.

Continuous-flow and batch biological reactor systems are used in the laboratory to assess the treatability and predict the process kinetics of an activated sludge system. The laboratory continuous-flow system is designed to provide a steady supply of raw wastewater through a biological reactor and to permit a continuous withdrawal of the spent substrate or treated effluent. A continuous flow reactor (lab-scale) is shown in Figure (11-1). The batch system is based upon the addition of the sample wastewater to a vessel containing an acclimated culture of active biomass (seed). The mixed contents are aerated and bio-degradation of the organic constituents proceeds to completion without a continuous exchange of the mixed liquor in the reactor. Typical batch reactor units are shown in Figure (11-2).

It is desirable to represent a biological oxidation system by a mathematical model, determining the coefficients necessary for establishing basic design criteria from a series of biological reactors in the laboratory. This includes an evaluation of substrate removal, sludge production, and oxygen requirements.

There is an increasing use of a completely mixed system, particularly in the activated sludge treatment of industrial wastes. In this case, the soluble BOD in the effluent is equal to that in the aeration tank. A material balance under steady-state conditions results in the relationship:

$$Q S_0 - Q S_e = \frac{dS}{dt} \cdot V \quad (11-1)$$

where:

Q	=	flow
V	=	tank volume
S <sub>0</sub>	=	raw waste, BOD, COD
S <sub>e</sub>	=	effluent BOD, COD
t	=	detention time

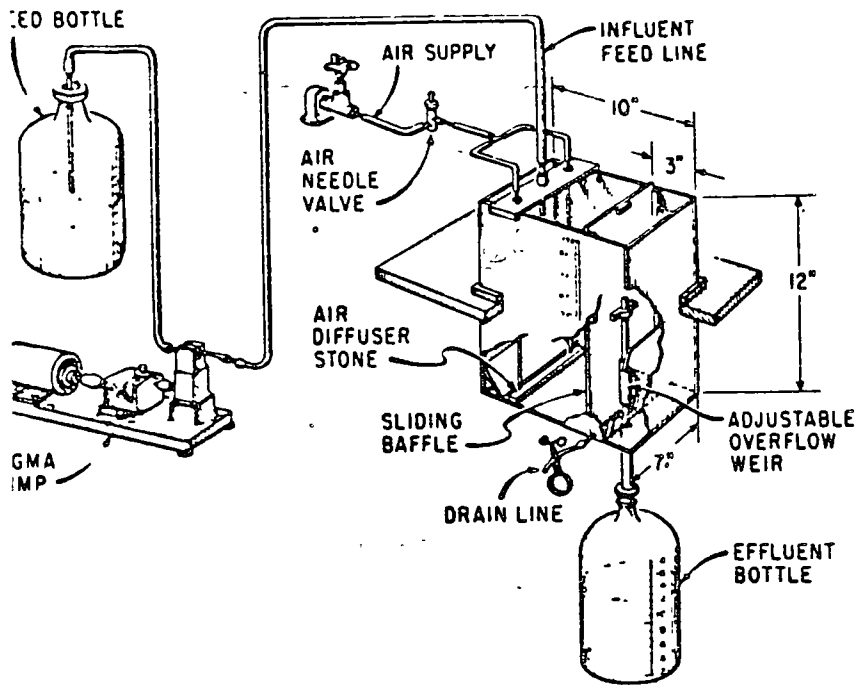


FIGURE 11-1 ACTIVATED SLUDGE FLOW DIAGRAM

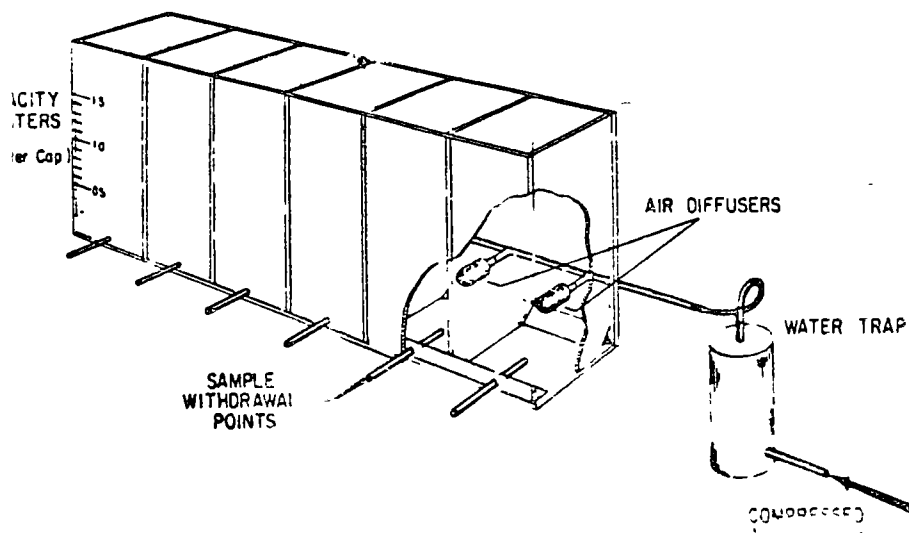


FIGURE 11-2 BATCH REACTOR

Assuming  $\frac{dS}{dt}$  to be a function of the substrate remaining according to first order removal kinetics;

$$\frac{dS}{dt} = kX_a S_c \quad (11-2)$$

the following relationship results:

$$\frac{S_o - S_e}{X_{at}} = kS_e \quad (11-3)$$

where:

$$k = \text{removal rate (first order equation)}$$

If volatile organics are present, Equation (11-1) should be modified, according to the following:

Fick's Law of gas transfer can be reduced to a simple first order equation for dilute concentrations of volatile substances undergoing stripping which occasionally occurs during aeration and is expressed as:

$$\frac{dS_v}{dt} = k_a S_v$$

where:

$$S_v = \text{volatile waste, BOD or COD}$$

$$k_a = \text{velocity constant - specific for given volatile organic constituents and an aeration intensity level}$$

and Equation 11-1 can be modified to:

$$Q S_o - Q S_e = \left[ \frac{dS}{dt} + \frac{dS_v}{dt} \right] V \quad (11-1a)$$



It has been shown previously that the total oxygen requirements in a biological system are related to the oxygen consumed to supply energy for synthesis and the oxygen consumed for endogenous respiration (2). This assumes that oxygen must be supplied to the system in order to:

- (a) provide oxygen for biological organic removal ( $a'S_rQ$ )
  - (b) provide oxygen for endogenous respiration where cells lyse and release soluble oxidizable organic compounds ( $b'X_aV$ ); and
  - (c) provide oxygen required for chemical oxidation as measured by the immediate oxygen demand ( $k^*Q$ )
- This expression is:

$$R_rV = a'S_rQ + b'X_aV + k^*Q \quad (11-4)$$

where:

- $R_r$  = oxygen utilization per day
- $V$  = volume of aeration basin
- $a'$  = fraction of substrate (BOD or COD) used for oxidation
- $S_r$  = substrate (BOD or COD) removed
- $Q$  = flow
- $b'$  = fraction per day of VSS oxidized (oxygen basis)
- $X_a$  = average MLVSS in aeration tank
- $k^*$  = chemical oxygen demand coefficient (as measured by immediate demand).

Sludge accumulation in the activated sludge system from the biological oxidation of wastewaters can be estimated using a similar approach. The components of a mathematical relationship would include:

- (a) increase in sludge attributable to influent SS ( $Q X_i$ )
- (b) increase in sludge due to cellular synthesis ( $a S_r Q$ )
- (c) decrease in sludge due to cellular oxidation or endogenous respiration ( $b X_a V$ )
- (d) decrease in sludge due to effluent SS ( $Q X_e$ )

This expression is:

$$\Delta X = \dots + a S_r Q - [b X_a V]$$

where:

- $\Delta X$  = sludge production per day
- $V$  = volume of aeration basin
- $Q$  = flow
- $a$  = fraction of substrate (COD, BOD) converted to new cells
- $S_r$  = substrate (BOD or COD) removed ( $S_o - S_e$ )
- $b$  = fraction per day of VSS oxidized (sludge basin)
- $X_a$  = average MLVSS in aeration tank
- $X_o$  = influent SS
- $X_e$  = effluent SS

The extended aeration system, which is a modification of the active sludge process, provides a detention time sufficiently long to allow oxidation of biological solids, thus minimizing the amount of sludge for disposal. The sludge is theoretically non-biodegradable residue. However, when it is withdrawn from continuous reactors, it also contains an active biological fraction. Excess sludge from extended aeration plants, therefore, requires additional digestion, as well as watering and disposal.

Considering only the solids in the aeration basin, equation (11-5) can be modified to estimate the sludge accumulation based on soluble substrate utilization in the extended aeration process:

$$\Delta X_v = a S_r - b X_a \quad (11-5)$$

where

- $X_v$  = average MLVSS concentration

Assuming 23% non-degradable residue:

$$\Delta X_d = .77 a S_r - b_o X_d \quad (11-6)$$

where

$$b_0 = \text{fraction per day of degradable VSS oxidized for extended aeration, } \Delta X_d \rightarrow O, \text{ and } X_d = \frac{.77aS_r}{b_0} \quad (11-8)$$

Aeration requirements in an extended aeration can be estimated from Equation (11-9)

$$\frac{\text{lbs } O_2}{\text{day}} = 1.42 b_0 X_d + a'S_r \quad (11-9)$$

where

1.42 lbs. of oxygen are required to oxidize 1.0 lb. of VSS. The sludge age in extended aeration systems will usually exceed ten days and the organic loading normally will be less than 0.25 lbs. BOD<sub>5</sub> applied/day/lb. MLVSS.

## PROCEDURE – ACTIVATED SLUDGE AND EXTENDED AERATION

### A Laboratory Determination of Coefficients – Continuous Flow System

The coefficients used in Equations (11-3, 4, 5) can be estimated using one reactor (Figure 1) and imposing three or four different organic loadings on the system sequentially (about 2 to 4 weeks are required per test) or using 3 or 4 reactors concurrently. The organic loadings should range from 0.2 to 1.5 lbs. BOD<sub>5</sub>/day/lb. MLVSS. The following procedure can be used:

1. Fill each unit with the seed sludge at the predetermined volume. Concentrate or dilute the sludge as required to have an initial VSS concentration of approximately 2400 mg/l.

2. Turn on the air and completely mix the tank contents. Adjust the sliding baffle to provide a 1/4" - 1/2" slot opening at the bottom. Subsequent baffle adjustment can be made as desired according to the sludge blanket height in the settling zone and the sludge interchange rate between the mixing and settling chambers.

3. Start the feed pump at a flow rate necessary to obtain the desired detention time.

4. Maintain the continuous flow-through systems until steady-state conditions prevail. This may be assumed once the oxygen uptake rate of the tank con-

tents remains unchanged and the BOD of the effluent is stabilized. Several detention times may be required before this occurs. Measure the VSS of the tank during the effluent tube, pull the baffle, and measure the VSS of the complete mixed contents. Once the sample has been withdrawn, reinsert the baffle, note the effluent time and resume operations.) Maintain a constant level of VSS wasting solids daily equal to the daily buildup. It is suggested that solids measured at the beginning of each time cycle, and the necessary volume of sludge withdrawn to bring the VSS concentration down to the predetermined level. It is possible that no solids will have to be wasted during the first few days of operation. Once steady-state operation has been assumed, the following analytical and sampling schedule is established:

Analysis	Frequency	Raw <sup>1</sup> Waste	Mixed <sup>2</sup> Liquor Effluent
COD, BOD, or organic carbon, mg/l (filtered and unfiltered composite samples)	3/week	x	
pH	daily	x	x
SS, VSS, mg/l	3/week		x
Oxygen uptake, mg/l/day	3/week		x
Dissolved oxygen, mg/l	daily		x
Microscopic analysis (gram stain)	1/week		x
Color, turbidity	3/week		
Significant ions, cmpds., etc.	3/week	x	

<sup>1</sup> Sample to be withdrawn from influent feed line or raw waste containers

<sup>2</sup> Sample to be withdrawn from the unbaffled tank

<sup>3</sup> Sample to be withdrawn from effluent bottle

This schedule should be continued for at least one week, or until such as consistent results are obtained. The sludge settling curves and sludge volume index of the mixed liquor in each unit should be determined at the end of the run.

6. Plot the effluent BOD or COD concentration as a function of organic removal as shown in Figure (11-3a) and determine "k." If a residual CO

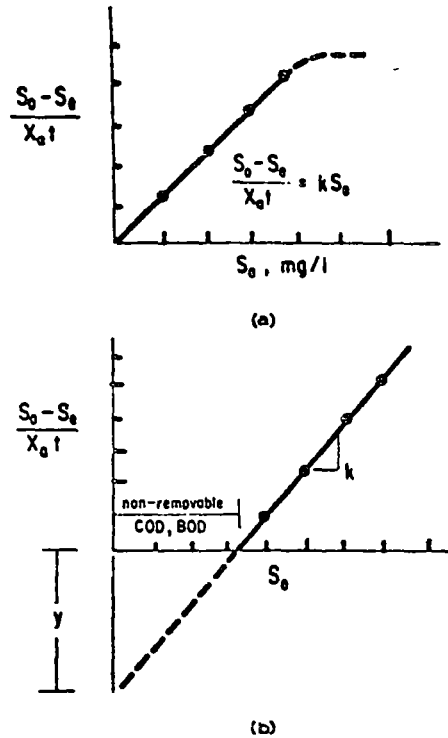


FIGURE 11-3 SUBSTRATE REMOVAL

BOD persists as shown in Figure (11-3b), equation (11-3) must be modified accordingly:

$$\frac{S_o - S_e}{X_{at}} = k S_e - y \quad (11-10)$$

Caution should be exercised in the interpretation of BOD removal kinetics for process design. Variations in waste composition, sludge age, and environmental conditions can alter the reaction rate in the same plant.

7. The zone settling velocity or sludge volume index (SVI) should be determined for the various organic loadings (F/M) to evaluate the loading level at which best sludge settling occurs. A typical plot is shown in Figure (11-4). The F/M for optimal sludge settling is determined from this plot. Depending on the F/M (Figure 11-4) and the BOD removal rate coefficient (Figure 11-3) as related to the effluent BOD desired, the aeration volume requirements will be controlled by one of these parameters as shown in Figure (11-5). This plot relates the organic loading (F/M) to the removal rate constant (K) for a given waste and indicates the controlling parameter.

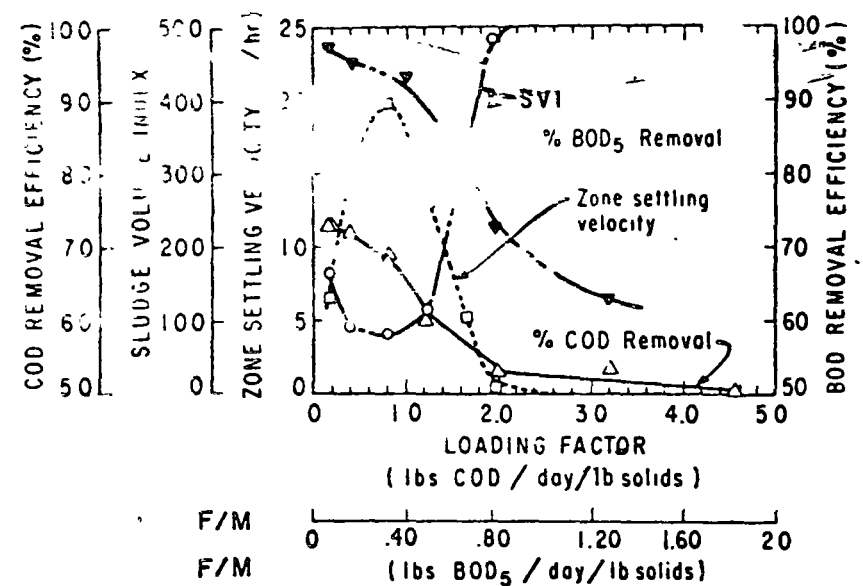


FIGURE 11-4 PARAMETER RESPONSE TO ORGANIC LOADING

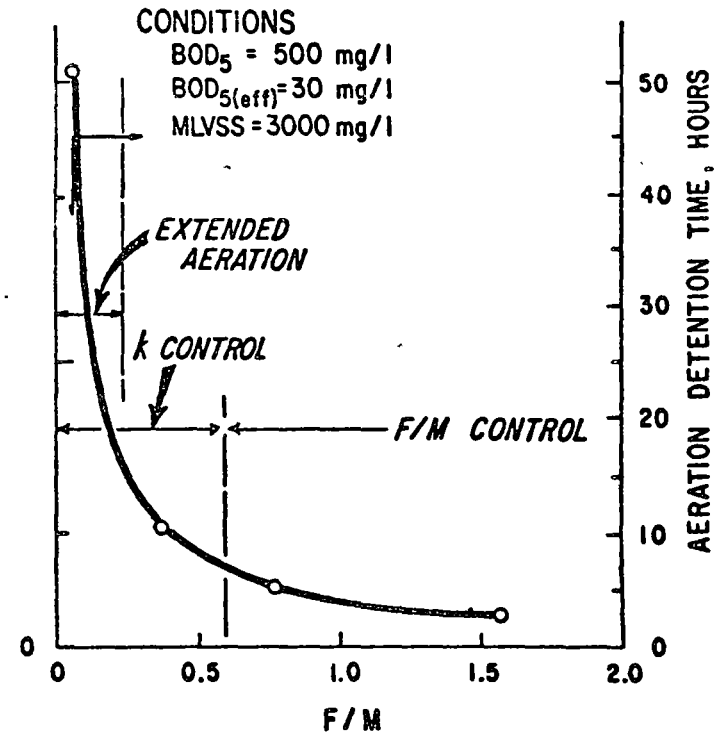


FIGURE 11-5

Determine the oxygen requirement coefficients by rearranging Equation (11-4):

$$\frac{R_r}{X_a} = a' \frac{S_r}{X_{at}} + b' \quad (11-11)$$

Where  $t = \frac{V}{Q}$  and  $k \cdot Q$  is neglected as this demand is usually satisfied prior to testing. The  $a'$  coefficient is taken as the slope and  $b'$  the intercept when plotting the data as shown in Figure (11-6). If nitrification is occurring, the coefficient  $a'$  must be adjusted accordingly.

9. Determine the sludge production by rearranging Equation (11-5) neglecting influent and effluent suspended solids;

$$\frac{\Delta X}{X_a} = \frac{aS_r}{X_{at}} - b \quad (11-12)$$

The "a" and "b" values are taken as the slope and intercept values respectively as shown in Figure (11-7).

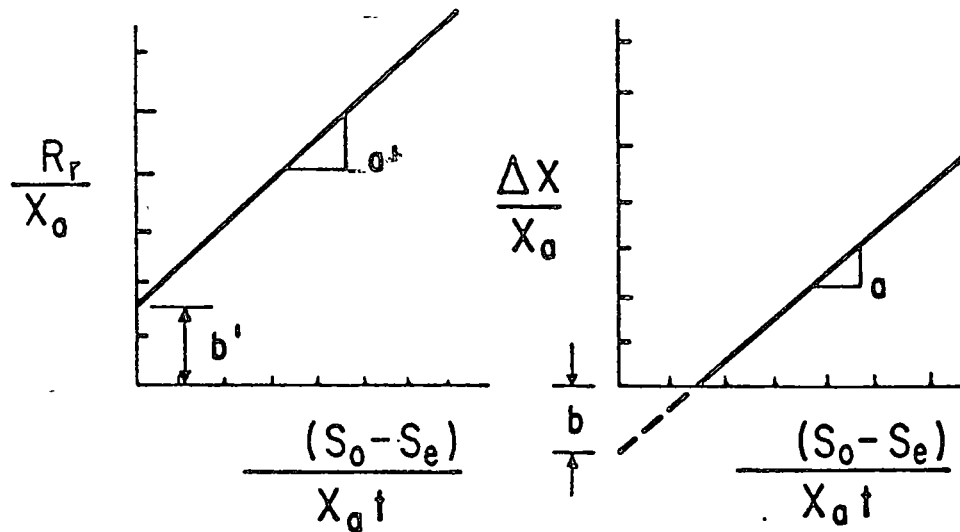


FIGURE 11-6

OXYGEN UTILIZATION RELATIONSHIP

FIGURE 11-7

SLUDGE PRODUCTION RELATIONSHIP

10. The detention time for an extended aeration process can be approximated noting the organic loading value where the net sludge accumulation minimized. This determination is illustrated in Figure (11-8).

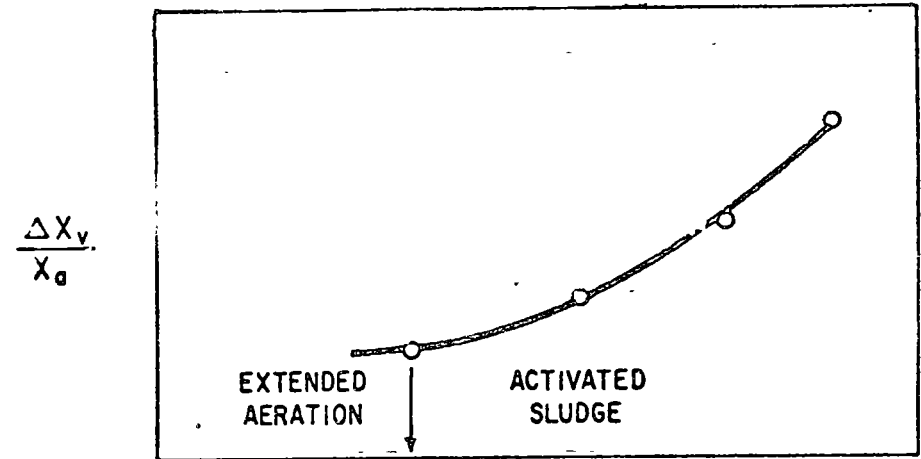


FIGURE 11-8

F/M Ratio

EXTEND AERATION DETERMINATION

#### B. Laboratory Determination of Coefficients – Batch Systems

The coefficients used in Equations (11-3, 4, 5) can be evaluated using a series of batch reactors, although such an approach is not as accurate as using continuous-flow units and should be used only to approximate these values:

1. Partially fill each compartment of the batch unit (Figure 11-2) with acclimated biological seed. The amount of sludge added will depend on the COD of the wastewaters to be analyzed, but the MLVSS concentration of each test cell generally should be in the range of 500-4000 mg/l once the seed is mixed with the raw waste. Proportionate volumes of 750 ml seed and 1250 ml wastewater are commonly used.

2. Add wastewater to each of the batch units so that the COD/MLVSS ratio of the mixed contents will be approximately 3.0, 2.0, 1.5, 1.0, and 0.5 respectively. The wastewater dilution requirements necessary to establish these levels can be calculated based on the seed sludge and wastewater filtered COD (or BOD) values.

3. Aerate the mixed contents. Measure the filtered COD or BOD, oxygen uptake rate, and SS and VSS concentrations in each batch cell at selected time intervals depending on the applied BOD. Add distilled water as required to compensate for evaporation.

4. Plot the oxygen uptake rate,  $R_r$ , as a function of time for the first 24 or 48 hours of aeration. Determine the area under the curve for this period and report as total mg oxygen used per mg average VSS for the test period as shown in Figure (11-9). Record the corresponding COD (or BOD) removed during this time period for each unit. The  $a'$  and  $b'$  coefficients as determined from batch studies can be developed as shown in Figure (11-6).

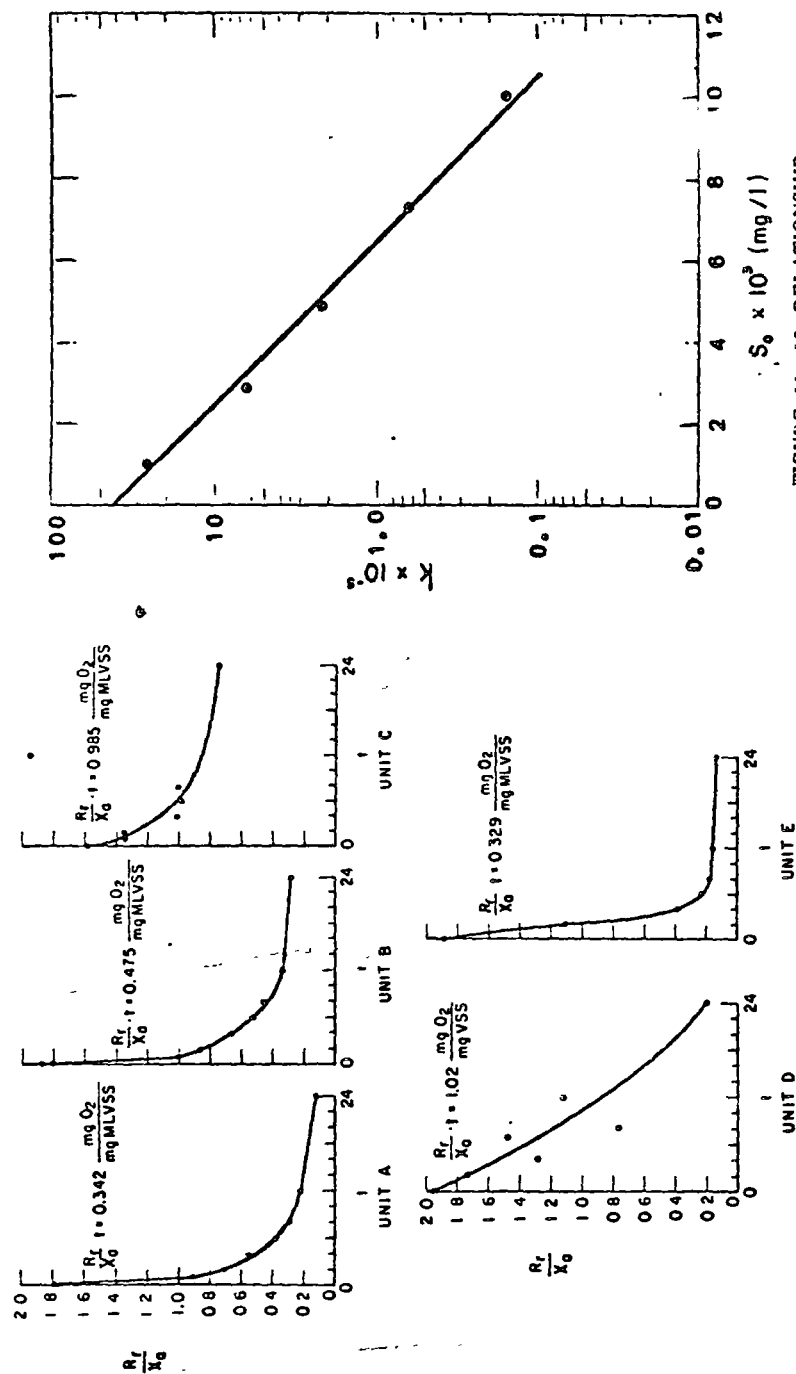


FIGURE 11-9 OXYGEN UTILIZATION WITH TIME

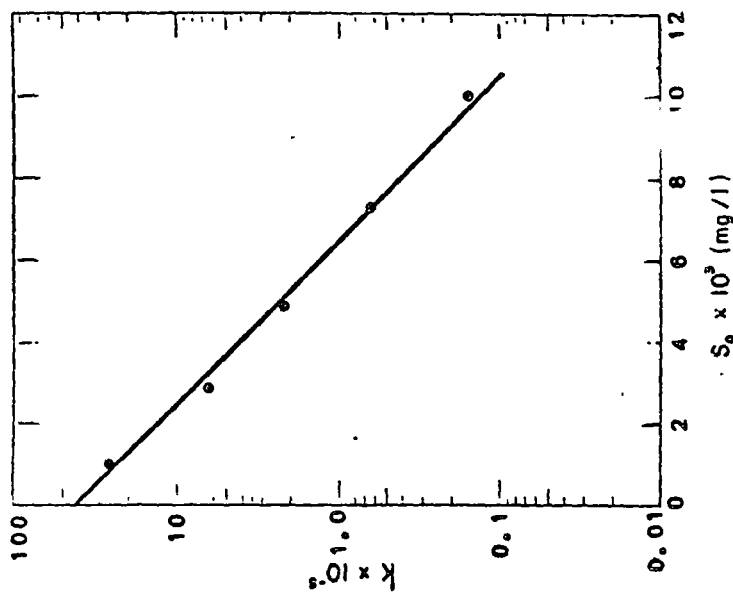


FIGURE 11-10 RELATIONSHIP OF REMOVAL RATE AND INITIAL COD CONCENTRATION

5. Plot the MLVSS concentration versus aeration time for each of the five test units. Take the maximum observed increase in MLVSS, note the time required for this to occur, and plot this difference per average MLVSS as a function of the corresponding COD or BOD removal. The  $a$  and  $b$  coefficients can thereby be determined using the same approach as shown in Figure (11-7).

6. Evaluate the organic removal as a function of detention time and MLVSS concentration and determine the removal kinetics. This will depend on the initial substrate concentration as shown by the results of one test plotted in Figure (11-10).

### EXAMPLE

An organic chemicals plant is considering an activated sludge system for the disposal of their wastewaters. The Regulatory Authority specifies an average effluent BOD of 30 mg/l with a 90% exceedance interval value of 50 mg/l. The wastewater characteristics are:

	Average	90%
Flow, MGD	1.8	2.2
BOD <sub>5</sub> , mg/l	650	850
SS, mg/l	30	50
oils, mg/l	5	10
OH <sup>-</sup> alkalinity (as CaCO <sub>3</sub> ), mg/l	100	—
phenols, mg/l	10	12
Total Kjeldahl Nitrogen, mg/l	82	95
Total Phosphate (as P), mg/l	3	5

Laboratory studies were performed to generate the following information. The data represents average values observed from each continuous unit at steady-state:

Table 11-1 Removal Kinetics

Reactor No.	$S_0$ (mg/l)	$S_e$ (mg/l)	$X_a$ (mg/l)	$t$ (hrs)	$S_0 - S_e$	F/M
					(hr <sup>-1</sup> )	(lb BOD/day / lb MLVSS)
1	800	100	1200	10	0.059	1.60
2	750	50	1500	15	0.031	0.80
3	750	30	1000	40	0.018	0.45
4	750	20	1000	50	0.014	0.36

Tab' 11-2 Oxygen Utilization and Sludge Production

Reactor No.	$R_r$ (mg/l/day)	$\frac{R_r}{X_a}$ (mg/mg day)	$\frac{S_o-S_e}{X_{at}}$ (day <sup>-1</sup> )	$\Delta X$ (mg/day)	$\frac{\Delta X}{X_a}$ (day <sup>-1</sup> )
1	1320	1.10	1.41	960	0.80
2	975	0.65	0.74	600	0.40
3	440	0.44	0.43	200	0.20
4	350	0.35	0.34	150	0.15

From these bench-scale developed data, determine the removal rate coefficient and the oxygen and sludge production coefficients. Design an activated sludge plant capable of treating the average flow with a 90% exceedence-interval BOD concentration. A MLSS concentration of 3500 mg/l is to be maintained in the aeration basin, 85% of which is volatile. (MLVSS = 3,000 mg/l)

1. Aeration Basin Requirements

Two criteria must be considered; an organic loading dictated by flocculation and settling of sludge in the secondary clarifier, and an effluent quality which meets regulatory authority requirements dictated by the removal rate coefficient, k. As noted from Table (11-1) optimal settling as indicated by the SVI occurred at an approximate organic loading value of 0.45.

$$(a) F/M = \frac{24 S_o}{X_{at}}$$

$$0.45 = \frac{24 (850)}{3000 t}$$

$$t = \frac{24 (850)}{3,000 (.45)} = 15 \text{ hrs}$$

(b) The required detention time based on the substrate removal rate coefficient determined in Figure (11-11A) ( $k = .0154 \text{ day}^{-1}$ ) is:

$$t = \frac{S_o-S_e}{X_a k S_e}$$

$$t = \frac{(850 - 30)}{(3000) (.0154) (30)} = 14.4 \text{ hrs.}$$

The required detention time is 15 hrs.  
Required basin volume (avg. flow) =  $(1.8 \times 10^6) (\frac{15}{24}) = 1,125,000 \text{ gal.}$

The organic loading at maximum conditions (90% exceedence interval) is:

$$F/M = \frac{(2.2 \times 10^6 \text{ gal/day}) (850 \text{ mg/l}) (8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/gal/mg/l})}{(3000 \text{ mg/l VSS}) (8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/gal/mg/l}) (1.125 \times 10^6 \text{ gal})}$$

$$F/M = 0.55 \text{ lbs BOD/day/lb MLVSS}$$

2. Sludge Production

The sludge yield coefficients are determined from arranging the data as shown in Figure (11-11C). Assume the secondary clarifier effluent solids = 20 mg/l and apply Eq. (11-5).

$$\Delta X = Q X_i + 0.58 S_r Q - (0.06 X_a V + Q X_e)$$

The magnitude of each equation component is calculated as follows:

$$Q X_i = + \left( \frac{1.8 \times 10^6 \text{ gal}}{\text{day}} \right) (30 \text{ mg/l}) \left( \frac{8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/gal}}{\text{mg/l}} \right) = +450 \frac{\text{lbs}}{\text{day}}$$

$$0.58 S_r Q = + 0.58 (620 \text{ mg/l}) \left( \frac{1.8 \times 10^6 \text{ gal}}{\text{day}} \right) \left( \frac{8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/gal}}{\text{mg/l}} \right) = +5,400 \frac{\text{lbs}}{\text{day}}$$

$$0.06 X_a V = \frac{-0.06}{\text{day}} (3000 \text{ mg/l}) (1.125 \times 10^6 \text{ gal}) (8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/gal}) = -2,250 \frac{\text{lbs}}{\text{day}}$$

$$Q X_e = \frac{-(1.8 \times 10^6 \text{ gal}) (20 \text{ mg/l}) (8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/gal})}{\text{day}} = -300 \frac{\text{lb}}{\text{day}}$$

$$\Delta X (\text{Net daily sludge accumulation}) = 3,300 \frac{\text{lb}}{\text{day}}$$

Total sludge accumulation to sludge disposal (dry wt. basis) = 4,400 lbs/day. The sludge handling processes should be designed to dig and dewater this daily accumulation.

### Oxygen Requirements and Aeration Design

The oxygen requirements are determined by evaluating the coefficients as shown in Figure (11-11B). Using Equation (11-4):

$$R_r V \left( \frac{\text{lbs } O_2}{\text{day}} \right) = 0.70 S_r Q + .12 X_a V$$

(assume no chemical oxygen demand, I.O.D. = 0)

and

$$\text{Oxygen Requirement} \left( \frac{\text{lbs } O_2}{\text{day}} \right) = \left[ 0.70 (820 \text{ mg/l}) \left( \frac{8.34 \times 10^6 \text{ lbs}}{\text{mg/l/gal}} \right) \left( \frac{1.8 \times 10^6 \text{ gal}}{\text{day}} \right) \right]$$

$$+ \left[ \frac{.12}{\text{day}} (3000 \text{ mg/l}) \left( \frac{8.34 \times 10^6 \text{ lbs}}{\text{mg/l/gal}} \right) (1.125 \times 10^6 \text{ gal}) \right]$$

$$= 8600 \text{ lbs/day} + 3370 \text{ lbs/day}$$

$$= 11,970 \text{ lbs/day}$$

$$= 500 \text{ lbs/hour}$$

Size Aeration Equipment – Use mechanical surface aerators – the design equation is:

$$N = N_o \frac{C_{sw} - C_L}{9.1} (\alpha) (1.02^{T-20}) \quad (11-1)$$

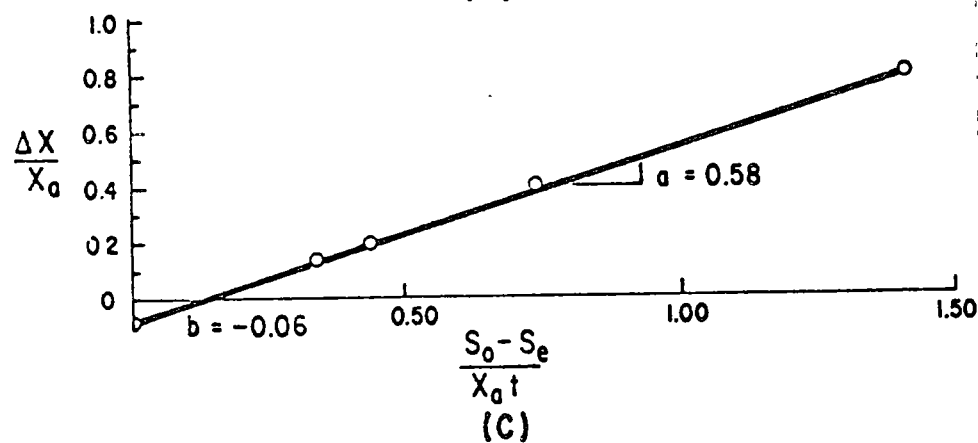
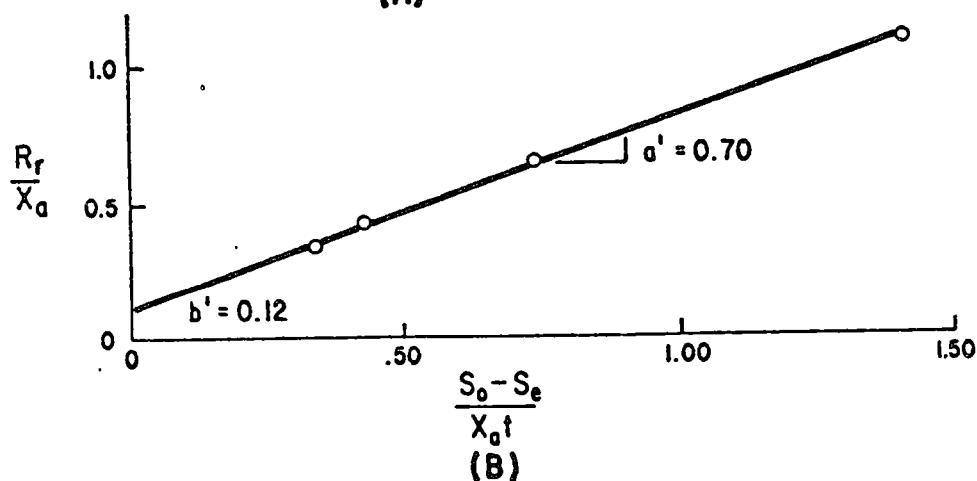
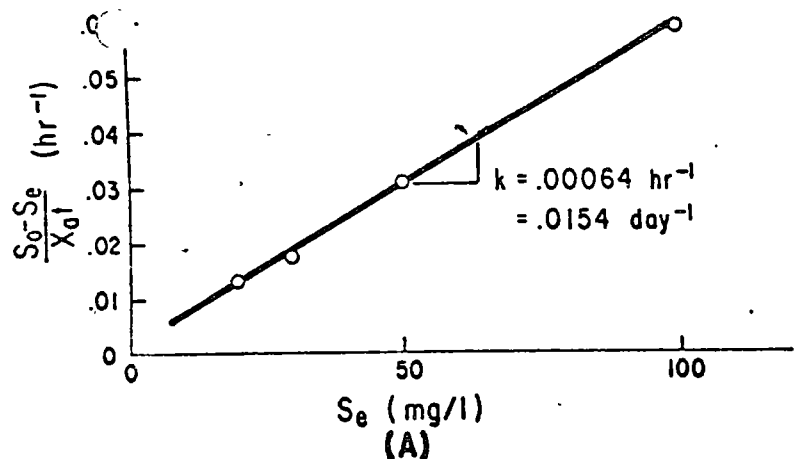


FIGURE 11-11 ACTIVATED-SLUDGE DESIGN FORMULATIONS

where

- $N$  = oxygen transfer efficiency, field conditions
- $N_o$  = oxygen transfer efficiency, standard conditions
- $C_{sw}$  = saturation conc., D.O. in wastewater
- $C_L$  = operating D.O. level in aeration basin, usually  $\approx 1.0$  mg/l
- $\alpha$  = oxygen transfer coefficient
- $T$  = water temperature,  $^{\circ}\text{C}$

The manufacturer of the aeration equipment rates the aeration efficiency as 2.5 lbs  $\text{O}_2$ /HP-hr. Previous tests give an alpha ( $\alpha$ ) value of 0.75. The basin temperature is expected to be 30  $^{\circ}\text{C}$  in the summer and 18  $^{\circ}\text{C}$  in the winter.

Summer Conditions:

$$N = N_o \left( \frac{7.4 - 1.0}{9.1} \right) (0.75) (1.02^{30-20})$$

$$N = 0.64 N_o$$

Winter Conditions:

$$N = N_o \left( \frac{10.3 - 1.0}{9.1} \right) (0.75) (1.02^{18-20})$$

$$N = 0.75 N_o$$

Summer conditions control design

The effect of power level in an aeration basin on transfer efficiency is shown in Figure (11-12). A trial and error solution is required:

(a) Assume a power level of 0.24 HP/1000 gal.

$$\begin{aligned} \text{Then from Figure (11-12)} N_o &= 2.94 \text{ lbs } \text{O}_2/\text{HP-hr} \text{ and } N = 2.94 (0.64) \\ &= 1.88 \text{ lbs } \text{O}_2/\text{HP-hr} \end{aligned}$$

(b) Power Requirements are:

$$\left( \frac{500 \text{ lbs } \text{O}_2}{\text{hr}} \right) \left( \frac{\text{HP-hr}}{1.88 \text{ lbs } \text{O}_2} \right) = 265 \text{ HP Use 9-30 Hp Units}$$

$$\text{Total HP} = 9(30) = 270 \text{ HP}$$

(c) Power level is:

$$\frac{270 \text{ HP}}{1,125,000 \text{ gal}} = 0.24 \text{ HP/1000 gal - Design is satisfactory}$$

The diameter of influence for 30 HP units from Figure (11-12) is 70 ft. spacing of units used to provide minimal overlap. Parallel basins can be used if desired.

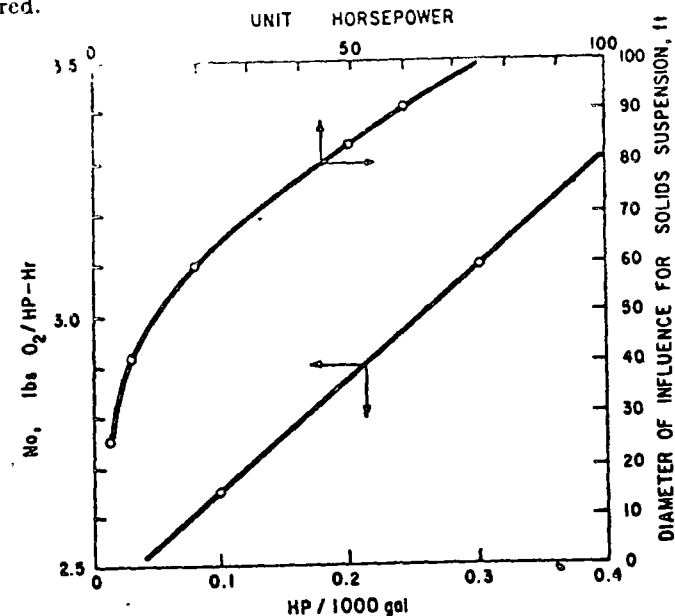


FIGURE 11-12 SURFACE AERATION CHARACTERISTICS

#### 4. Neutralization

As previously stated, up to 0.5 lbs. of alkalinity (as  $\text{CaCO}_3$ ) can be moved per lb. of BOD removed.

Therefore:

$$\text{lbs BOD removed per day} = (620) (1.8 \times 10^6) (8.34 \times 10^{-6}) = 9,300$$

$$\text{lbs alkalinity} = (100) (1.8 \times 10^6) (8.34 \times 10^{-6}) = 1500 \text{ lbs}$$

$$\frac{1500}{9300} < 0.5 \text{ - no neutralization required based on anticipated raw waste alkalinity concentration.}$$

#### 5. Nutrient Requirements

The accepted nutrient demand for proper microorganism growth BOD/N/P ratio of at least 100/5/1:

$$\text{BOD}_5 = 850 \text{ mg/l}$$



Required N = 42 mg/l (TKN = 82 mg/l; no additional nitrogen required)

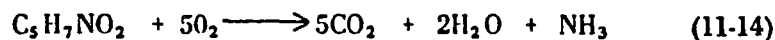
Required P = 8.5 mg/l (P = 3 mg/l; 5.5 mg/l additional phosphorus required)

$$\text{P Requirement} = (5.5 \text{ mg/l}) \left( \frac{1.8 \times 10^6 \text{ gal}}{\text{day}} \right) (8.34 \times 10^{-6} \text{ lbs/mg/1/gal})$$

$$= 83 \text{ lbs/day (as P)}$$

### Aerobic Digestion

Aerobic Digestion is a commonly used process where waste activated and digestible primary sludge is aerated for long periods of time, resulting in cellular destruction with a decrease in volatile suspended solids (VSS). If endogenous bacterial cells are represented by the chemical formula  $C_5H_7NO_2$ , then cellular destruction through aerobic digestion can be represented by:



This occurs when substrate in an aerobic system is insufficient for synthesis and energy, and the rate of destruction exceeds that of growth. This is schematically illustrated as noted in Figure (11-13). Primary sludges often are combined with excess activated sludge, although the VSS destruction rate usually decreases as a higher food to microorganism (F/M) ratio prevails.

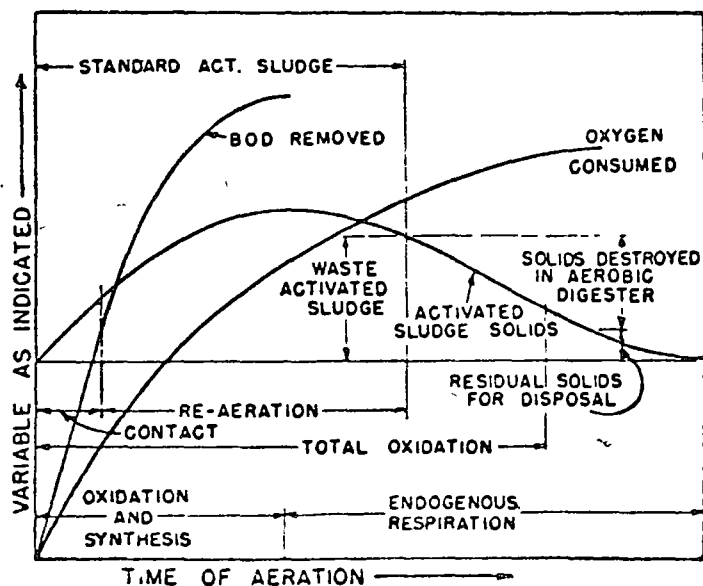


FIGURE 11-13 SCHEMATIC REPRESENTATION OF AEROBIC BIOLOGICAL TREATMENT

The efficacy of digesting sludges aerobically will depend on the nature of the sludge, the applied loading and the sludge age, defined as the ratio of the weight of volatile solids in the digester to the weight of volatile solids added per day. Aerobic digestion is considered as a candidate process in a waste treatment system bench or pilot scale tests should be undertaken to determine VSS destruction rate and oxygen requirements necessary for design purposes. A procedure for conducting this experimentation follows.

### PROCEDURE – AEROBIC DIGESTION

- Set up three batch units each filled with approximately two liters of excess activated sludge. Dilute or concentrate the sludge so that the initial VSS concentration covers the spectrum that might be expected in the proposed digester.
- Start aerating the samples, immediately performing the following analyses on each:
  - suspended solids (SS), mg/l
  - volatile suspended solids, (VSS), mg/l
  - oxygen uptake, mg/l/day
- Continue aeration of all units for approximately 30 days. Perform the analyses indicated above every three days for each unit.
- Plot the VSS and SS concentration versus aeration time (sludge age) from which the oxidizable (degradable) fraction can be estimated.
- Recalculate the fraction of VSS destroyed on a degradable VSS basis. Plot the oxidizable VSS remaining (or removed) as a function of detention time and write the equation which describes this destruction. Note the effect of initial VSS on the destruction rate and indicate the relationship, if applicable.
- Record the oxygen uptake rate as a function of sludge age. The oxygen utilization value for sizing aeration equipment can be approximated by the average value exerted during the sludge age required for the desired VSS destruction level. It is recognized that this average oxygen requirement may be slightly higher than the demand at equilibrium conditions, but is considered adequate for design purposes.

### EXAMPLE

The effluent from an industrial complex is treated using the activated sludge process, with the excess sludge to be digested aerobically. The following data were obtained using bench-scale aeration of excess sludge obtained from the activated sludge pilot plant.

**SECTION 4 - AERATED LAGOONS<sup>1</sup>**

<sup>1</sup>Water Pollution Control, Eckenfelder & Ford, Pemberton Press (1970)

## AERATED LAGOONS

An aerated lagoon is a basin in which bacteria and other organisms have an opportunity to grow and proliferate under an aerobic environment. Oxygen is supplied to the basin by mechanical or diffused systems and the turbulence level maintained insures distribution of oxygen throughout the basin but is usually insufficient to maintain all solids in suspension. The primary difference between activated sludge and aerated lagoon systems is the degree of system control. The microorganism population in the activated sludge system is controlled by recycling sludge from a secondary clarifier, whereas the aerated lagoon is strictly a "flow-through" aeration basin, where the solids concentration is a function of the wastewater characteristics and basin detention time.

Aerated lagoons can be applied either as a high rate system, where soluble BOD is essentially converted to cellular BOD with some stabilization occurring, or as a low rate system, where lower BOD/microorganism ratios result in higher BOD removals. The high rate aerated lagoons are normally completely mixed with no solids deposition, while the low rate systems such as shown in Figure (10-1) are not sufficiently mixed to keep all solids in suspension. Deposited solids undergo anaerobic decomposition, with most noxious intermediate compounds oxidized in the upper or aerobic portion of the basin. These systems are shown in Figure (10-2).

Providing proper environmental conditions such as nutrients, pH, etc. are

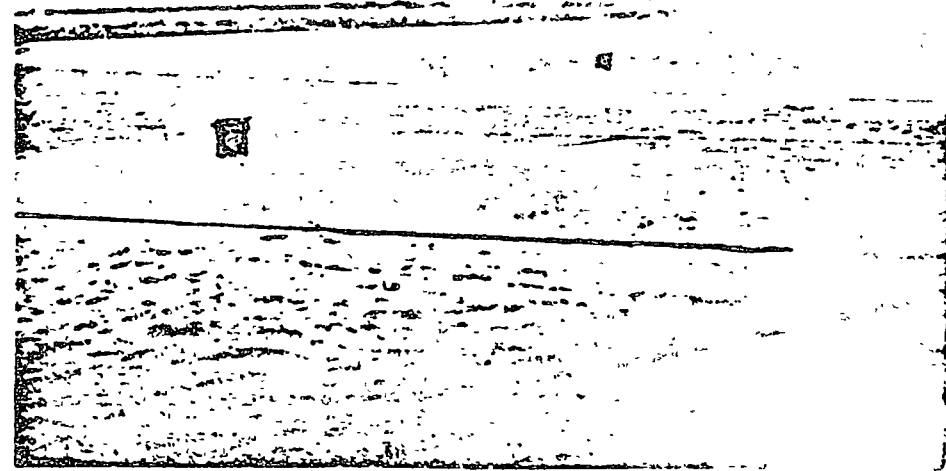


FIGURE 10-1 AERATED LAGOON

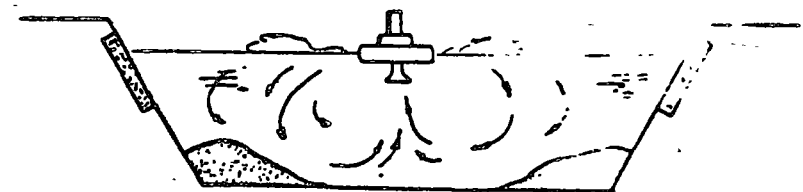
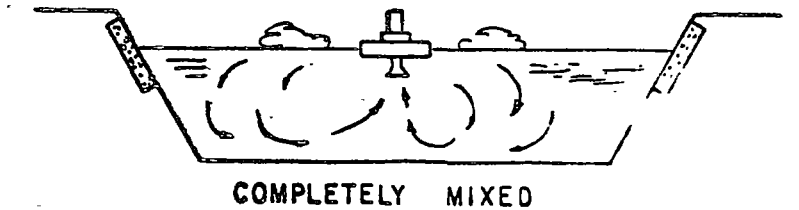


FIGURE 10-2 AERATED LAGOON MIXING REGIMES

TABLE 11-3

Time of Aeration (days)	VSS (mg/l)	O <sub>2</sub> Uptake (mg/l/hr)
0	6,434	—
1	6,160	33.5
3	5,320	22.6
6	4,300	—
8	4,000	15.0
9	3,890	—
14	3,550	12.0
18	3,250	—
25	3,200	8.2

If 4,500 lbs. of excess activated sludge (as VSS) are pumped from the final clarifier to the aerobic digester each day, estimate the basin volume and oxygen requirements for 85 percent destruction of degradable VSS. Assume an equilibrium VSS concentration in the digester of 3,600 mg/l.

1. Determine the VSS destruction rate on the basis of degradable solids. The data from Table (11-3) is retabulated.

TABLE 11-4

Time of Aeration (days)	VSS (mg/l)	Oxidizable VSS Remaining (mg/l)
0	6,434	3,234
1	6,160	2,960
3	5,320	2,120
6	4,300	1,100
8	4,000	800
9	3,890	690
14	3,550	350
18	3,250	50
25	3,200	—

The degradable VSS remaining versus sludge age is plotted in Figure (11-14).

2. If 85 percent destruction is desired, the required sludge age according to Figure (11-14) is:

$$\log VSS_d \text{ Remaining} = \log 3,234 - K_e (\text{Sludge Age})$$

$$\text{@ 85\% destruction; } VSS_d \text{ remaining} = .15 (3,234) = 485 \text{ mg/l}$$

$$\log 485 = \log 3,234 - K_e (\text{Sludge Age})$$

or

$$\text{Sludge Age} = \frac{\log 3,234 - \log 485}{K_e}$$

$$\text{Sludge Age} = 11.5 \text{ days (This value can be taken directly from Figure 11-4)}$$

3. Assuming the equilibrium VSS concentration is 7,000 mg/l in the aerobic digester and the sludge tested is representative of that for which the digester is being designed, the required tank volume is calculated as follows:

Daily sludge to be pumped from digester (VSS basin):

$$\text{Non-degradable VSS} = \left(\frac{3200}{6434}\right) (4500) = 2250 \text{ lbs/day}$$

$$\text{Degradable VSS not oxidized} = (.15) (2250) = 337 \text{ lbs/day}$$

$$\text{Total} = 2587 \text{ lbs/day}$$

At a sludge age of 11.5 days, the aerobic digester volume requirement is:

$$-(1913 \frac{\text{lbs}}{\text{day}}) \left(\frac{10^6 \text{ gal} \cdot \text{mg/l}}{8.34 \text{ lbs}}\right) \left(\frac{11.5 \text{ days}}{7,000 \text{ mg/l}}\right) = 377,000 \text{ gal}$$

It should be noted that the VSS destruction rate is a function of temperature and this value should be determined at the lowest temperature anticipated in the field.

4. The observed oxygen uptake rate as a function of sludge age is plotted in Figure (11-15). The estimated average oxygen requirement for the design sludge age is taken as the area under the curve divided by the sludge age. The oxygen requirement is:

$$\text{Area under the oxygen uptake curve} = 5520 \text{ mg/l O}_2$$

The average daily oxygen utilization is:

$$\frac{5520 \text{ mg/l O}_2}{11.5 \text{ days}} = 480 \frac{\text{mg/l}}{\text{day}}$$

The average VSS concentration during the aeration period of 11.5 days is estimated from Figure (11-15) to be 4,750 mg/l VSS. This is the MLVSS level used to estimate oxygen requirements only.

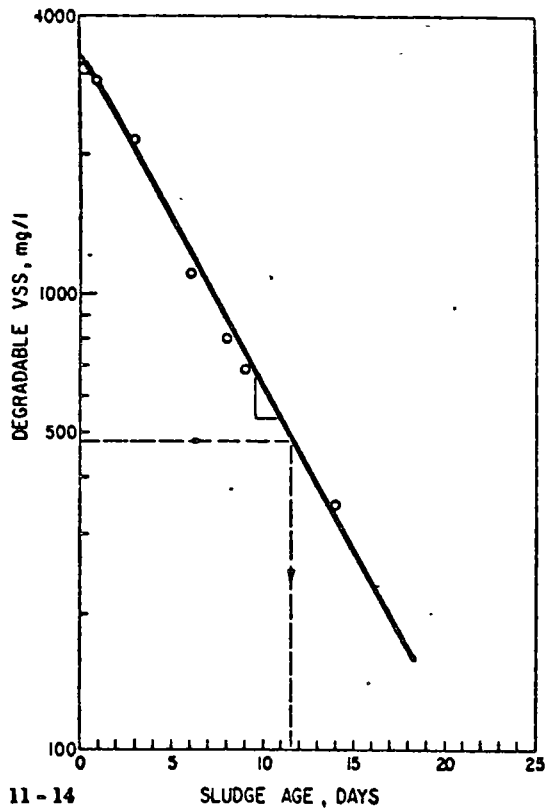


FIGURE 11 - 14

SLUDGE AGE, DAYS

The total oxygen requirement based on an average MLVSS concentration is then:

$$\left(\frac{7000}{4750}\right) \left(\frac{480 \text{ mg/l}}{\text{day}}\right) \left(\frac{8.34 \times 10^6 \text{ lbs}}{\text{gal} \cdot \text{mg/l}}\right) (377000 \text{ gal.}) = 2220 \frac{\text{lbs O}_2}{\text{day}}$$

$$= 93 \text{ lbs O}_2/\text{hr}$$

The HP Requirements can be determined using Eq. (11-13). Mixing should be checked to see if oxygen or mixing requirements control design.

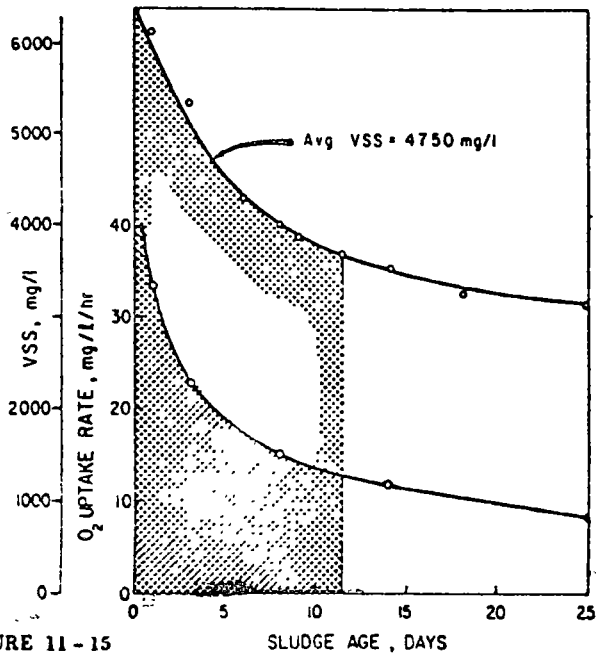


FIGURE 11 - 15

SLUDGE AGE, DAYS

average flow = 30 MGD Raw Waste, VSS, ( $X_0$ ) = 30 mg/l

$BOD_5 = 650 \text{ mg/l}$   $a = 0.45$

Temperature Coefficient,  $\theta = 1.05$   $b = 0.07 \text{ day}^{-1}$

Proportionality factor,  $f = 12 \times 10^{-6}$

Removal rate coefficient (BOD basis) =  $.05 \text{ hr}^{-1} = 1.20 \text{ day}^{-1} = K$

Average air temp., summer = 75 F

Average air temp., winter = 30 F

Average wastewater temperature = 100 F

The BOD/VSS relationship data of the mixed liquor is shown in Figure 10-3 (from bench-scale experimental data)

Estimate the total BOD concentration in the effluent for summer and winter conditions discharged from an aerated lagoon having an area of seven acres and a depth of eight feet. Estimate the surface aeration requirements.

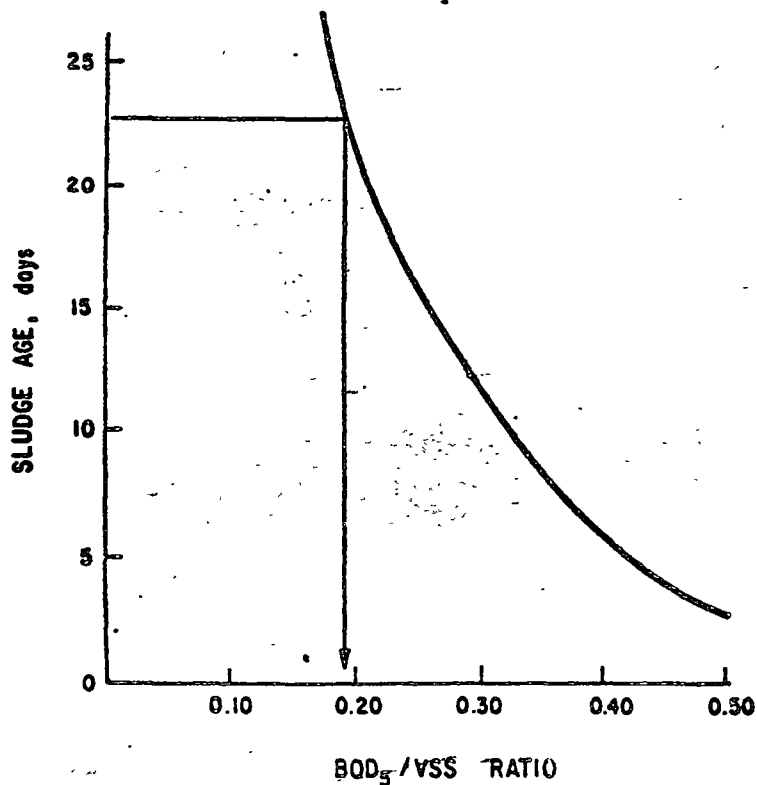


FIGURE 10-3 BOD/VSS — SLUDGE AGE RELATIONSHIP

1. The basin temperature for winter and summer operating conditions is determined as follows:

$$T_w = \frac{AaT + QT_i}{Aa + Q}$$

$$T_w (\text{summer}) = \frac{7(43,560)(12 \times 10^{-6})(75) + 0.80(100)}{7(43,560)(12 \times 10^{-6}) + .80}$$

$$T_w = 80 \text{ F} = 26.6 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_w (\text{winter}) = \frac{7(43,560)(12 \times 10^{-6})(30) + 0.80(100)}{7(43,560)(12 \times 10^{-6}) + .80}$$

$$T_w = 43 \text{ F} = 6.1 \text{ }^\circ\text{C}$$

2. The BOD removal rate for winter and summer conditions is:

$$\begin{aligned} (\text{Summer}) K_{26.6} &= K_{20}(1.05)^{26.6-20} \\ &= 1.20(1.05^{6.6}) \end{aligned}$$

$$K_{26.6} = 1.65 \text{ day}^{-1}$$

(Winter)

$$\begin{aligned} K_{6.1} &= K_{20}(1.05)^{6.1-20} \\ &= 1.20(1.05)^{-13.9} \end{aligned}$$

$$K_{6.1} = 0.61 \text{ day}^{-1}$$

3. The soluble fraction of the effluent BOD can be computed:

(Summer)

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (1.2)$$

$$\frac{S_e}{650} = \frac{1.2}{1 + 1.65(t)}$$

wt.

retention time,  $t$  is:

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{7 (43,560) (8) (7.48)}{800,000} = 22.8 \text{ days}$$

$$\frac{S_e}{650} = \frac{1}{1 + (1.65) (22.8)} \quad (1.2)$$

$$\frac{S_e}{650} = \frac{1.2}{38.6}$$

$$S_e = 20 \text{ mg/l}$$

(Winter)

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (1.05)$$

$$\frac{S_e}{650} = \frac{1}{1 + (0.61) (22.8)} \quad (1.05)$$

$$\frac{S_e}{650} = \frac{1.05}{14.9}$$

$$S_e = 46 \text{ mg/l}$$

1. For a sludge age (detention time) of 23 days, estimate the BOD/VSS from Figure (10-3) as:

$$\text{BOD/VSS} = 0.20$$

the average MLVSS concentration at equilibrium for a completely mixed lagoon is:

$$\begin{aligned} X_s &= \frac{X_0 + aS_r}{1 + bt} \\ &= \frac{30 + 0.45 (630)}{1 + .07 (22.8)} \\ &= \frac{30 + 285}{1 + 1.56} \\ &= 120 \text{ mg/l VSS} \end{aligned}$$

The average non-soluble BOD fraction in the effluent is:

$$0.20 (120) = 24 \text{ mg/l}$$

This value represents the maximum BOD attributable to VSS as in a completely mixed aerated lagoon although it is recognized a portion of these solids being deposited on the bottom. The predicted effluent quality:

Summer:	BOD <sub>s</sub> (soluble)	=	20 mg/l
	BOD <sub>s</sub> (non-soluble)	=	24 mg/l
	<b>TOTAL</b>	=	<b>44 mg/l</b>
Winter:	BOD <sub>s</sub> (soluble)	=	46 mg/l
	BOD <sub>s</sub> (non-soluble)	=	24 mg/l
	<b>TOTAL</b>	=	<b>70 mg/l</b>

5. The estimated oxygen requirements are 1.2 lbs O<sub>2</sub>/lb BOD removed.

Summer:

$$1.2 (650-20) (8.34 \times 10^6) (.80 \times 10^6) = 5050 \text{ lb O}_2/\text{day} = 210 \text{ lbs O}_2/\text{hr}$$

Winter:

$$1.2 (650-46) (8.34 \times 10^6) (.80 \times 10^6) = 4850 \text{ lbs O}_2/\text{day} = 202 \text{ lbs O}_2/\text{hr}$$

maintained the BOD removed will be a function of detention time, temperature, the nature of the waste, and the suspended biological solids concentration. Mathematically, the BOD removal rate can be expressed as follows:

$$\frac{dS}{dt} = kX_a S = KS \quad (10-1)$$

where

- $\frac{dS}{dt}$  = BOD removal with respect to time
- $k$  = removal rate constant (excluding VSS)
- $K$  = removal rate constant (including VSS) =  $kX_a$
- $X_a$  = VSS concentration in aerated lagoon
- $S$  = BOD remaining

Assuming a completely mixed system, a material balance around the lagoon yields:

$$\frac{S_o - S_e}{X_a t} = kS_e \quad \text{or} \quad \frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (10-2)$$

where

- $S_o$  = influent BOD
- $S_e$  = effluent BOD

This equation assumes first order kinetics and complete mixing, neither of which hold true for all cases. However, it does represent a generalized response function for most aerated lagoons and can be used to approximate design requirements.

Since the solids level maintained in the aerated lagoon is low, temperature variation will exert a profound effect on the rate of BOD removal. It is therefore necessary to estimate the lagoon temperature at both extreme conditions. The following relationship can be employed:

$$T_i - T_w = \frac{(T_w - T_a) f A}{Q} \quad (3)$$

where

- $T_i$  = influent waste temperature (°F)
- $T_w$  = lagoon temperature (°F)
- $T_a$  = air temperature (°F)
- $Q$  = wastewater flow (MGD)
- $A$  = lagoon surface area (ft<sup>2</sup>)
- $f$  = proportionality factor

The proportionality factor includes the heat transfer coefficient, wind, and humidity effects. Once this temperature has been estimated, the corresponding biological treatment efficiency can be predicted from the following relationship:

$$K_t = K_{20} \theta^{T-20} \quad (10-4)$$

where

- $K_t$  = BOD removal rate at temperature, T
- $K_{20}$  = BOD removal rate at 20° C
- $T$  =  $T_w$  = lagoon temperature
- $\theta$  = temperature coefficient (1.06-1.10)

Equations (10-2, 3, 4) can be combined to give:

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{1 + K_{20} \theta \left[ \frac{AfT_a + QT_i}{Af + Q} - 20 \right] \frac{AD}{Q}} \quad (10-5)$$

where the  $\frac{AD}{Q}$  term is the detention time.

The total oxygen requirements in an aerated lagoon are related to the BOD removal and the quantity of biological solids in suspension. Since these solids are



normally at low level, (80-200 mg/l VSS) the oxygen can be related directly to the BOD removal (1).

$$\frac{\text{lbs } O_2}{\text{day}} = Y (\text{lbs BOD removed/day}) \quad (10-6)$$

where Y will vary from 0.9 to 1.4, depending on the nature of the waste, mixing level and the temperature.

The exact solids level in an aerated lagoon is important because it determines the concentration of suspended solids and associated BOD level discharged in the effluent. In a completely mixed aerated lagoon, this level can be approximated by a material balance around the basin:

$$(\text{Solids in}) + (\text{net synthesis in Basin}) = (\text{Solids out})$$

or

$$(X_0) + (aS_r - bX_a t) = X_a \quad (10-7)$$

rearranging;

$$X_a = \frac{X_0 + aS_r}{(1 + bt)} \quad (10-8)$$

where:

$X_a$  = average MLVSS, mg/l

$X_0$  = influent VSS, mg/l

$S_r$  = BOD removed, mg/l

$a$  = fraction of BOD removed used for cellular synthesis

$t$  = detention time

$b$  = cellular auto-oxidation rate coefficient,  $\text{time}^{-1}$

The solids level in a basin which is not completely mixed will fall somewhat below this value, depending on tank geometry, aerator spacing, and nature of the influent.

## PROCEDURE

The organic removal rate constant for an aerated lagoon as defined in equations (10-2) and (10-5) can be estimated from bench scale or pilot plant tests by observing the effluent BOD or COD concentration as a function of the BOD or COD removal per unit time per unit MLVSS concentration. It should be recognized that similar mixing intensities should be applied in the pilot or bench scale studies as anticipated in the prototype unit. For example, translating a BOD removal rate determined from a completely mixed laboratory unit to a full scale lagoon where lower mixing regimes lead to solids deposition and anaerobic decomposition may result in an underdesign situation. Therefore, adjustment of air and mixing intensities should be incorporated into the laboratory operation.

The aerated lagoon design procedure includes the following steps:

1. Determine the organic removal rate, K, for the wastewater in question. This value may be established from pilot tests (Chapter 11) or estimated from available data.
2. Estimate the average basin temperature for both summer and winter operating conditions using Equation (10-3).
3. Calculate from Equation (10-5) the detention time necessary to reduce the initial organic concentration to the required effluent organic concentrations (soluble fraction). This estimate should be made for both winter and summer operating conditions. Allow a BOD feedback to the lagoon attributable to biodegradable anaerobic degradation products. This factor can be incorporated into Equation (10-2) or (10-5) according to the following:

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (1.2) \text{ (summer conditions)} \quad (10-9)$$

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (1.05) \text{ (winter conditions)} \quad (10-10)$$

4. Estimate the lagoon oxygen requirements and aeration equipment from Equation (10-6), and check the resulting power level for mixing.
5. From a solids balance around the aerated lagoon, estimate the equilibrium VSS concentration in the aeration basin. Add the BOD associated with these solids to the soluble fraction in order to estimate the total BOD discharged from the lagoon. This procedure is illustrated in the following example.

## EXAMPLE

An organic chemical waste is to be treated in an aerated lagoon. A total area of seven acres has been allocated for construction of the lagoon. The following characteristics were obtained from an analysis and treatability testing program.

The aeration transfer efficiency is calculated: (See Chapter 11, Equation 11-13)

Assume:

$$N_o = 2.5 \text{ lbs } O_2/\text{HP-hr}$$

$$\alpha = 0.85$$

$$C_{sw} = 7.15 \text{ mg/l (summer); } 10.5 \text{ mg/l (winter)}$$

$$C_L = 1.0$$

$$\theta = 1.02$$

Summer:

$$N = 2.5 \left( \frac{7.15 - 1.0}{9.1} \right) (0.85) (1.02)^{26.6-20}$$

$$N = 1.65 \text{ lbs } O_2/\text{HP-hr}$$

Winter:

$$N = 2.5 \left( \frac{10.5 - 1.0}{9.1} \right) (0.85) (1.02)^{6.1-20}$$

$$N = 1.70 \text{ lbs } O_2/\text{HP-hr}$$

Use a mechanical surface aerators:

Power Requirements:

$$\text{Summer: } \text{HP} = \frac{210}{1.65} = 127 \text{ HP (controls design)}$$

$$\text{Winter: } \text{HP} = \frac{202}{1.70} = 118 \text{ HP}$$

# PREDICCIÓN DE UTILIZACIÓN DE OXÍGENO Y DESARROLLO ANALÍTICO DE MODELOS FLUVIALES

Por E. F. Gloyna \*

---

## RESUMEN

En este artículo se discuten los varios aspectos de descargas de desechos, las variables que influyen en la reaeración superficial, los efectos de descargas de agua a altas temperaturas, la importancia en definir el metabolismo de la comunidad, diferencias en oxígeno disuelto, el desarrollo de conceptos de dispersión, el establecimiento de capacidades de aeración, y la aplicación de ecuaciones de dispersión.

---

El movimiento de desechos (aguas negras, desechos industriales, etc.) por ríos, lagos, y estuarios es función del transporte hidrodinámico y de las interacciones traídas a cabo por la flora y fauna del agua y la materia que se encuentra tanto suspendida en el agua como sedimentada en el fondo del cauce. La retención de desechos o la degradación biológica de esta materia se refleja en las condiciones ambientales. Consecuentemente, para obtener un concepto acertado de aquellos factores que afectan el transporte, es necesario estudiar un sistema fluvial en considerable detalle. Para facilitar una evaluación, rápida y sin exceso de costo, de los efectos ambientales sobre la capacidad asimilativa de los cauces fluviales, es a veces necesario simplificar el proceso de evaluación por medio de relaciones matemáticas, desarrollar programas eficaces en la colección de datos, y la operación de modelos (físicos o reales). En esta forma se pueden estudiar con detalle muchas variables y se pueden hacer evaluaciones más precisas sobre la capacidad asimilativa y las características de mezcla de los sistemas fluviales.

---

\* Profesor, Departamento de Ingeniería Civil (Ingeniería de Salud Ambiental), y Director del Centro de Investigaciones en Recursos Hidráulicos, La Universidad de Texas, Austin, Texas.

## Efectos de Descargas de Desechos

Las materias causantes de polución se pueden clasificar en conservativas y no-conservativas. En el caso de materias conservativas (desechos no-biodegradables) la capacidad asimilativa de los cursos de agua, se debe principalmente a dilución, aunque la acumulación de ciertos desechos perteneciente a esta clasificación, en los sedimentos del fondo del cauce influencia enormemente el transporte y consecuente diluición. Al contrario, en el caso de materia no-conservativa (biodegradable), el nivel de concentración resulta ser función de tiempo y distancia.

Haciendo énfasis en los desechos biodegradables, se pueden considerar, por ejemplo, que los costos adicionales, para la depuración del agua debidos a la descarga de aguas residuales aguas arriba fijados por:

- (a) cantidad de caudal y probabilidad de tener determinada cantidad;
- (b) tamaño de la planta de depuración ubicada aguas arriba;
- (c) grado de depuración aguas arriba;
- (d) grado y características de las aguas residuales;
- (e) tiempo requerido por el efluente de la planta depuradora ubicada aguas arriba, para llegar a la próxima toma de agua aguas abajo; y
- (f) el tipo y tamaño de planta depuradora de agua.

## Variables

Para predecir el comportamiento de una descarga de desechos en una corriente es necesario considerar un gran número de variables. El cauce de agua funciona como un reactor biológico o químico. Para que la materia de desecho sea degradada aeróbicamente, se debe suministrar cierta cantidad de oxígeno disuelto (OD). El suministro de oxígeno disuelto, se realiza por medio de una transferencia de masa entre el agua y la atmósfera en la superficie del agua o posiblemente por medio de fotosíntesis. Si se considera la reaeración superficial, se deberán evaluar las siguientes variables:

- (a) clase de materia que causa la polución;
- (b) cinética de la reacción biológica;

- (c) La velocidad de transferencia de oxígeno; y
- (d) mezcla y dispersión.

### Efecto Sobre la Calidad del Agua de Descargas de Agua a Altas Temperaturas

Se deben investigar los perfiles de temperatura de las aguas recipientes para determinar la posibilidad de instalar plantas térmicas, y algunas otras industrias con plantas de aguas residuales de altas temperaturas. Conocimientos de estratificación, etc., pueden producir ahorros en la operación de plantas térmicas y a la vez asistir en el control de la polución. La adición de descargas de alta temperatura puede producir resultados equivalentes a polución orgánica.

Al evaluar la polución térmica los siguientes efectos se deben considerar:

- (a) Un aumento de temperatura baja la capacidad de asimilación del agua y el calor acelera la velocidad con la que se ejerce la DBO.
- (b) a medida que se aumenta la temperatura, los organismos requieren más oxígeno disuelto para existir.
- (c) cambios en temperatura pueden alterar la velocidad de reproducción, así como otras actividades de los organismos acuáticos
- (d) ciertos compuestos pueden ser más tóxicos a los organismos acuáticos a medida que aumenta la temperatura
- (e) aumento en temperatura por lo general causa una reducción en la diversidad de especies y aumento en el número de organismos en grupos selectos.
- (f) aguas calientes pueden ocasionar gradientes de densidad del agua y reducir la transferencia de masa.

### Metabolismo de la Comunidad en Sistemas Fluviales

El transporte de iones en un ambiente acuático está relacionado a la actividad biológica total; la magnitud del metabolismo de la comunidad, se puede usar para describir los distintos géneros de la comunidad. Por ejemplo, comunidades en proceso de eutroficación por lo general manifiestan alta productividad. Comunidades enriquecidas con materia orgánica por lo general se caracterizan por productividad y respiración altas. La relación de productividad/respiración (P/R) es un índice con el cual se puede clasificar una comunidad acuática. Cuando los requisitos

respiratorios exceden la producción de oxígeno (la relación P/R es menor que uno), se dice que la comunidad es heterotrófica. Investigaciones de este tipo se han llevado a cabo en el modelo de la Figura 1.

Ejemplos típicos de los cambios diurnos de luz, oxígeno disuelto, pH, porcentaje de saturación de oxígeno y dióxido de carbono en un modelo fluvial se presentan en la Fig. 2 (Copeland y Gloyna, 1964). En este caso, el pH varió entre un mínimo de 7.2 a un máximo de 10.0 debido a la gran cantidad de actividad fotosintética. El oxígeno disuelto varió entre 0 y 22.0 mg/L.

En la Fig. 3 se presenta el metabolismo de la comunidad calculado de los datos dados en la Fig. 2. La productividad fotosintética varió entre 2.83 y 15.31 g/m<sup>2</sup>/d para metabolismo de oxígeno y entre 3.97 y 21.34 g/m<sup>2</sup>/d para metabolismo de dióxido de carbono. El valor mínimo se presentó, durante los meses de primavera en días despejados. Durante el verano, la saturación de luz en días despejados, posiblemente, no permitió que ocurrieran los altos valores que eran de esperar bajo otras condiciones.

Los valores de la relación P/R durante un periodo de 76 días variaron entre 0.29 y 1.09, con un promedio de 0.66. Los valores de P/R procedentes del metabolismo de anhídrido carbónico variaron entre 0.75 y 1.65, con un promedio de 1.03.

Durante el curso del experimento la relación P/R del metabolismo de oxígeno raramente excedió la unidad; por ejemplo, se llegó a la unidad solamente en dos ocasiones durante la primavera. Este fenómeno se puede explicar con el hecho de que la comunidad permanecía anaeróbica entre medianoche y el amanecer. Toda la comunidad con un período anaeróbico durante el ciclo diurno parece manifestar valores muy bajos de P/R del metabolismo de oxígeno, con o sin polución. Evidentemente, la deuda de oxígeno contraída durante la fase anaeróbica se pagó durante la fase fotosintética, guardando así un valor pequeño de la relación P/R.

La relación P/R del metabolismo de anhídrido carbónico se usó en la comparación por varias razones. De mayor importancia está el hecho de que la relación P/R representa las condiciones relativas de fotosíntesis y respiración. La magnitud de metabolismo no es de gran importancia si la asimilación de alimento (fotosíntesis) es igual a la liberación de alimento (respiración). En otras palabras, no habría ni aumento ni pérdida neta en el mancomunidad de alimentos del sistema

# RESEARCH FLUME

## SENSING PROBES

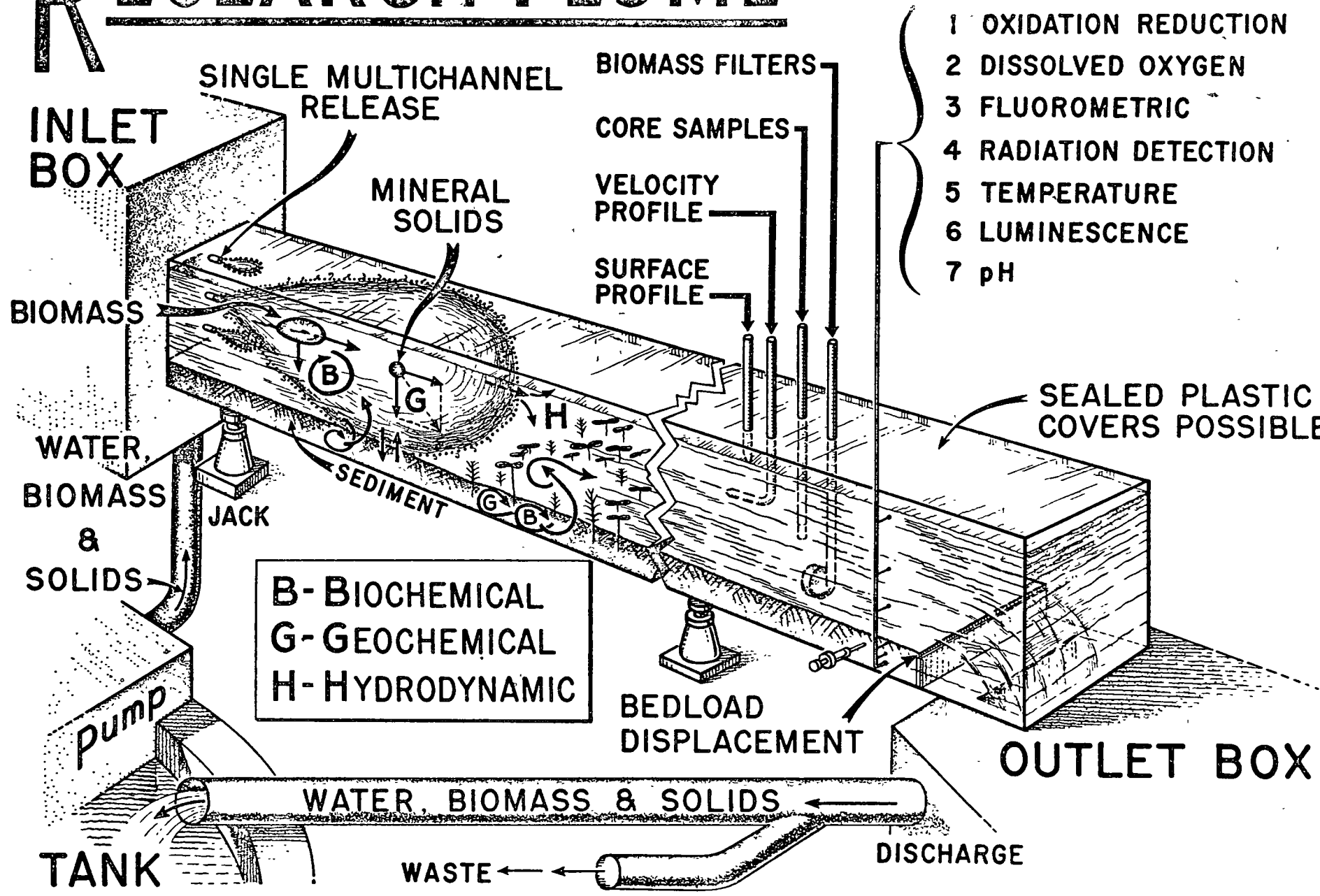


FIG. I. MODEL FLUME

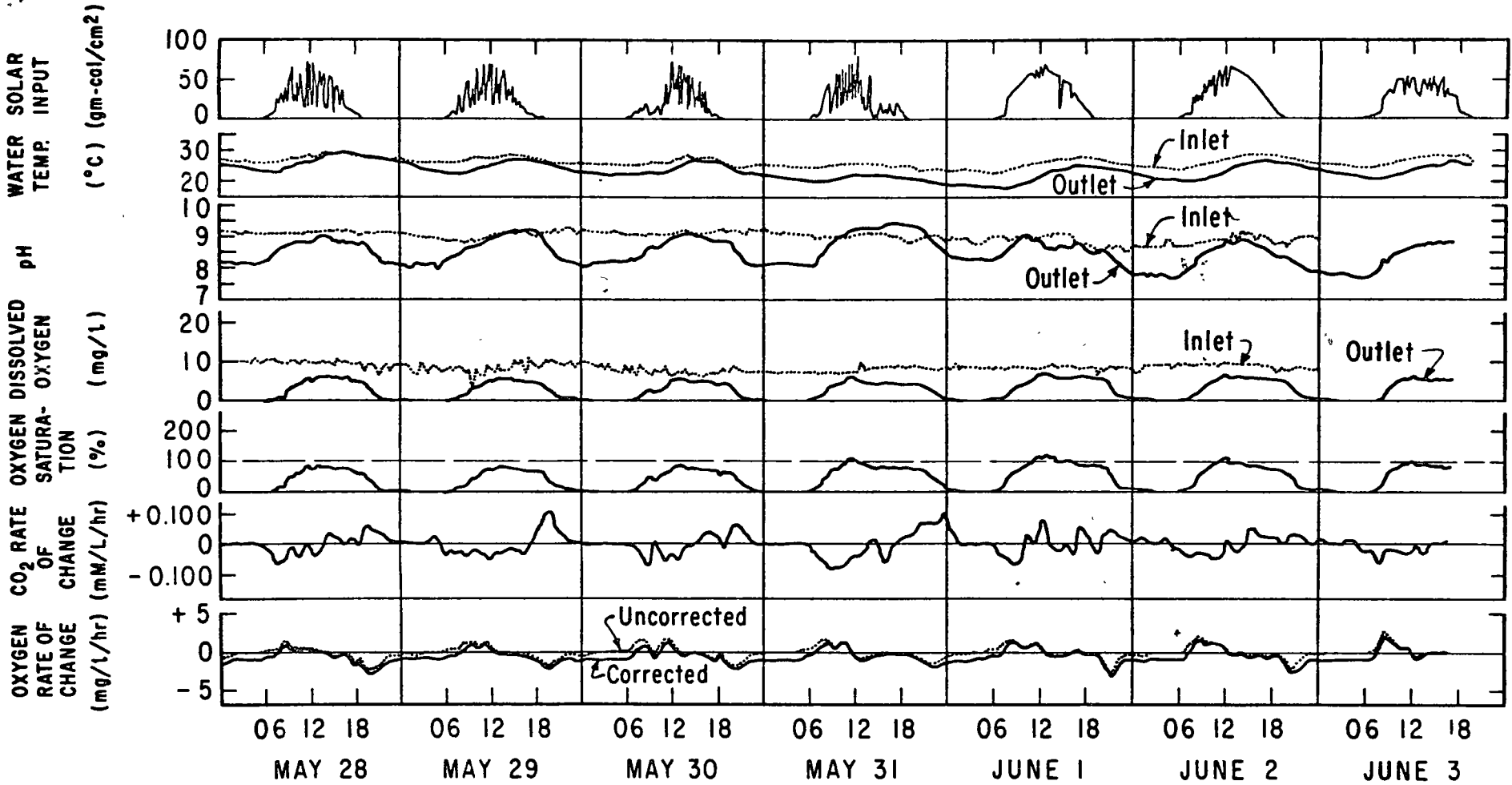


FIG. 2. DIURNALLY VARIABLE DATA AT THE FLUME INLET AND OUTLET.



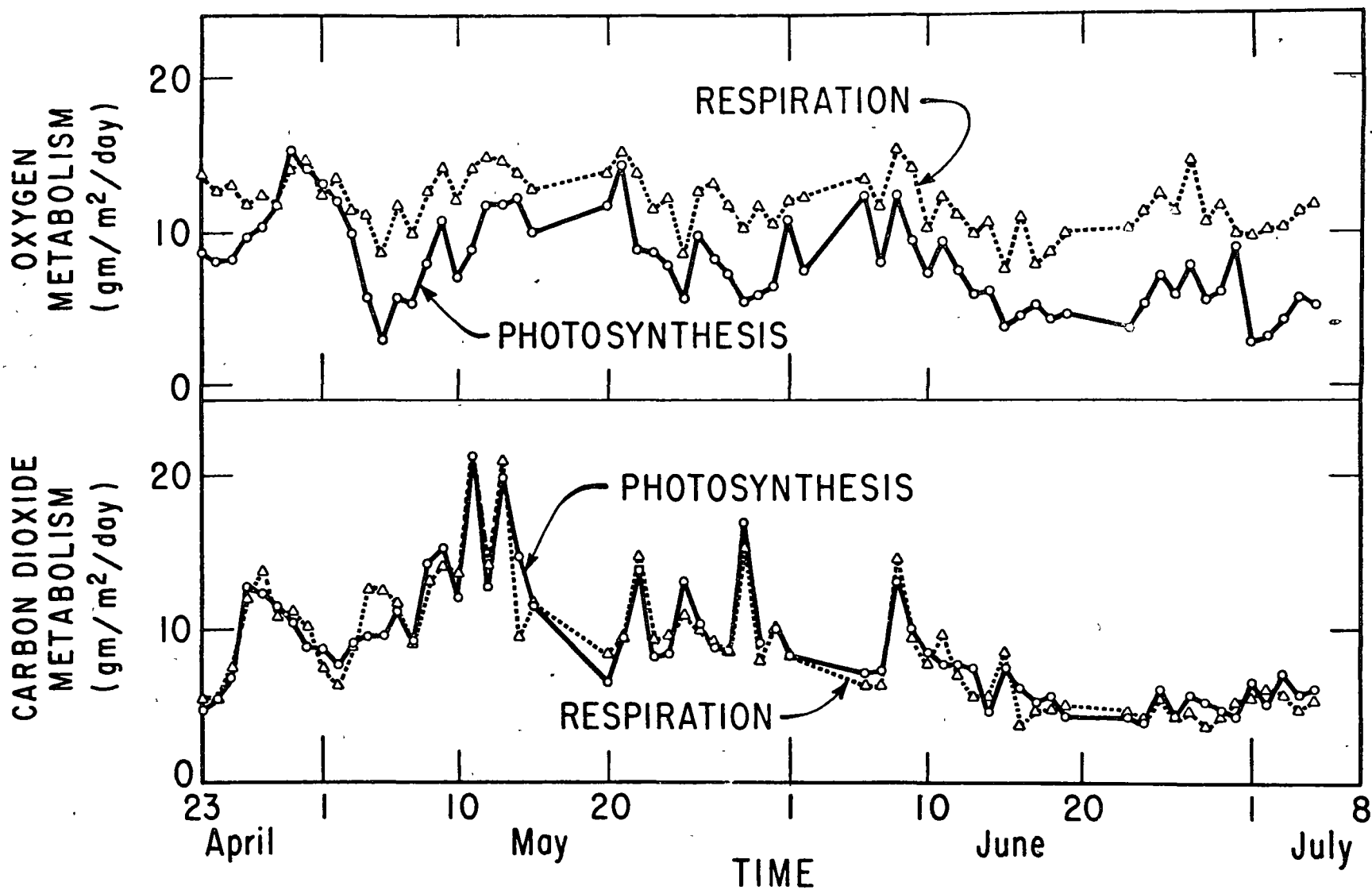


FIG. 3. OXYGEN AND CARBON DIOXIDE COMMUNITY METABOLISM.

ecológico. En caso de que la relación P/R resulta ser menos que la unidad (respiración excede fotosíntesis), entonces habrá una pérdida neta de alimento de la biomasa fotosintética y un aumento neto en el medio ambiente (agua y sedimento); siempre y cuando exista un influjo pequeño de materia orgánica fácilmente adaptable para sustentar dicho déficit. Si la relación P/R excede uno (fotosíntesis excede respiración), entonces habrá un aumento neto de alimentos en la biomasa fotosintética y una pérdida neta del medio ambiente.

La relación P/R del metabolismo de anhídrido carbónico se usó en la comparación analítica debido a que el metabolismo del anhídrido carbónico representa mejor el verdadero metabolismo de un sistema ecológico en un río. El período de condiciones anaeróbicas durante parte del ciclo diurno resulta en cálculos de metabolismo de oxígeno inaceptables, debido a la dificultad en definir los mecanismos metabólicos en términos del metabolismo de oxígeno del sistema ecológico.

### Curva de la Depresión del Oxígeno Disuelto (Condición Constante)

Un repaso de los parámetros que ejercen influencia sobre el equilibrio de oxígeno en un río demuestra la complejidad del aprovechamiento y suministro de oxígeno. Se debe tomar en cuenta que las ecuaciones que describen el equilibrio de oxígeno en aguas poluidas se han tomado de simples relaciones en condición constante de desoxigenación - reaeración:

- (a) adición de DBO de materia suspendida o volatilizada de los sedimentos del fondo;
- (b) extracción de DBO por medio de sedimentación, floculación o flotación;
- (c) producción de oxígeno disuelto por medio de fotosíntesis;
- (d) consideración de las demandas de nitrogenación y
- (e) una variedad de factores que pueden causar condiciones no estacionarios.

Las primeras ecuaciones (Streeter-Phelps, 1925) que describen el equilibrio de oxígeno en aguas poluidas indican que la velocidad de cambio en el déficit de oxígeno disuelto procede de un proceso simultáneo de desoxigenación y reaeración. La primera ecuación (1) es la base de los conceptos predictivos con que hoy se estudia la reaeración.

$$\frac{dD}{dt} = k_1L - k_2D \quad (1)$$

donde

- $D$  = déficit de oxígeno disuelto  
 $t$  = tiempo de retención  
 $L$  = concentración de materia orgánica  
 $k_1$  = coeficiente de desoxigenación (base e)  
 $k_2$  = coeficiente de reaeración (base e)

La segunda ecuación (2) relaciona la concentración de materia orgánica que queda después de cierto tiempo. El intervalo de tiempo se puede imaginar como una cierta distancia recorrida desde el punto de descarga. Esta ecuación está en la forma tradicional que se usa para describir los cambios en demanda bioquímica de oxígeno (DBO).

$$L = L_0 e^{-k_1 t}$$

$$L = \left(L_0 + \frac{W}{Q}\right) e^{-k_1 t}$$

donde

- $L$  = (DBO) concentración de materia orgánica que queda después de cierto tiempo,  $t$ .  
 $L_0$  = concentración de materia orgánica en el punto donde se mezcla el caudal de desechos con el río  
 $Q$  = velocidad volumétrica del caudal  
 $W$  = DBO, por día  
 $k_1$  = coeficiente de desoxigenación

Si se sustituye el valor de  $L$  en la Ec. 1 por el de la Ec. 2, al integrar la Ec. 1 se obtiene la conocida relación dada por la Ec. 3.

$$D = \frac{k_1 L_0}{k_2 - k_1} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) + D_0 e^{-k_2 t} \quad (3)$$

$$D = \frac{k_1}{k_2 - k_1} \left(L_0 + \frac{W}{Q}\right) (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) + D_0 e^{-k_2 t}$$

donde:

- $D$  = déficit de oxígeno a un tiempo,  $t$ .  
 $D_0$  = déficit inicial de oxígeno  
 $k_2$  = velocidad de reaeración o coeficiente de transferencia de masa

Por lo tanto, si se conoce el coeficiente de desoxigenación o constante de velocidad biológica,  $k_1$ , y el coeficiente de velocidad de reaeración o de transferencia de masa,  $k_2$ , se puede determinar el déficit de oxígeno disuelto.

Varios autores han modificado la Ec. 3: (Camp, 1963), (Thomas, 1948), y (O'Connor y Dobbins, 1956).

En la mayoría de los casos se asume un proceso de condiciones estacionarias y una reacción de primer orden para la remoción de la DBO por medio de organismos, sedimentación y adsorción. La fotosíntesis se puede considerar como un término adicional en la ecuación básica. Varios autores han despreciado los efectos de dispersión longitudinal debido a que frecuentemente es inapreciable en cauces de agua dulce.

Un paso más adelante en el desarrollo de problemas complejos como estos es el modelo estocástico que da más información en los sitios de río abajo (Thayer y Krutchkoff, 1967). Por medio del sistema de límites de seguridad, es posible obtener la proporción de tiempo que la DBO excederá determinada concentración o la proporción de tiempo que el OD será menos que determinada concentración.

### Características de Dispersión

El desarrollo de la teoría de dispersión es, a estas alturas, bastante bien entendida y ha sido discutido por varios autores en gran detalle: (Patterson y Gloyna, 1963), (Fischer, 1966) y (Thackston y Krenkel, 1966). Por lo tanto, esta discusión se limitará a dar breves detalles de los trabajos anteriores y procederá directamente a las ecuaciones necesarias para predecir los coeficientes de dispersión.

El estudio del proceso de dispersión se usa para desarrollar un modelo matemático apropiado con el cual se pueda prever la extensión de las reacciones químicas. El modelo matemático por lo

general supone un mecanismo de corrientes de difusión, es decir, se usa una ecuación de difusión normal pero con un coeficiente de corrientes de difusión o dispersión semi-empírico. La ecuación se puede desarrollar en tres dimensiones, pero es muy compleja y difícil de usar.

Por lo general, se supone que en ríos las concentraciones son uniformes a través de cualquier sección transversal y que los cambios sólo aparecen en la dirección de la corriente. Con toda seguridad se está en error al asumir concentraciones uniformes, en particular en el caso de oxígeno que cambia marcadamente con la profundidad, pero la información acerca de la distribución de oxígeno es muy escasa. Por lo tanto, para poder dar una idea del efecto de dispersión, se usa una simple ecuación unidimensional para demostrar el uso cuantitativo. Los balances diferenciales de masa de materia de desecho que se utiliza en las reacciones biológicas,  $C_B$ , y el oxígeno disuelto,  $C_D$ , son:

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} + v \frac{\partial C_B}{\partial x} = D_L \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2} + r_B(C_B, C_D) + S \quad (4)$$

(acumulación)      (caudal) (dispersión)      (reacción) (fuente)

$$\frac{\partial C_D}{\partial t} + v \frac{\partial C_D}{\partial x} = D_L \frac{\partial^2 C_D}{\partial x^2} + r_D(C_B, C_D) + N(C_D) \quad (5)$$

(transferencia de masa)

donde

- $C_B$  = concentración de desechos
- $C_D$  = concentración de oxígeno disuelto
- $t$  = tiempo
- $x$  = distancia río abajo
- $v$  = velocidad del río
- $D_L$  = coeficiente de dispersión
- $r_B$  = velocidad de reacción del desecho (en general es función de la concentración de los desechos y del oxígeno)
- $r_D$  = velocidad de reacción del oxígeno
- $S$  = velocidad de descarga de los desechos
- $N$  = velocidad de la transferencia superficial de masa

Las ecuaciones generales que aparecen arriba están muy complejas para poder usarse fácilmente. Sin embargo, se puede hacer una primera aproximación, al permitir que la velocidad de transferencia de masa tome la forma común de:

$$N(C_D) = k_1 \frac{A}{V} (C_a^* - C_D) \quad (6)$$

donde

$k_1$  = coeficiente general de transferencia de masa

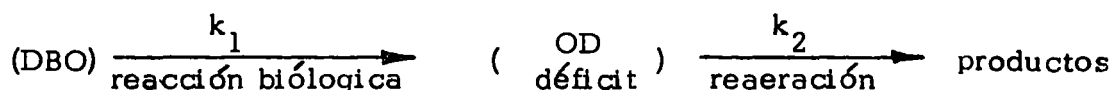
$\frac{A}{V}$  = relación de área superficial a volumen del río

$C_a^*$  = concentración de oxígeno de equilibrio o saturación

Aun más, se pueden usar simplificaciones en ciertos casos y algunas de éstas son: condiciones estacionarias, sin dispersión (también denominado flujo en unidad) y cinética de primer orden. El método de Streeter - Phelps se vale del caso especial de condiciones estacionarias

(  $\frac{\partial}{\partial t} = 0$  ), flujo en unidad ( $D_L = 0$ ) y las reacciones bio-

lógicas de primer orden (L). El modelo se puede interpretar de la siguiente manera:



Si se va a tomar en cuenta la dispersión tanto como el flujo en bruto, será necesario considerar las Ecs. 4, 5, y 6. Sin tomar en cuenta la dispersión, a menudo basta con tratar a los ríos como flujos en unidad, pero debido a la acción de las mareas, etc., estuarios por lo general tienen un alto nivel de mezcla. Hay varios mecanismos de mezcla por los cuales se puede obtener la intromisión de sal en un estuario debido a la marea. Ellos son: molecular, turbulencia (horizontal), intercambio de láminas y turbulencia vertical, y efectos de almacenamiento. Los valores del coeficiente de difusión en estuarios parecen ser los siguientes:

Molecular  $-10^{-7}$  pie<sup>2</sup>/seg.

Turbulencia, horizontal	-1 a 10 pies <sup>2</sup> /seg.
Intercambio Laminar	-10 a 100 pies <sup>2</sup> /seg.
Efectos de almacenamiento	-1,000 a 10,000 pies <sup>2</sup> /seg.

Primero se discutirá, brevemente, la manera de medir los coeficientes de dispersión y mas adelante se mostrará como se puede incluir la dispersión en el método de Streeter - Phelps. Por lo general, se usa un método de medir transitorio (Estimulo - respuesta) que consiste en la inyección de un trazador cuya dispersión es observable en el agua. Para facilitar la interpretación de los datos, se usa un trazador que no reaccione o tome parte en la transferencia de masa, lo cual simplifica la Ec. 4 a la forma de la Ec. 7.

$$\frac{\partial C}{\partial t} + v \frac{\partial C}{\partial x} = D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + S \quad (7)$$

donde

C	= concentración
D <sub>L</sub>	= coeficiente de dispersión longitudinal
S	= fuente
t	= tiempo
v	= velocidad
x	= distancia río abajo

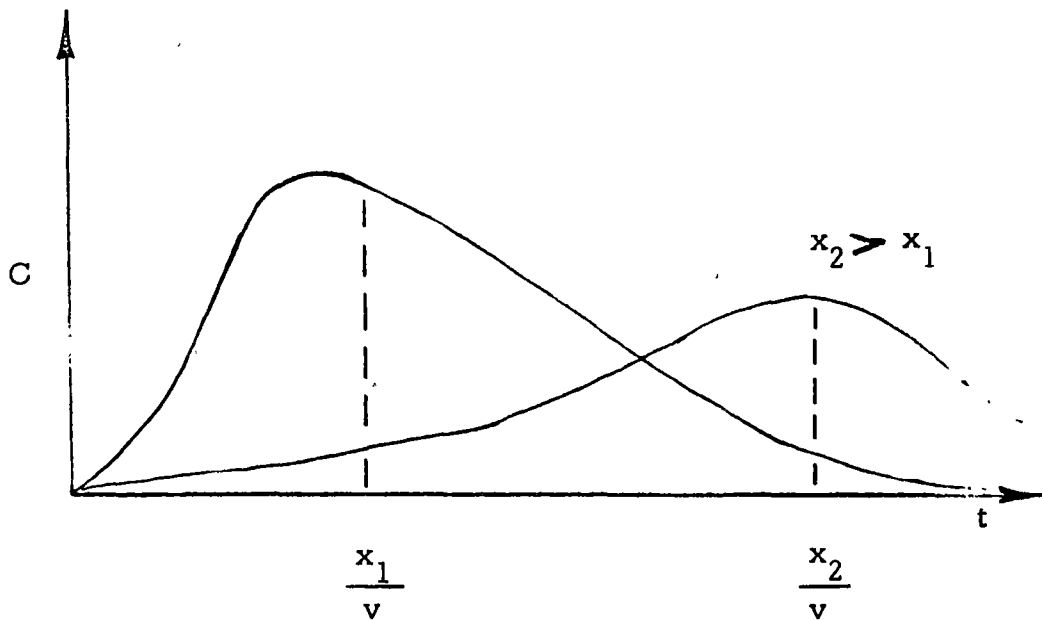
Si se inyecta una cantidad de trazador en el punto  $x = 0$ , la Ec. 7 se resuelve, en el caso de un foco (fuente de punto), en la siguiente manera:

$$C = \frac{M}{A \sqrt{4\pi D_L t}} \exp \left[ - \frac{(x - vt)^2}{4D_L t} \right] \quad (8)$$

donde

M	= masa inyectada
A	= área seccional del cauce

Así es posible comparar la diseminación de una cantidad determinada de trazador, con lo que prevee la Ec. 8, para obtener valores de  $D_L$ . La gráfica que se ve en seguida muestra la clase de curva que obtiene en dos estaciones distintas río abajo:



Se puede razonar que la masa de trazador se ensancha por medio de dispersión y mezcla a medida que camina río abajo. Valores típicos de los coeficientes de dispersión en distintos casos son:

$$D_L = \underbrace{10^{-4} - 10^{-2}}_{\text{canales y riachuelos}} - \underbrace{1.0}_{\text{ríos grandes}} - \underbrace{20 \text{ (millas)}^2/\text{día}}_{\text{estuarios}}$$

Se notará que los valores obtenidos pueden variar ampliamente según la magnitud del río.

La dispersión inicial de foco lamentablemente, no sigue las ecuaciones ideales, pero toma la forma de una distribución normal sesgada. Este efecto se debe, probablemente, al dominio de convección sobre difusión. A cierta distancia río abajo, el efecto de convección deja de dominar.

Varios autores han intentado explicar las colas alargadas y lo sesgado de las curvas observadas indicando que el trazador se almacena temporalmente en subcapas laminares (Elder, 1959) o en "zonas muertas," zonas donde la velocidad es zero o negativa (Hays, Krenkel, Schuelle, 1966). Estas razones son muy factibles, ya que investigaciones de campo hechas por Fischer (1966), Hays, Krenkel y Schuelle (1966), y



Patterson (1967) verifican la existencia de dichas zonas. Por ejemplo, se ha demostrado con radio-isótopos, y otras materias, que los trazadores se embeben en el sedimento, plantas, materia en suspensión, etc., y se sueltan lentamente después de que la concentración principal ha pasado.

Se observa una cola muy alargada en la curva de distribución de concentración vs. tiempo (Rowe y Gloyna, 1963; Yousef y Gloyna, 1964; Shih y gloyna, 1967), principalmente por el hecho de que trazadores radioactivos se pueden detectar en concentraciones extremadamente pequeñas. Investigaciones con trazadores sin radioactividad demostrarían las mismas características si se pudieran medir en las mismas concentraciones de los radio-isótopos.

Shih y Gloyna (1967) desarrollaron un modelo de dispersión para prever a la vez, dispersión, toma y liberación de la fases de sorpción. Se ha desarrollado una solución numérica para resolver modelos comprensivos de predicción (Armstrong, 1967).

Posiblemente, una de las fases más desmoralizadoras de las investigaciones sobre dispersión consiste en la determinación del tiempo medio de flujo y el coeficiente de dispersión de las curvas observadas de concentración vs. tiempo. Thackston y Krenkel (1966) y Krenkel (1964) han indicado las dificultades ocasionadas en las computaciones por las colas alargadas así como los varios métodos de computación. Aquí bastará con hacer notar que debido a que se calcula el coeficiente de dispersión usando el segundo momento de la curva, su magnitud será afectada por el tamaño de cola que se decida usar. Aun no se ha encontrado un método para corregir al coeficiente de dispersión del modelo de los efectos de la cola.

Hay métodos para calcular el flujo promedio y el coeficiente de dispersión con el mínimo de error si se obtienen las curvas de concentración de por lo menos, dos estaciones bien alejadas río abajo del punto de inyección. El primer y segundo momento (centroide,  $t_c$ , y varianza,  $\sigma_t^2$ , respectivamente) se calculan:

$$t_c = \frac{\sum C_i t_i}{\sum C_i} \quad , i = 1, 2, \dots, n \quad (9)$$

$$y \quad \sigma_t^2 = \frac{\sum C_i t_i^2}{\sum C_i} = \left( \frac{\sum C_i t_i}{\sum C_i} \right)^2 \quad , i = 1, 2, \dots, n$$

donde  $C_1$  y  $t_1$  indican la concentración y tiempo en el intervalo "1" en la curva de concentración vs. tiempo que se ha dividido en "n" intervalos.

Al usar estos resultados se obtiene la velocidad media entre estaciones:

$$v_1 = \frac{x_2 - x_1}{t_{c_2} - t_{c_1}} \quad (10)$$

donde  $x_1$  y  $x_2$  son las distancias desde el punto de inyección hasta las estaciones 1 y 2 respectivamente. El coeficiente de dispersión se calcula con:

$$D = \frac{v_1^2}{2} \left[ \frac{\sigma_2^2 - \sigma_1^2}{t_{c_2} - t_{c_1}} \right] \quad (11)$$

donde se calcula el tiempo del centriodo y su varianza, para ambas estaciones (Fischer, 1966). Se supone que la estación 2 se encuentra río abajo de la estación 1.

No hay error en estas computaciones de  $v_1$  debido a las colas en las curvas (Glover, 1964), ni en  $D$  debido al metodo de liberacion (Fischer, 1966). Sin embargo, puede haber error presente en el cálculo de  $\sigma_t^2$ , y por lo tanto en  $D$ , según la cantidad de cola que se use en las computaciones.

### Distribución Temporal y Espacial de Oxígeno Disuelto

Un río es un sistema dinámico y para poder introducir más variables en su propia perspectiva se necesita considerar tanto las características geofísicas de la hoya de drenaje como los factores físicos y bioquímicos del río. En las características geofísicas se pueden considerar factores como intensidad de lluvia y escorrentía, mezcla en el estuario, temperatura, etc., mientras que en la segunda categoría se incluyen las fuentes y gastos de oxígeno disuelto. Se han desarrollado modelos dinámicos de la ecuación de la deficiencia de oxígeno (Li, 1962) (Frankel, 1966) (O'Connor, 1966). Dichas ecuaciones han tomado en cuenta la introducción de cargas de DBO variable, las fluctuaciones del OD en el punto de introducción, y la variación diurna en OD debido a fotosíntesis. El déficit varía tanto en tiempo como en distancia.

El efecto del influjo de agua dulce y la geomorfología del río deberá ser aparente. Los gastos de oxígeno disuelto resultan de depósitos bentónicos, de la respiración de bacterias y algas, y de oxidación química. Por lo tanto el cambio en concentración de una materia conservativa o no-conservativa con respecto al tiempo será en función del área seccional del río, el influjo de agua dulce y de fuentes y gastos de oxígeno.

Area: La variación espacial y temporal de flujo y area se puede describir. La relación entre el área seccional y la distancia río abajo puede asumir varias formas funcionales (Leopold y Maddock, 1963). Otros ejemplos de variaciones espaciales en el área de flujo se encuentran en casos donde hay suministro de agua subterránea al río o pérdida de agua del río a formaciones geológicas, o por evaporación. En la Fig. 4 se muestran los efectos del flujo y area sobre la concentración de contaminantes disueltos. Se notará que:

- (a) a veces en ríos sin regulación, durante la temporada seca el flujo es proporcional al tamaño del área de drenaje hasta ese punto;
- (b) incrementos en el flujo se pueden expresar en forma exponencial;
- (c) en el caso de distancias menores de 10 millas se puede asumir un área seccional constante pero para distancias mayores se necesitarán formas exponenciales y lineales; y
- (d) muchas reacciones de las materias contaminantes son exponenciales y por lo tanto se pueden combinar los efectos de dilución y reacción.

Las Ecs. 11 y 12 describen la concentración de material que resulta de los cambios en área seccional y flujo. La Ec. 12 es una simplificación de la Ec. 11. Los valores de  $\beta$  y  $\Phi$  se presentan en la Tabla 1.

$$L = \beta(x) L_0 e^{-j\Phi(x)} \quad (11)$$

donde

- $L$  = concentración ( $L$  en  $x = 0$  para las Ecs. 13 y 14;  
y  $x = x_0$  para la Ec. 15)
- $\beta, \Phi$  = formas funcionales (Tabla 1)
- $j$  =  $K/U_0$
- $K$  = coeficiente de reacción
- $U_0$  =  $Q_0/A_0$  = velocidad de la corriente en el río

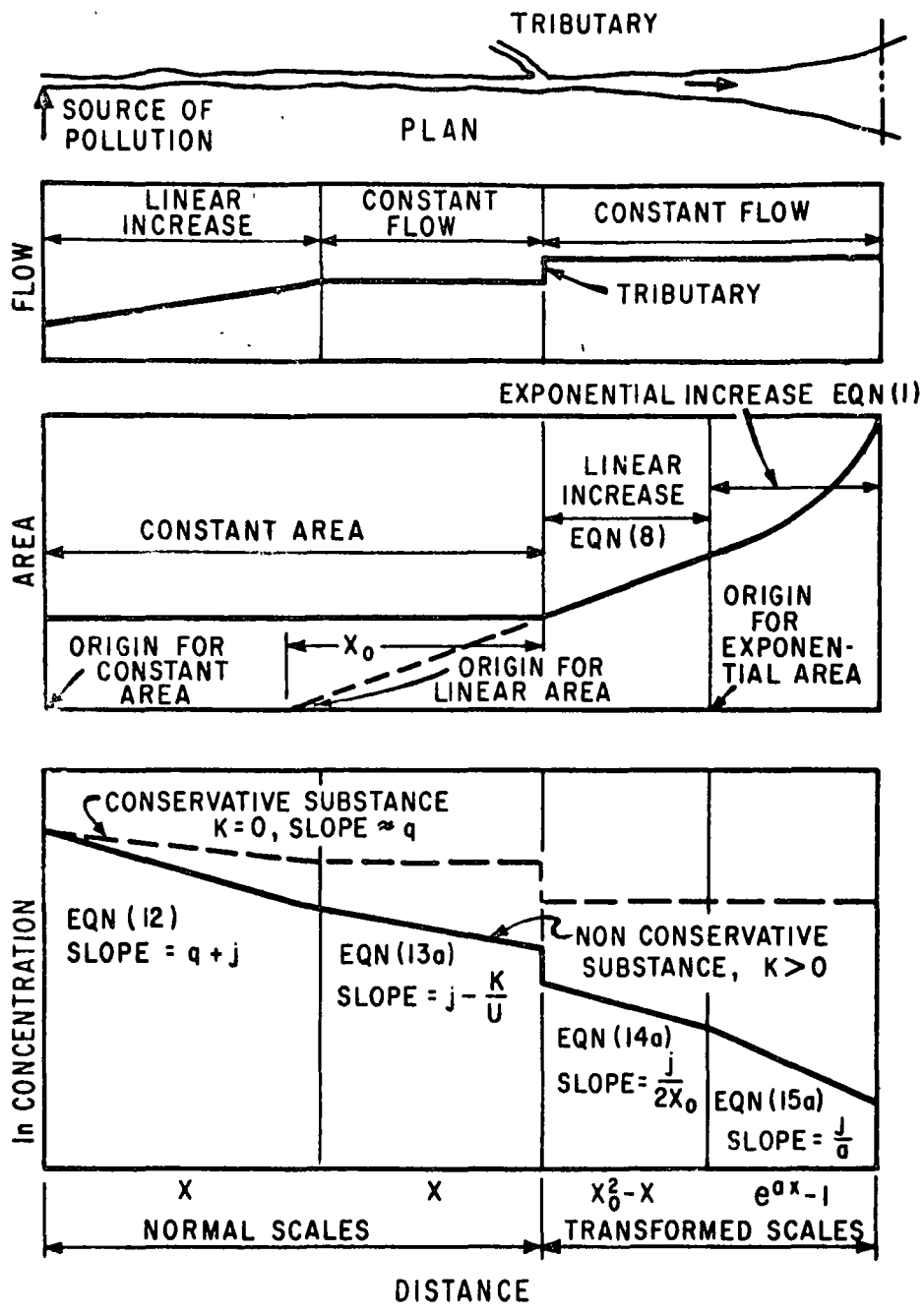


FIG. 4. EFFECT OF FLOW AND AREA ON THE CONCENTRATION OF DISSOLVED CONTAMINANTS. (O'Connor, 1967)

$$L = L_0 e^{-x(q+j)}$$

donde  $q$  = coeficiente característico de la forma y tamaño del area

TABLA 1. VALORES DE  $\beta$  Y  $\phi$  (O'CONNOR, 1967)

		Area			
		Constante	Exponencial	Lineal	
		$A_0$	$A_0 e^{ax}$	$A_0/x_0$	
Flujo					
$\beta(x)$		$\phi(x)$			
(a)	Constante	1	$x$	$\frac{e^{ax} - 1}{a}$	$\frac{x^2 - x_0^2}{2x_0}$
(b)	Exponencial	$e^{-qx}$	$\frac{e^{-qx} - 1}{-q}$	$\frac{e^{(a-q)x} - 1}{(a-q)}$	$\frac{xe^{qx}}{x_0 q}$
(c)	Lineal	$(1 + qx)^{-1}$	$\frac{1}{q} \ln(1 + qx)$	...	$\frac{1}{x_0} \frac{x}{q} - \frac{1}{q^2} (1 + qx)$
Ecuación		(12)	(13)	(14)	(15)

La variación temporal de flujo y area se puede describir con la Fig. 5. El aumento en concentración es inversamente proporcional al influjo de agua dulce. Este efecto decrece exponencialmente con el tiempo.

Los efectos de desechos: Para consideración de aguas residuales las variaciones temporales, aparte de la distribución espacial, pueden ser significantes. El desagüe puede ser de naturaleza cíclica durante un período

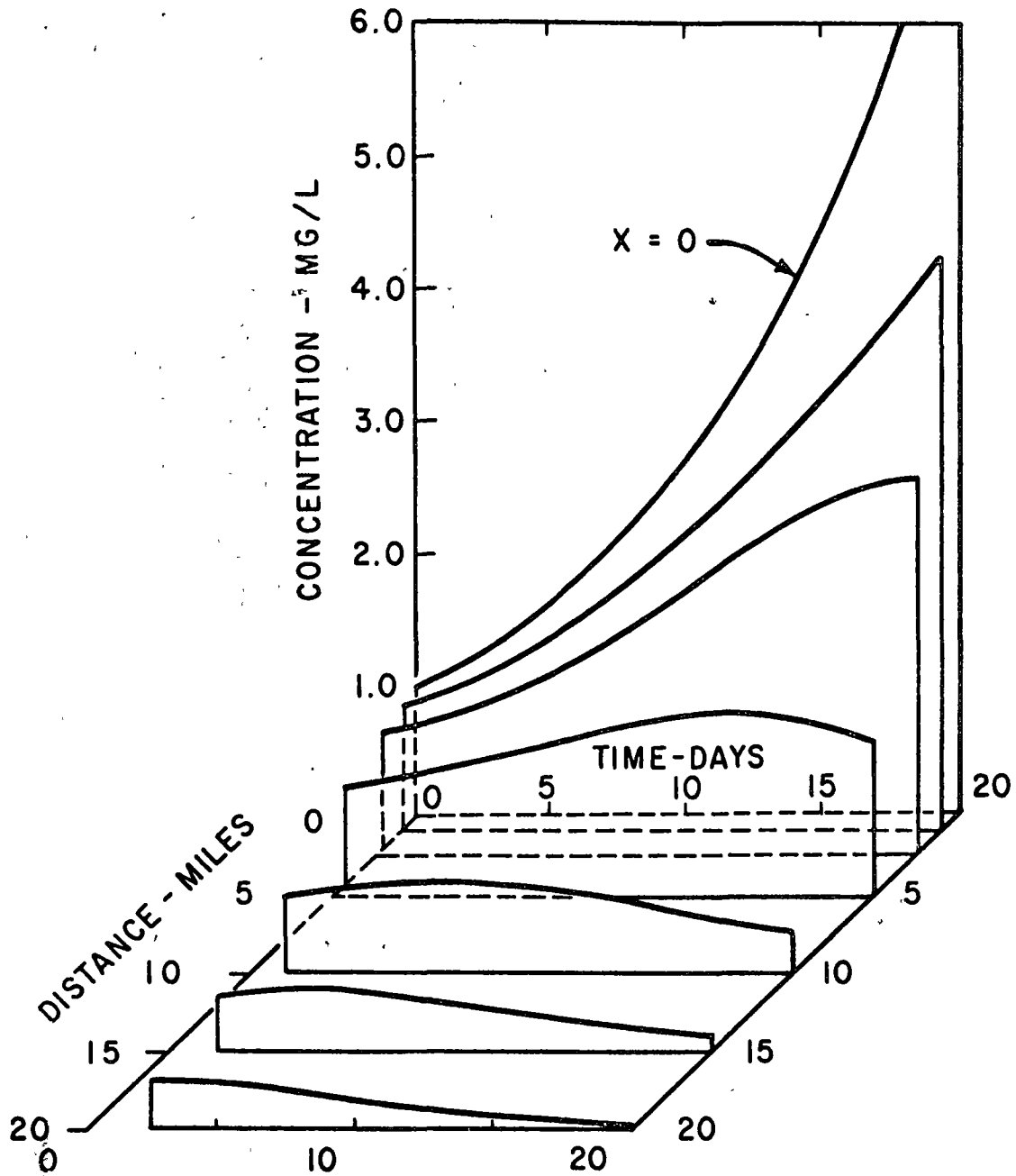


FIG. 5. EFFECT OF THE TEMPORAL VARIATION OF FLOW ON CONCENTRATION. (O'Connor, 1967)

corto o largo. Esta característica cíclica se aproxima frecuentemente con una función sinusoidal (Li, 1962), (Frankel y Hansen, 1966), y (O'Connor, 1967). En el caso de varias fuentes de polución, la concentración se puede evaluar sumando las fuentes individuales. Las Ecs. 16 y 17, respectivamente, son típicas de aquellas que describen concentraciones y efectos cíclicos.

$$L_x = \sum_{n=1}^n \beta (x - x_n) L_n e^{-j\Phi (x - x_n)} \quad (16)$$

donde

$$(x - x_n) \geq 0$$

$$f(t) = L_0 + a_0 \text{ sen} \left[ (t - x/U) / P \right] \pi$$

donde

$$L_0 = \text{concentración media en el punto de desagüe durante un período } p \text{ en } x = 0$$

$$a_0 = \text{amplitud, } x = 0$$

En la Fig. 6 se muestra una clase de fluctuación cíclica típica. En la figura se supone que las descargas de desechos continuaron, aguas abajo, del punto de introducción.

Utilización de Oxígeno: Como se ha indicado previamente, los desechos no-conservativos serán degradados. Parte de este material se convertirá en células biológicas que, subsecuentemente, sufrirá oxidación endógena. Se pueden encontrar gastos adicionales de oxígeno disuelto en el río. Los depósitos bentónicos y la respiración de plantas utilizan oxígeno. En contraste con la operación de una planta de tratamiento de aguas negras, la variabilidad de influjo de agua dulce a un río puede tener considerable influencia sobre consumo de oxígeno. Estos efectos se pueden enumerar:

- (a) factores tales como sedimentación, floculación, agitación del fondo y volatilización pueden causar que la velocidad de remoción ( $k_r$ ) del material orgánico sea distinta a la velocidad de utilización de oxígeno ( $k_d$ );
- (b) Las velocidades de reacción anteriores, tales como se encuentran en un río, pueden ser muy diferentes al coeficiente ( $k_1$ ) evaluado con la prueba normal de la DBO

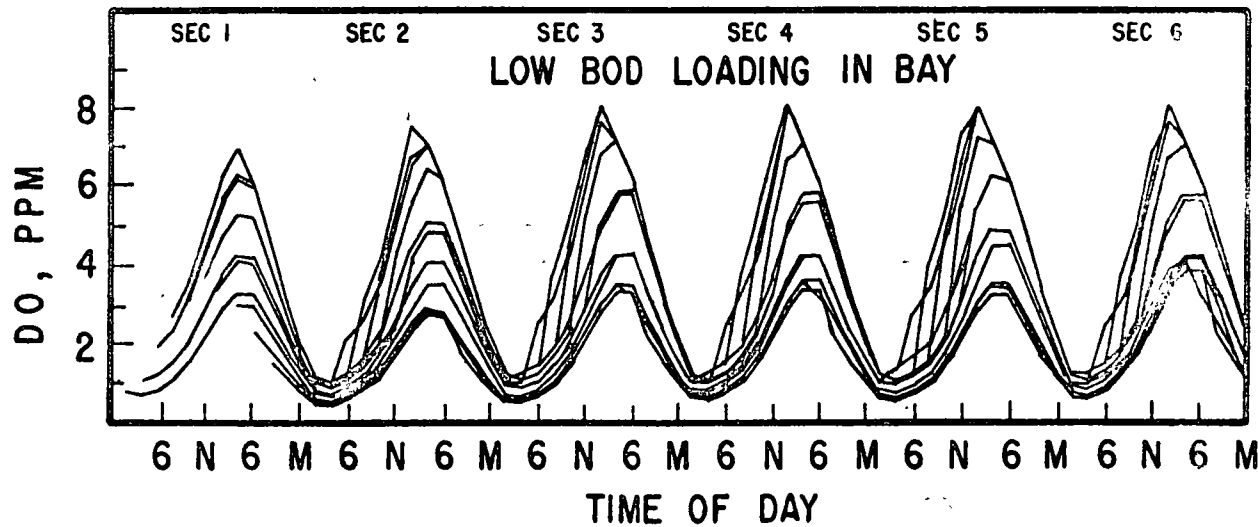
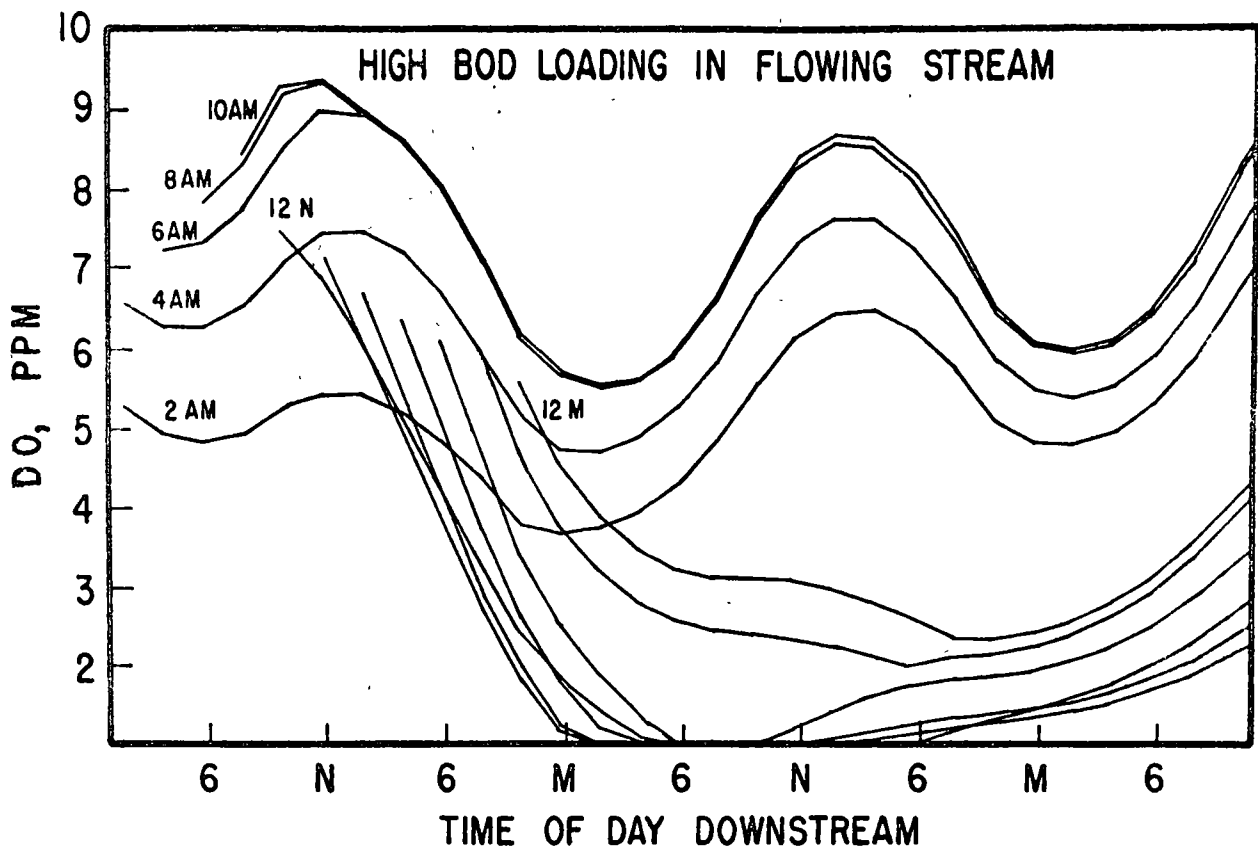


FIG. 6. VARIATION OF DISSOLVED OXYGEN WITH TIME OF INTRODUCTION OF BOD LOAD



- en el laboratorio;
- (c) la magnitud de la demanda de nitrogenación del efluente en un río puede llegar a ser entre 50% a 75% del total, en otras palabras, de la demanda de carbono más de nitrogenación (Courchaine, 1963); y
- (d) La nitrificación en los ríos es caracterizada como una reacción de primer orden en contraste con la reacción autocatalítica que se obtiene comunmente en el laboratorio.

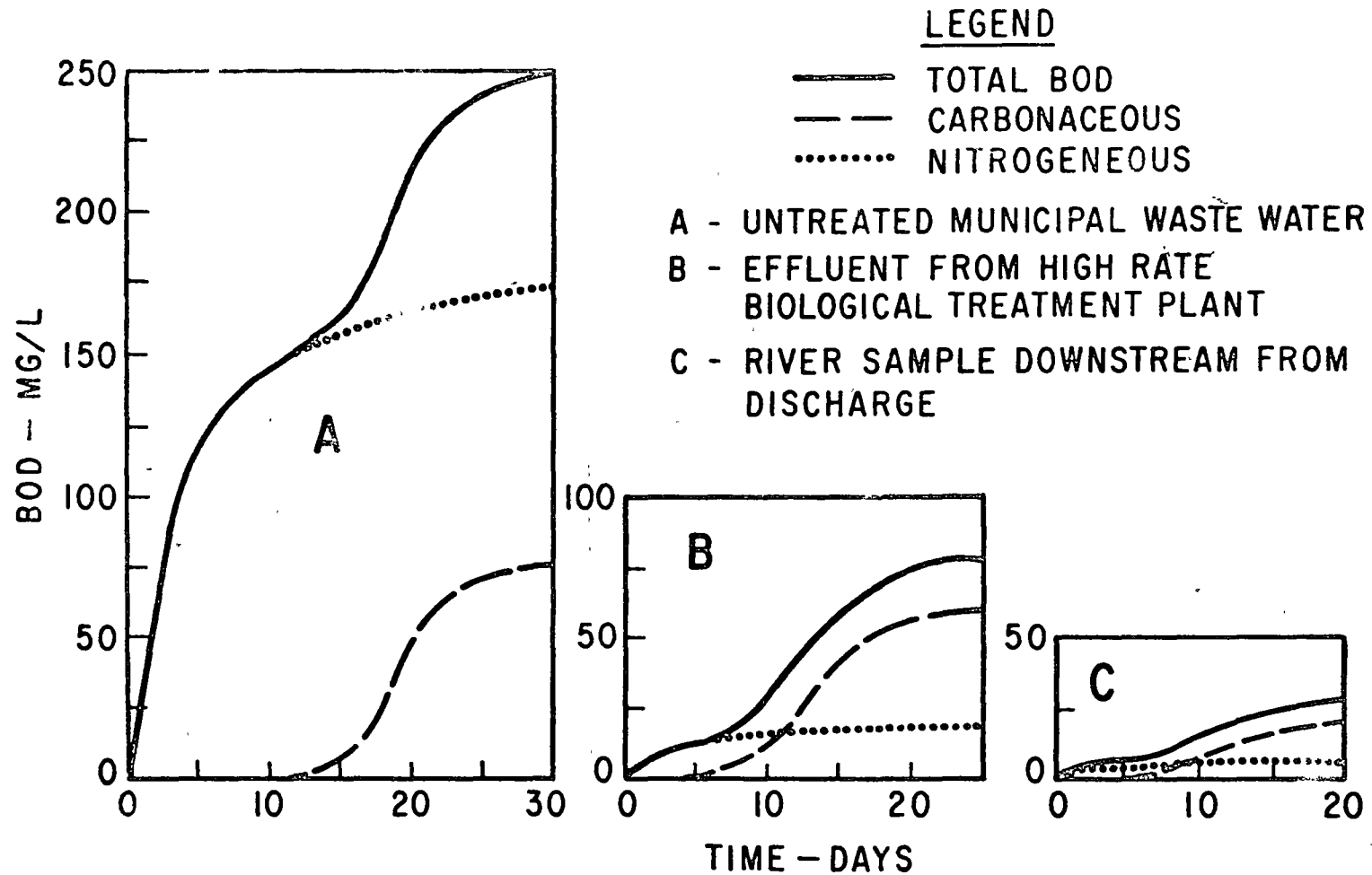
Las curvas relativas de la DBO de aguas residuales y un sistema fluvial típicos aparecen en la Fig. 7. Se puede apreciar el efecto del material de nitrogenación disuelto.

Capacidad de Aeración de Ríos: La reaeración es proporcional al déficit de oxígeno. Esta oxigenación es una función de las propiedades hidráulicas, físicas y biológicas del río. Las fuentes de oxígeno son el agua de dilución, la actividad fotosintética y la aeración natural debida a la difusión y mezcla.

Frecuentemente, el efecto de las propiedades hidráulicas de los ríos sobre el coeficiente de reaeración se expresa como un coeficiente de reaeración,  $k_a$ . La Fig. 8 muestra que la velocidad y la profundidad del río contribuyen marcadamente a la reaeración, pero otras propiedades hidráulicas también influyen a la velocidad de reaeración (Langbein y Durum, 1967). Una aproximación generalizada, según la Fig. 8, dice que  $k_a = 3.3 v/H^{1.33}$ , donde  $v$  y  $H$  representan respectivamente la velocidad y profundidad.

Otros factores que influyen a la reaeración son la temperatura, la carga de sedimento, la fotosíntesis y variaciones locales del río. Un cambio de 1% en el coeficiente de reaeración puede resultar del cambio en temperatura de 1°F (0.55°C). Los datos de la Fig. 8 se corrigieron a 60°F (15.6°C). La carga de sedimento altera las propiedades tanto físicas como químicas del río. En los ríos y estuarios hondos y de movimiento lento, la reaeración es producto de la fotosíntesis y la flora bentónica. Variaciones locales resultan a cabo de muchos factores pero en general la velocidad y profundidad de los ríos aumenta a medida que se camina aguas abajo. El coeficiente de reaeración decrece desde la potencia 0.4 de la descarga, para un sitio específico, hasta la potencia 0.13 de la misma descarga. Excluyendo el efecto de la fotosíntesis, la región final de un río exhibe una capacidad asimilativa natural más baja.

Un estudio detallado de datos de campo provee una relación valiosa (Churchill, et. al, 1962). El siguiente término se desarrolló



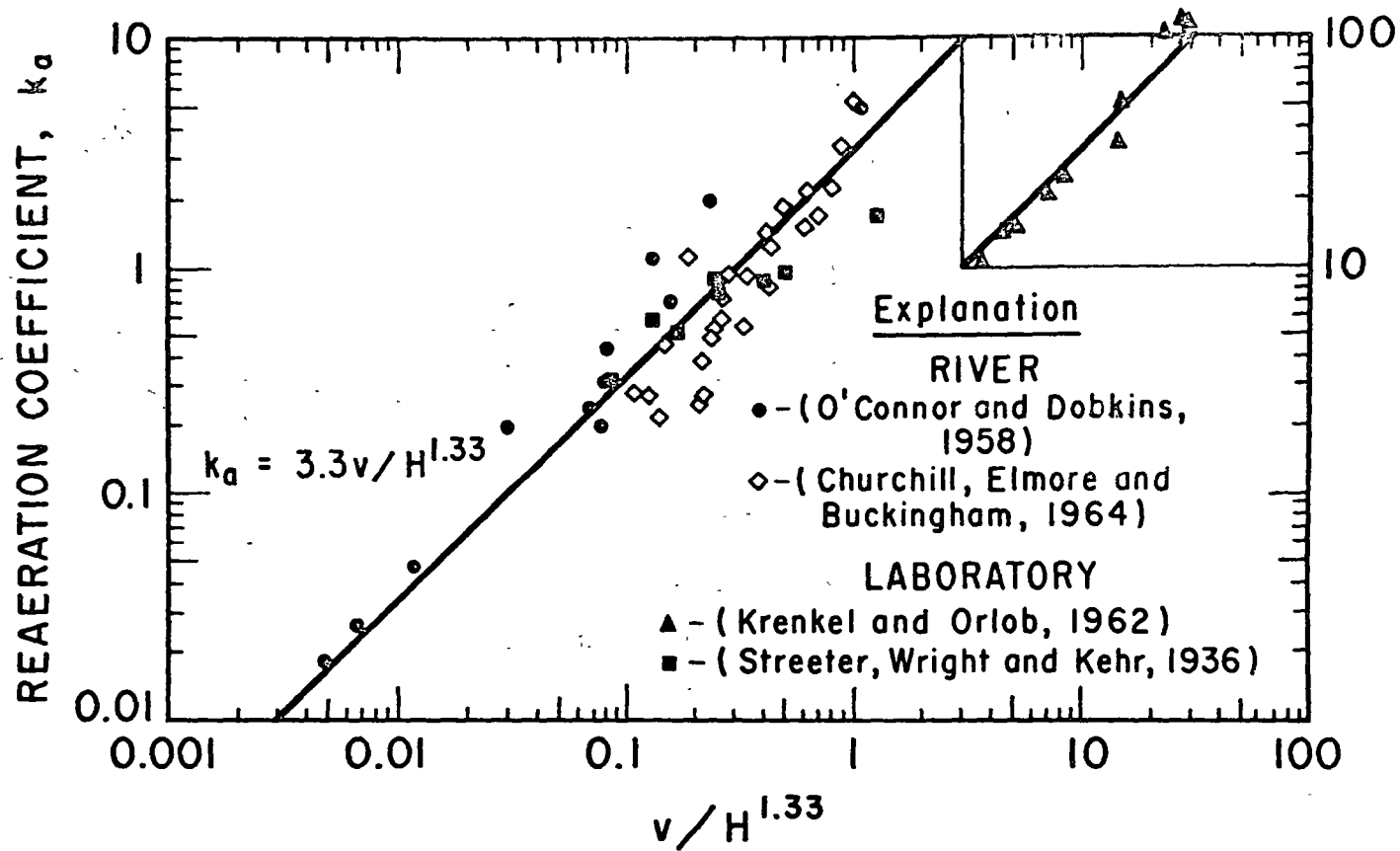


FIG. 8. RELATION OF VELOCITY AND DEPTH TO REAERATION COEFFICIENT. (Langbein & Durum, 1967)

despues de haber examinado a diecinueve relaciones distintas.

$$k_2(t^0) = 5 \frac{v}{R^{5/3}} (1.0241)^{T-20}$$

donde

- v = velocidad media del río (pies/seg.)  
 R = radio hidráulico (o profundidad en el caso de ríos relativamente anchos)  
 T = temperatura del agua, °C.  
 $k_2(T^0)$  = constante de la velocidad de reaeración (dias<sup>-1</sup>)

Déficit: Las Figs. 9 y 10 son ejemplos de como el déficit de oxígeno puede variar a través de una sección de un río. La Fig. 9 está basada en una distribución espacial de condiciones estacionarias. Se supone que hay un déficit aguas arriba, una fuente de desechos carboníferos y nitrogenosos, desechos carboníferos por separado y una descarga debida a un depósito bentónico aguas arriba de una presa. Las fuentes de oxígeno son un suministro artificial y el vertedero de una presa. La Fig. 10 muestra las distribuciones tanto espaciales como temporales.

Las ecuaciones básicas que respaldan estas figuras (suponiendo que la fotosíntesis, las fuentes y los gastos y la velocidad de respiración son constantes) se pueden escribir de la siguiente manera:

$$D = + D_o e^{-j_a \phi(x)} \quad \text{déficit aguas arriba 17 (a)}$$

$$+ F_1 \left[ e^{-j_r \phi(x)} - e^{-j_a \phi(x)} \right] \quad \text{carbono (b)}$$

$$+ F_n \left[ e^{-j_n \phi(x)} - e^{-j_a \phi(x)} \right] \quad \text{nitrógeno (c)}$$

$$+ \frac{S}{K_a} \left[ 1 - e^{-j_a \phi(x)} \right] \quad \text{bentónico (d)}$$

$$+ \frac{R - P_{m/\pi}}{K_a} \left[ 1 - e^{-j_a \phi(x)} \right] + P_m f(x, t) \quad \text{respiración-fotosíntesis (e)}$$

donde

$$F_1 = \frac{K_d L_o}{K_a - K_r} \quad F_n = \frac{K_n N_o}{K_a - K_n} \quad j_r, n, a = \frac{K_r, n, a}{U_o}$$

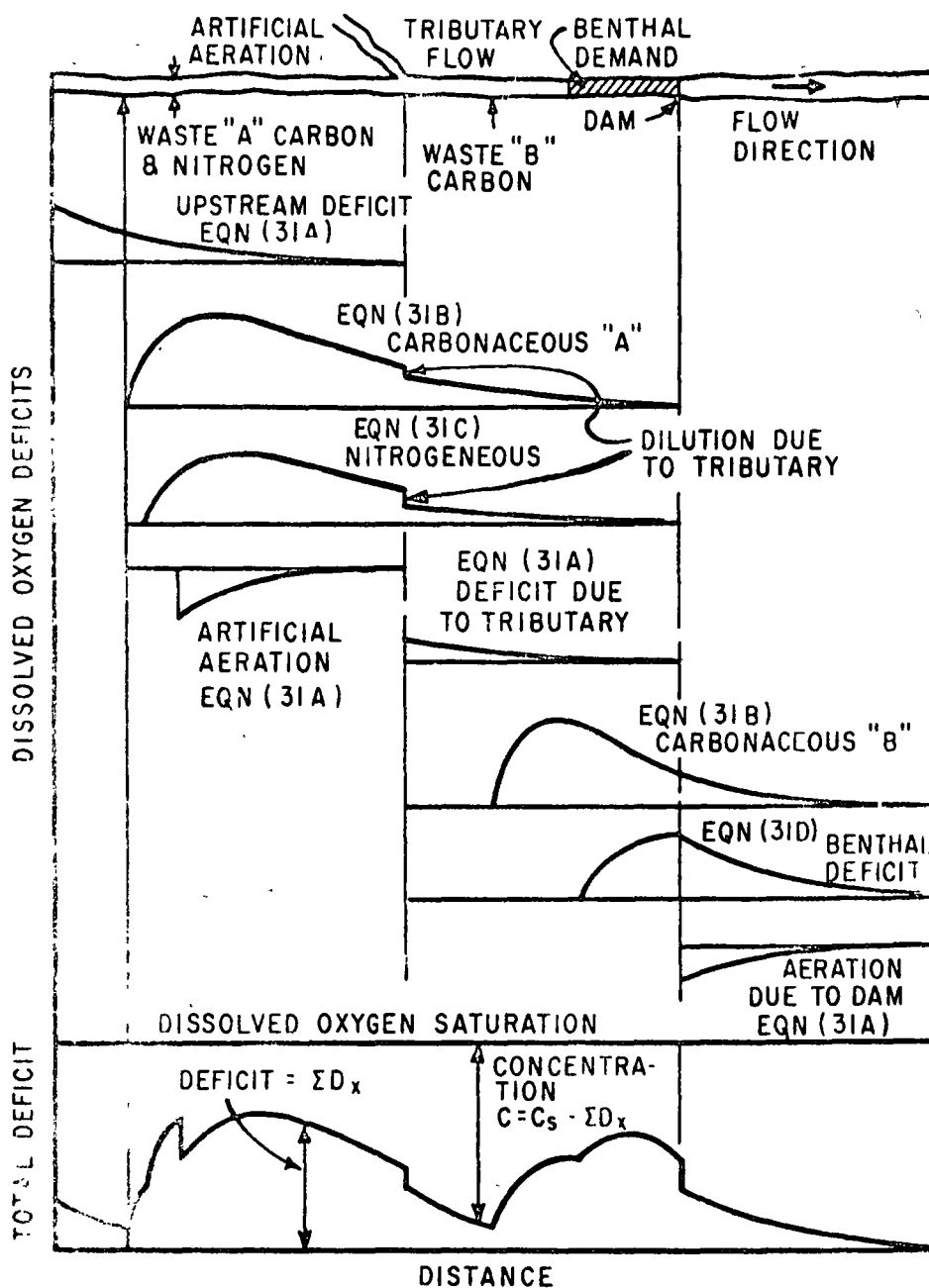


FIG. 9. LONGITUDINAL DISTRIBUTION OF DISSOLVED OXYGEN DUE TO VARIOUS SOURCES AND SINKS. (O'Connor, 1967)

FORCING FUNCTIONS  
WITH  
BOUNDARY AND  
INITIAL CONDITIONS

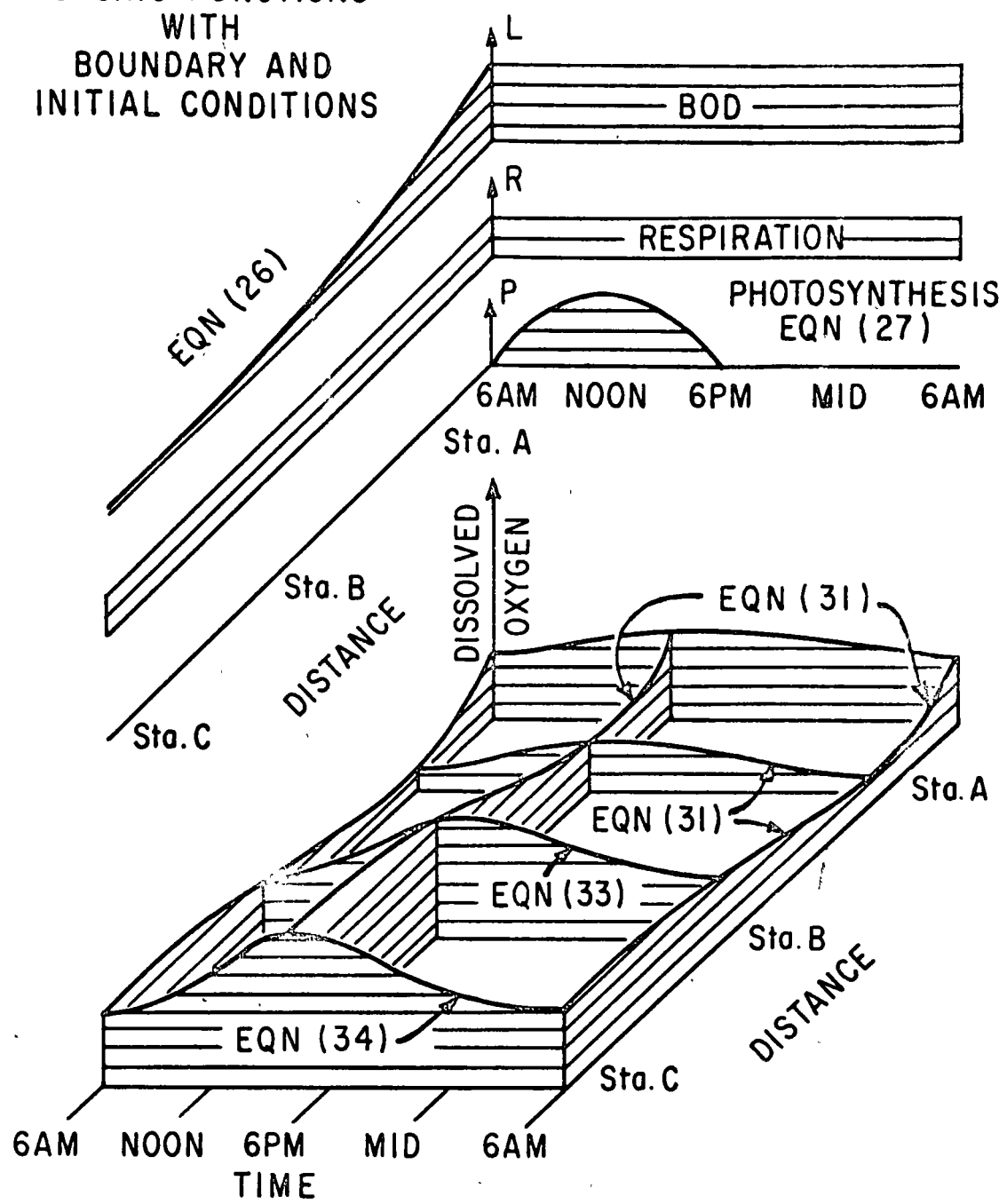


FIG. 10. TEMPORAL AND SPATIAL DISTRIBUTION OF DISSOLVED OXYGEN. (O'Connor, 1967)

- $S$  = gasto de oxígeno disuelto (béntico)  
 $R$  = gasto de oxígeno disuelto (respiración)  
 $P_m$  = amplitud de la onda fotosintética, la rata máxima sobre el periodo  $p$ .

$$\begin{aligned}
 f(x, t) = & \frac{1}{2(K_a^2 + \pi^2/p^2)} \\
 & \left\{ \left[ K_a \operatorname{sen} \frac{\pi t}{p} - \frac{\pi}{p} \cos \frac{\pi t}{p} \right] \right. \\
 & - \left[ K_a \operatorname{sen} \frac{\pi}{p} \left( t - \frac{x}{U} \right) - \frac{\pi}{p} \right. \\
 & \left. \left. \cos \frac{\pi}{p} \left( t - \frac{x}{U} \right) \right] e^{-j_a - \Phi(x)} \right\} \\
 & + \frac{2}{3(K_a^2 + 4\pi^2/p^2)} \\
 & \left\{ \left[ K_a \cos 2\pi \frac{t}{p} + \frac{2\pi}{p} \operatorname{sen} 2 \frac{t}{p} \right] \right. \\
 & - \left[ K_a \cos 2\pi \frac{t}{p} + \frac{2\pi}{p} \right. \\
 & \left. \left. \operatorname{sen} \frac{2\pi}{p} \left( t - \frac{x}{U} \right) \right] e^{-j_a - \Phi(x)} \right\}
 \end{aligned}$$

La Ec. 17 es un caso especial para un periodo de luz de 12 horas.

Ejemplo: Con el uso de la forma de ecuaciones de velocidad de reacción de Streeter - Phelps:

$$v \frac{dL}{dx} = D_L \frac{d^2 L}{dx^2} - k_1 L$$

$$v \frac{dD}{dx} = D_L \frac{d^2 D}{dx^2} + k_1 L - k_2 D$$

O'Connor (1968) ha presentado repuestas para el caso de adición constante de  $W$  (unidades de la DBO/día) a un río en  $x = x_1$ , y son esencialmente:

$$L = \left( L_0 + \frac{W}{Qa_1} \right) \exp \left[ \left( 1 \pm a_1 \right) \frac{v}{2D_L} (x - x_1) \right]$$

$$D = \frac{k_1}{k_2 - k_1} \left( L_0 + \frac{W}{Q} \right) \left\{ \frac{1}{a_1} \exp \left[ \left( 1 \pm a_1 \right) \frac{v}{2D_L} (x - x_1) \right] - \frac{1}{a_2} \exp \left[ \left( 1 \pm a_2 \right) \frac{v}{2D_L} (x - x_1) \right] \right\} + D_0 \exp \left[ \left( 1 \pm a_2 \right) \frac{v}{2D_L} (x - x_1) \right]$$

donde  $L_0, D_0 =$  valores aguas arriba retiradas

$$a_1 = \sqrt{1 + 4k_1 D_L / v^2}$$

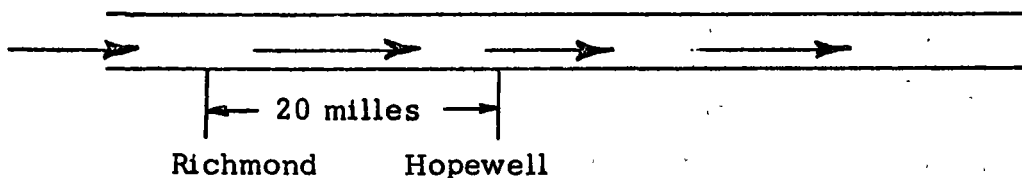
$$a_2 = \sqrt{1 + 4k_2 D_L / v^2}$$

y el signo - se usa cuando  $x > x_1$

el signo + se usa cuando  $x < x_1$

Se notará que en el caso sin dispersión,  $D_L \rightarrow 0$ , las ecuaciones anteriores se simplifican a la forma de las de Streeter - Phelps.

Estas ecuaciones se han usado para estudiar al estuario del James River:





Richmond descarga  $W_1 = 50,000$  libras/día de la DBO y Hopewell  $W_2 = 175,000$  libras/día. El flujo de agua dulce era de  $2,900$  pies<sup>3</sup>/seg. y la temperatura promedio de  $25^\circ\text{C}$  con  $C_a^* = 8.2$  mg./l. La velocidad entre Richmond y Hopewell era de  $v_1 = 0.252$  pies/seg. y más allá de Hopewell era  $v_2 = 0.107$  pies/seg. La velocidad de reacción y los coeficientes de reaeración eran:

$$\text{Richmond a Hopewell} \quad \left\{ \begin{array}{l} k_1 = 0.59 \text{ día}^{-1} \\ k_2 = 0.18 \text{ día}^{-1} \end{array} \right.$$

$$\text{mas alla de Hopewell} \quad \left\{ \begin{array}{l} k_1 = 0.18 \text{ día}^{-1} \\ k_2 = 0.16 \text{ día}^{-1} \end{array} \right.$$

En la sección del río, aguas arriba, se considera que la dispersión sería tan pequeña que se puede asumir flujo en unidad. Sin embargo, en la sección baja del estuario había una gran cantidad de mezcla y se usó el valor de  $D_L = 12.5$  millas<sup>2</sup>/día. Por lo tanto, en la primera sección, se usó la ecuación de condiciones estacionarias con parámetros apropiados para calcular los varios perfiles, y después de Hopewell fue necesario usar la ecuación presentada anteriormente. Los resultados se presentan en la Fig. 11 donde se puede notar la gran relación entre los valores calculados y los observados.

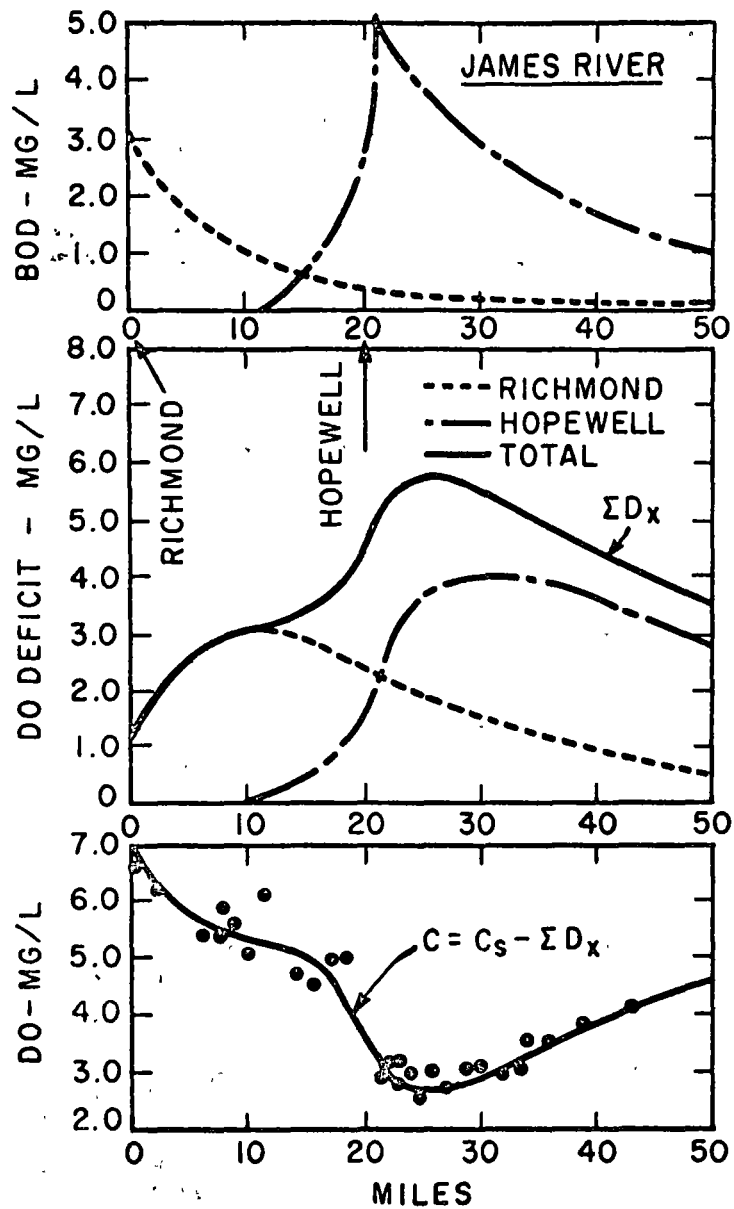


FIG. II. JAMES RIVER ANALYSIS  
(O'Connor, 1965)

INJECTION OF WASTEWATERS INTO DISPOSAL WELLS

By

Earnest F. Gloyna, Director

Davis L. Ford, Assistant Director

CENTER FOR RESEARCH IN WATER RESOURCES

The University of Texas

Austin Texas

## Injection of Wastewater into Disposal Wells

### I. INTRODUCTION

Subsurface disposal of liquid wastes is not a new concept as the oil and gas producers have been using this method for disposing of oil field brines for half a century. However, only recently have the process industries realized the applicability of deep well injection for disposing of concentrated and relatively untreatable waste streams. As much of the land surface is underlain by great aquifers containing salt water or brines, these formations offer convenient and safe repositories for these wastes, preventing pollution of usable surface and subsurface water supplies.

There are approximately 70 to 80 disposal wells in the United States which are used exclusively for the injection of industrial wastewaters into unconsolidated sands, sandstones, limestones, and dolomites (1). Injection rates for a single well range from a few gallons per minute to over 600 gallons per minute. The depth at which these wastes are discharged vary from a few hundred feet to over 12,000 feet. Well-head injection pressures for some wells have approached 1,000 pounds per square inch, although most systems are injecting at a well head pressure of less than 1,000 pounds per square inch.

ii. Preliminary Investigation

A. Feasibility Study - Basic information must be obtained and evaluated before installing of a wastewater disposal well. This information includes:

- 1. Subsurface Geology - This includes the depths and physical nature of the various strata. The permeability, porosity, and fracture gradient of the receiving formation should be evaluated.

Generally, there are two desirable types of injection strata. These are limestones and sandstones (3). Limestone, which is predominantly calcium carbonate, is normally preferable to sandstones for injection horizons. The permeability of limestone near the well bore may be significantly increased by the use of solutions containing hydrochloric acid. The acid reacts with the limestone, forming carbon dioxide, calcium chloride, and water. When permeability of limestone injection reservoirs need to be restored, the well can be acidized. Limestones, are, however, limited as injection reservoirs to the use of wastes which do not react with them forming insoluble precipitates. For example, it is not generally advisable to inject sulfuric acid into limestones as the reaction product, calcium sulfate, is an insoluble precipitate.

Sandstones can be successfully used where the permeabilities and porosities are sufficient for the purpose. Generally, sandstone must be treated with more care during injection than limestones, as they are often more easily plugged. Additionally, permeability restoration is more difficult to obtain.

Waters in the proposed receiving formations should be judged unsuitable for any future use. Some information on hydraulic gradient dip, areal extent and possible barriers, faults, and related geologic conditions is essential to planning long term safe waste disposal in underground aquifers (2).

### 2. Subsurface Hydrology and Conveyance System Hydraulics -

A number of useful formulae exist for evaluating and estimating the hydrologic characteristics of subsurface strata (4), (5), (6), (7), and (8). The injection pressures, storage volumes, and flow rates may be calculated but the results can only be taken as approximations. There are many factors which affect injection flow rates, water movement, and resulting well-head pressures. Some of these factors include:

- a. the degree of formation homogeneity and isotropism.
- b. changes in porosity and permeability due to wastewater-formation water reactions.
- c. limitations in the areal extent of the formation.

Actual injection pressures and flow rates may be determined only during the testing of the well. High injection volumes at low injection pressures are the result of high porosity and high permeability and will permit adequate flow of the wastewater through the disposal reservoir.

The key to successful operation of waste disposal wells is in the means provided for conveying the waste from the injection pipe into the receiving aquifer (2). Ideally, this means the conveyance

would afford low velocity and negligible head loss during injection, while maintaining stability of both the well and the receiving aquifer.

Problems which lead to high injection pressures include:

1. erosion of perforations in the injection pipe
2. displacement of the aquifer
3. clogging
4. plugging
5. sanding
6. scaling

An underground reservoir is characterized by a given reservoir pressure that must be exceeded if fluid is to be injected into the reservoir. There must be a driving force which is the difference between the bottom hole pressure and the reservoir pressure. In the relationship shown by Koenig (4), the operating well-head pressure is defined as follows:

$$P_{ch} = [P_r + \Delta P_d - P_c] + \Delta P_f$$

where

$P_{ch}$  = operating well-head pressure

$P_r$  = reservoir pressure at well bottom

$\Delta P_d$  = bottom hole deriving pressure

$P_c$  = bottom pressure due to weight of fluid column

$\Delta P_f$  = pressure drop due to pipe friction (This head loss is normally neglected.)

The API term varies considerably with the formation permeability and has been shown to vary according to the logarithm of the well diameter (9).

3.2 Fluid Compatibility - Experience with many injection disposal wells

has shown the necessity for careful evaluation of chemical characteristics of the waste material and receiving formation fluid so that pre-treatment requirements and selection of materials for well construction can be determined on a rational basis. Fluid compatibility must first be established in order to make such a determination.

Representative samples of the wastewater and the receiving formation fluid are mixed and ensuing reactions are noted. The formation of gas or appreciable precipitates would indicate incompatibility, which can lead to plugging or corrosion problems. Although an imperfect test, the mixed waters are allowed to stand for 24 hours, checking the optical density at various reaction times. A noted increase would indicate the formation of insoluble products. According to Selin and Hulse (10) and MacLeod (11), plugging can be caused by the following chemical reactions:

- a. Precipitation of alkaline earths such as calcium, barium, strontium, or magnesium as relatively insoluble carbonates, bicarbonates, sulfates, orthophosphates, fluorides or hydroxides.
- b. Precipitation of heavy metals such as iron, aluminum, cadmium, nickel, copper, zinc, manganese, chromium and others as insoluble carbonates, bicarbonates, hydroxides, orthophosphates and sulfides.
- c. Precipitation of oxidation-reduction reaction products.
- d. Polymerization of resin-like materials to insoluble solids under



aquifer temperature and pressure, and

e. Swelling of formation clays when contacted with the injected wastewater.

In cases where the wastewater and formation water are incompatible and it is neither practical nor possible to treat the waste rendering it compatible, a front of nonreactive water can often be injected ahead of the waste to form a buffer zone between the two waters. (12) (13).

Another primary consideration is the corrosiveness of the wastewater. This has influence and bearing upon the design of the well, particularly if it requires the use of corrosion-resistant piping, connection, valves, etc. The most corrosive wastes are those containing concentrated sulfuric or hydrochloric acid. Even those wastes which are pH 5.5 or above can be corrosive. There are many factors which influence corrosion rates. Some of these are listed below:

Wastewater Composition	Physical Condition	Electrical & Electrochemical
1. dissolved solids	1. temperature	1. metal couples
2. dissolved gases	2. pressure	2. differential concentration cells
3. suspended solids	3. velocity	
4. biological solids	4. quantity of flow	
5. pH	5. turbulence	
6. ORP (oxidation reduction potential)	6. erosion	
7. Zeta potential of solids		

Scales and deposits may form in conveyance piping due to water incompatibility, supersaturation, loss of gases, and oxygenation. Biological contamination, resulting in sludge formation, can lead to plugging and clogging. This effect can be minimized or eliminated by pretreating the waste before injection.

4. Pretreatment Considerations - Before a wastewater can be injected, it must be free of suspended solids, stable, and compatible with receiving formation waters. Different degrees and types of treatment are necessary to condition various wastes for subsurface injection. The treatment required depends upon the nature of the receiving formation, the composition of the formation water, and the composition of the wastewater. Conditions that require surface treatment and the treatment facilities commonly employed are discussed below (14) (15):

Wastewater Characteristics	Surface Treatment
1. Suspended solids	settling, centrifugation, or filtration*
2. dissolved gases	degasification by purging, air stripping, etc.
3. colloidal matter, turbidity	coagulation & precipitation, followed by sedimentation and/or filtration
4. ions which precipitate on contact with formation waters	possible pH adjustment, coagulation & precipitation followed by sedimentation and/or filtration
5. color and oil-like polymers	skimming devices, oil separators
6. corrosive character	neutralization or installation of corrosion-resistant piping & appurtenances
7. biological activity and growth	chlorination, filtration

\* Ultra aids may be required

5. Summary of Required Design Information - There are many technical considerations involved in the design of a successful injection well disposal system.

The geology of the area should be evaluated in terms of the depth and nature of the proposed injection strata, the possibility of vertical migration of the injection waste through adjacent strata or unplugged wells, and the permeability and porosity of the strata as determined by core analysis, electric logs or pumping or injection tests. The storage volume available to the well and the lateral wastewater flow in the strata can be estimated from equations developed by hydrologists (8) and petroleum engineers (16) (17).

The lithological characteristics of the disposal horizon and the chemical effect of the wastewater on the formation can be evaluated by examination of drilling samples and core analyses. Formation water can be obtained from drill stem tests or synthesized for wastewater - compatibility evaluation. Laboratory or pilot plant studies should be conducted to determine the degree of surface pretreatment required prior to disposal.

Low operating injection pressures permit high injection volumes. If the injection pressure is high, the volume of waste should be reduced as the additional power and equipment costs incurred at high pumping volumes would be significant. Surface injection pressures should never exceed the fracture gradient of the formation. (Its value normally varies from 1,000 psi to 5,000 psi).

### III. Construction Techniques

The type of equipment used for drilling an injection well will influence the economics and operating performance of the well. As oil and gas wells are primarily drilled with rotary drills, this type of equipment is most readily available. Cable-tool drills are, however, still used by the oil industry and may, under certain conditions, be more desirable than rotary drills, particularly for drilling the disposal horizon itself (18). This is primarily true because mud and lost circulation material cannot plug the injection horizon as they can in rotary drilling.

In many cases, a test well must first be drilled to provide necessary geological and formation water design information. The cost between a small diameter test well and a larger diameter well, which could subsequently be used as an operating well if successful, is often negligible (19). In such an instance, the test well can be designed on an operational basis.

The major components of a disposal well include:

- a. surface casing set and pressure cemented from the ground surface to an adequate depth to seal off all fresh water aquifers;
- b. a main protection string of casing extending from the surface to the top of the receiving aquifer, pressure cemented in place; and
- c. an injection pipe extending from the ground surface to the well screen positioned opposite the receiving aquifer.

Selection of corrosion resistant pipe, packers, well screens, and filling the annulus between the injection pipe and the main protection casing with a relatively inert material such as diesel oil, should be considered in properly designed disposal wells. Well screens used in an underreamed gravel-wall disposal well should have a maximum opening area, sized to retain a gravel filter which, in turn, is sized to retain the receiving aquifer sand particles. The thickness and permeability of the receiving formation controls the rate of injection, thus controlling the length and diameter of the screen in the well.

A typical gravel wall disposal well is completed by underreaming below the main protection casing to design diameter and to adequate depth to penetrate sufficient thickness of aquifer. Then a screen liner with connection to injection piping is placed in the underreamed hole and gravel filter is added in the annulus between the screen liner and the underreamed hole. The gravel filter extends up into the main protection casing approximately one hundred feet to provide a reserve magazine of gravel to fill voids occasioned by further consolidation of the underlying gravel filter.

The proper development of a gravel well disposal well is extremely important (2). The operating characteristics of such a well depend on:

- a. type of drilling fluid used during underreaming operations
- b. condition of the drilling fluid during placement of the screen and gravel filter.
- c. thickness of the gravel filter
- d. well development chemical solutions
- e. methods used to remove mud cake from the face of the receiving aquifer, stabilize, compact and consolidate the gravel filter.

A straight reamed disposal well is generally developed in the following manner (2):

a. the hole is drilled and the casings are set. When loose sand or gravel is near the surface, auxiliary casing may be required. Cement grout with a percentage of gel should be pumped around the casings from bottom to top using standard cementing methods. A 20% reserve of cement over calculated volume should be stocked for washout.

b. The injection liner should be of new or pretested steel pipe; or if to handle highly corrosive acids, etc. should be plastic or glass lined.

c. Top of the liner should be equipped with internal acme threads for connection to setting backoff tool, lead seal, and packer.

d. packers should be rated for a 20% safety factor over proposed maximum injection pressures.

e. pilot hole should be chased to bottom after drilling off cement plug and drilling mud conditioned for cement contamination prior to reaming selected formation

f. injection screen should be set opposite each section of surface injector.

g. water loss test control of drilling mud (A.P.I.) Code RP-29 should not exceed 20C.C. in 30 minutes during all drilling or reaming of selected injection zones.

h. screen and liner should be washed with clean water and agitated to remove drill mud and to settle and stabilize formation material.

i. bottom of liner should be equipped with 10 feet of blank casing, wood wash plug, set nipple and back pressure valve.

There are many other types of injection conveyance systems using explosive perforation or perforation-screen combination methods.

### III. Well Completion, Operation, and Maintenance

Following well completion, the injection pressure-flow rate relationship can be established. The performance of an injection well can be established by evaluating a pumping index parameter. This index is a measure of the ability of the formation to receive the wastewater and is defined as the

$$\frac{\text{[total waste flow]}}{\text{[net pressure forcing the waste into the formation]}}$$

An initial low pumping index, or a gradual decrease in the index indicates the need for reworking a well. A well is generally considered ready for reworking when it will accept no more than 100 to 150 gpm at maximum pump discharge (20). There are many methods available for reworking disposal wells. The proper choice of a method for a particular well depends on past construction and operating experience, on knowledge of the properties and geology of the underground formations, and on professional advice. A summary of five of these reworking methods is as follows:

#### 1. Reperforation

In this method the casing is perforated with bullets or jet charges in selected zones which may or may not have been perforated previously. The general practice has been to perforate the lowest feasible zones first, and then to proceed up the well stepwise in future perforating jobs. Although this technique has given satisfactory results for all wells in most cases, a well is "used up" faster leaving less of the available injection zones in reserve

for future use. Another limitation is that the casing may be seriously weakened by too many perforations in one area. Bullet or jet perforation methods are preferred which leave little or no debris in the casing.

2. Swabbing and Bailing

This is a backwashing technique wherein some of the formation sand is washed into the casing through existing perforations and the fill-in subsequently removed by bailing or flushing. A full casing swab is used. This method has generally given more satisfactory and longer-lasting results than reperforation, and a well is not "used-up" with respect to injection formation.

3. Acid Treatment

This is a chemical well cleaning operation in which an inhibited dilute hydrochloric acid solution, sometimes with hydrofluoric acid added, is introduced into the formations to dissolve and disperse well plugging solids. This method is obviously most effective in limestone or dolomite formations. The acid solutions also contain detergents which are effective in removing high surface tension fluid blockage in the sand formations. Best treatment results have been obtained by spotting the acid in the formation adjacent to the perforations and allowing the acid to "soak" for at least 48 hours before resuming waste injection. In some cases it is advantageous to treat selected zones by setting one or more temporary packers in the casing.

4. Hydraulic Fracturing

In this operation, round-grained Ottawa sand or similar materials in fluid suspension is pumped into shale-bearing sand formations under high pressure. Under ideal conditions the shale tends to separate at cleavage planes under fracturing pressure, and the sand grains are then deposited within the



separations to keep the shale propped apart, thereby opening new routes for fluid flow

#### 5. High Pressure CO<sub>2</sub> Treatment

This operation consists in positioning (by wire line) a cartridge filled with liquid carbon dioxide into the casing at the perforated zone to be treated, and then releasing the CO<sub>2</sub> through ports in the cartridge. Two beneficial effects are obtainable: (a) cleaning of scale from the perforations by the erosive action of the gas stream, and (b) agitation and loosening of the sand formation.

Operating injection wells should be monitored to detect:

1. well casing or cement failure
2. escape of wastewater through fractures, faults, or existing abandoned or operating wells.
- c. conditions which cause a decrease or sudden change in the pumping index.

A sudden increase in the intake rate of an injection well during a pressure build-up usually indicates hydraulic fracturing of the injection horizon and possibly the confining beds, or failures of well facilities such as casing, cement, or packers (21). Pressure monitoring of the annular fluid column additionally permits the detection of tubing or packer leaks. Discharging water wells in ground water aquifers above an injection horizon provide a means of detecting leakage from the disposal horizon, and such wells should be carefully monitored for signs of contamination.

V. Basis and Economic Considerations

The cost of injection well construction can be estimated from cost histories of existing oil, gas and brine injection wells as well as industrial waste injection wells. Koentig has summarized total injection costs including completion for various conditions based on case histories available from the oil industry (4). Additional cost studies have been made by Werner (21) and Donaldson (22).

A cost analysis of a complete industrial injection disposal system would include all or a portion of the following:

A. Capital Costs

- 1. Well Construction
  - a. drilling costs, including mud, casing, liner cementing, casing accessories, etc.
  - b. well head equipment
  - c. logging, injectivity profiles, testing, etc.
- 2. Fixed Pumping Costs
  - a. pump and motor costs
  - b. accessories installed and wired
- 3. Surface Treatment Costs
  - a. skimming tanks, filters, chlorinators, clarifiers, etc. as required.
- 4. Miscellaneous costs including interest on investments, taxes, and etc.

B. Operating Costs

- 1. power costs, well operation
- 2. well reworking & maintenance costs
- 3. surface treatment system maintenance, including chemical costs
- 4. depreciation

Exact treatment costs for a particular system are difficult to predict as the surface treatment facility costs vary according to the nature of the wastewater, and operating costs and maintenance will increase with higher well head pressures, etc. An average capital cost for a 3,000 ft. well under favorable conditions, including complete surface treatment, has been estimated by Donaldson to be \$200,000 (22). The capital cost for a Texas Corporation system injecting 200 gpm of waste at a depth of 3700 feet was \$300,000 (23). Another corporation is injecting 150 gpm of waste at a depth of 4,800 feet at a capital cost of \$250,000 (20).

#### VI. Texas Injection Well Permit Procedure

As of 1964 Texas was the only state in the Union which had laws that pertained specifically to deep industrial waste injection wells. The legislation enacted by the 57th Texas State Legislature designated the Texas Water Development Board as the permit issuing agency for all industrial waste injection wells and the Texas Railroad Commissioner as the permit issuing agency for all wells used for the injection of waste arising out of the drilling for the producing of oil and gas.

The application for a permit must be submitted accompanied by a preliminary engineering report. This report is required to include the following information (24):

1. location of proposed injection wells
2. location of all existing wells in the general area
3. description of local geology pertinent to the existing program
4. a detailed description of chemical, physical and biological waste to be injected
5. the anticipated rate of injection data on completion and operation of proposed injection well
6. characteristics of injection interval
7. compatibility of injection waste and formation fluids.

3. data on completion and operation of proposed injection well
9. calculated rate of fluid displacement by injected waste and directions of dispersion
10. description of program to monitor water quality in fresh water aquifers
11. surface installations
12. In the event an existing well is to be converted to an injection well, applicant submits a complete electric log; all other logs or surveys performed on the well, and complete casing cementing data.

Following receipt and review of the application the staff of the Texas Water Development Board makes a field inspection of the disposal well site to obtain additional pertinent information. A report summarizing all information including recommendations is forwarded to the Executive Director who then issues or denies the permit. The Executive Director has the option of referring that application to the Board of Directors for final action. The application is simultaneously reviewed by the Railroad Commission for possible recommendations. Once the disposal well is constructed it is certified by the Board and periodic reports are submitted to the Board by the owner, furnishing injection well performance information.

### VII. Summary of Various Operating Injection Wells in Texas (1)

A. The Potash Company of America in Moore County, Texas, is injecting a hydrochloric acid waste into a sandstone formation, 1200 feet below the surface. It is an intermittent gravity injection at an average injection rate of 40 gpm. All wells in the immediate area are plugged to prevent contamination of the overlying Ogallala aquifer. The wastewater is not pre-treated prior to injection.

B. E. I. DuPont de Nemours and Company, Victoria Plant, is alternately using two injection wells for the disposal of a nylon processing waste. (25) Approximately 150 gpm is being injected into Tertiary age sands at a depth of 4,500 feet. The wastewater is 18% sodium chloride with traces of metallic salts and organic compounds. The nylon processing waste is first cooled in a heat exchanger, and then neutralized by adding sodium hydroxide. The neutralized brine is then held in a baffled settling basin for 16 hours to allow precipitates to settle. The waste is drawn off and routed through two pressure filters using anthracite coal. The brine is then given a final polishing filtration by the use of porocarbon tube filters precoated with filter aid before being pumped into the disposal wells.

C. The Western Ammonia Corporation, St. Louis, Texas, is injecting 45 gpm of an anhydrous ammonia production waste including cooling tower blowdown into a sandstone formation approximately 1,000 feet below the surface (25). The average injection pressure is about 225 psi.

The waste has the following characteristics:

Total Dissolved Solids	2,300 - 2,700 ppm
Chlorides	40 - 60 ppm
Sulfates	800 - 1,500 ppm
Sodium	280 - 400 ppm
Phosphates	15 ppm
Ammonia-nitrogen	20 - 46 ppm
Chromate	8 ppm
pH	7.1 ppm

The waste stream flows through an API separator prior to injection.

D. The Colanese Chemical Company at Bay City, Texas, is disposing of an acid waste by deep well injection (25). Approximately 200 gpm is being injected into Tertiary age sands at a depth of 3,700 feet. The well head pressure is 200 psi. The waste includes organic and inorganic chemical compounds derived from the production of acetaldehyde, butanol, and other organic acids produced by catalytic cracking of natural gas. The waste is characterized as follows:

Total Dissolved Solids	600 - 5,000 ppm
Acidity	> 18,000 ppm
pH	2.5
Temperature	175°F
Chlorides	128 ppm
COD	29,400 ppm
BCD	9,900 ppm

The hot effluent from the plant processes was first cooled to 150°F. As the waste at pH 2.5 was not stable due to the precipitation of polymeric compounds, caustic was added until a pH of 4.0 to 5.0 was obtained. After pH stabilization the effluent was passed through coal filters to remove large particle solids. The waste was then passed through cartridge polishing filters to remove solids down to 10 microns in size prior to well injection.

- E. The Atlantic Richfield Amoco Refinery, at Port Arthur, Texas, is injecting 35 gpm of detergent production waste into the Miocene age sands at a depth of 3,400 feet (25). The waste is a 32% hydrochloric acid solution containing benzene, chlorinated hydrocarbons, etc. The wastewater, which initially was gravity injected, has the following characteristics:

pH	< 1
Total Dissolved Solids	130,000 ppm
Chlorides	196,800 ppm
Benzene	1,000 ppm
Suspended Solids	4 ppm

The acid waste flows directly into a glass lined steel surge tank. It is then mixed and diluted with fresh water. The resulting waste stream of 15% hydrochloric acid is then injected. No problems were contemplated by pumping the acid waste into the receiving formation. All waters, valves, and lines are glass or plastic lined steel to prevent chemical reaction with the waste fluid.

- F. The Pan American Petroleum Corporation, Van Zandt County, Texas, is injecting 130 gpm of an inorganic waste into a sandstone formation 4,900 feet below the surface at the pressure of 35 psi (25). The waste includes cooling tower and boiler blowdown water, process wastewater, and produced salt water separated from natural gas. The Total Dissolved Solids concentration is 8,000 ppm, including phosphates and chromates. The waste passes through six skimming and settling basins prior to injection.
- G. The Monsanto Company, Brazoria County, Texas, is injecting 400 gpm

of waste under a pressure of 400 psi into Tertiary sands at a depth of 6,700 ft. The petrochemical waste is highly mineralized containing significant amounts of organic nitrogen, nitriles, and other soluble organic chemicals. The characteristics are:

COD = 20,000 ppm

BOD = 14,000 ppm

pH = 12

Suspended Solids = 0

Sulfates 1,500

Chlorides 100 ppm

The wastewater is pretreated by neutralizing and storing the liquid in a diked storage pond. It is pumped to a precipitation-clarification unit, then filtered and pumped to the injection well. A recent waste stream containing depleted uranium-238 with an activity concentration of  $1 \times 10^{-5}$  lc/ml has been added to the injection flow.

H. The Monsanto Chemical Company, near Alvin, Texas, is injecting 300 gpm of aromatic compounds under a pressure of 1,000 psi into the unconsolidated Miocene sands at a depth of 6,100 ft. The wastewater characteristics are:

phenols	1,000 - 2,000 ppm
oil	150 ppm
chlorides	300 ppm
sulfates	1,600 ppm
total alkalinity (as CaCO <sub>3</sub> )	2,000 ppm
COD	10,000 ppm
pH	10.7



1. The E. Paso Natural Gas Products Company, Ector County, Texas, is injecting over 1,000 gpm into a limestone formation at a depth of 15,000 ft (25). The waste includes cooling tower and boiler blowdown water, process wastewater, washdown water, and rinse and regeneration water from ion exchange units. The injection wastewater has the following characteristics:

chloride	3,000 ppm
Bicarbonate	1,000 ppm
Sodium	2,500 ppm
Magnesium	100 ppm
Sulfate	1,300 ppm
Total Dissolved Solids	6,000 ppm
pH	9.7

The wastewater is treated and clarified prior to injection.

2. The Gulf Oil Corporation, Hopkins County, Texas, injects approximately 50 gpm of waste at a pressure of 600 psi into a sandstone formation (25). The depth of injection is 5,000 feet. The wastewater includes cooling tower and boiler blowdown water, other plant process wastewater, and brines. The wastewater constituents are:

Sodium	38,900 ppm
Calcium	13,700 ppm
Chloride	67,100 ppm
Sulphates	47 ppm
Total Solids	134,420 ppm
pH	9.0

The only pre-treatment facility is a plastic-lined settling and storage pit.

K. The Shamrock Oil and Gas Corporation, Moore County, Texas, injects 500 gpm of wastewater under a pressure of 75 psi into a sandstone formation at a depth of 1200 feet (25). The wastewater includes cooling tower and boiler blowdown water and process wastewater from oil refinery, gasoline plant, and the petrochemical plant. The waste contains nitrogenous compounds, chromates, and hydrocarbon derivatives.

L. The Mobile Chemical Company, Jefferson County, Texas, injects 150 gpm of cooling tower and boiler blowdown water, water treatment plant blowdown, steam drain water, contaminated storm drainage, and spillage from the manufacture of terephthalic acid. The wastewater is injected into tertiary sands at a depth of 5,500 feet. The waste includes various organic acids, other hydrocarbons and inorganic salts. The Total Dissolved Solids is 2,000 - 3,000 ppm and the pH is 3.0 - 4.0.

All surface piping, valving, and etc. is corrosion-resistant.

The waste flows through a settling basin and is filtered prior to injection.

BIBLIOGRAPHY

1. Warner, Don L., "Deep Industrial Waste Injection Wells in the United States, A Summary of Pertinent Data" report, FWPCA, Cincinnati, Ohio (1966).
2. Williams, A. L. Jensen, O.F. and Crouch, L. L., "Injection Well Drilling and Development Experiences," Proc. 5th Industrial Water and Waste Conference, Texas WPCA (1965).
3. Talbot, J. S. and Beardon, P., "The Deep Well Method Of Industrial Waste Disposal," Chem. Engr. Progr. Vol. 60 (1964).
4. Koenig, L., "AWIR-8, U.S. Department of Health, Education, and Welfare (1964).
5. Todd, D. K., Ground Water Hydrology, John Wiley & Sons, Inc., New York (1959).
6. "Method of Determining Permeability, Transmissibility, and Drawdown," Geological Survey Water - Supply Paper 1536-I, Dept. of Interior (1961).
7. "Shortcuts and Special Problems in Aquifer Tests," Geological Survey Water - Supply Paper 1545-C, Dept. of Interior (1963).
8. "Theory of Aquifer Tests," Geological Survey Water - Supply Paper 1536-E, Dept. of Interior (1962).
9. Koenig, L., "Disposal of Saline Water Conversion Brines - An Orientation Study," Research and Development, Progress Report No. 20, Office of Saline Water (1958).
10. Helm, G. F. and Julse, B. T., "Deep Well Disposal of Industrial Wastes," Chem. Engr. Progr., May 1951, pp-138-144.
11. MacLeod, I. C., "Disposal of Spent Caustic and Phenolic Water in Deep Wells," Eighth Ontario Inds. Waste Conf. Proc., pp. 49-50 (1961).
12. Acemoff, J., "Disposal of Organic Chemical Wastes to Underground Formations," Ninth Indust. Waste Conf. Proc., Purdue, 1954; Purdue Univ. Exr. Ser. No. 37, pp. 32-38 (1953).

13. Lansing, A. C. and Hewett, P. S., "Disposal of Phenolic Waste to Underground formations, "Nith Indust. Waste Conf. Proc., Purdue Univ. Eng. Ext. Ser. 87, pp. 184-194 (1955)
14. Ceoil, L. X., "Underground Disposal of Process Waste Water," Ind. Eng. Chem., 42, 594-599 (1950)
15. Watkins, J. W., "New Trends in Treating Waters for Injection," World Oil, 146, No. 1, pp. 143-150 (1958)
16. Muskar, Morris, "The Flow of Homogeneous Fluids Through Porous Media, "mcGraw-Hill, New York (1937)
17. Muskar, Morris, "Physical Principles of Oil Production," McGraw-Hill, New York (1949)
18. American Petroleum Institute, "Subsurface Salt-Water Disposal" Am. Petroleum Inst. Div. Prod., Dallas Tex. (1960)
19. Dean, B. T., "The design and operation of a Deep-Well Disposal System," WPCF Jour., 31, Feb. (1965)
20. Henkel, H. O., "Deep-Well Disposal of Chemical Waste Water," Chem. Engr. Progr., 51, Dec. (1955)
21. Warner, Don L., "Deep-Well Disposal of Industrial Wastes". Chemical Engineering, Jan. (1965)
22. Donaldson, E. C., "Subsurface Disposal of Industrial Waste in the United States, "U. S. Bureau of Mines Inf. Cir. 8212 (1964)
23. Veir, Bryron B., "Celanese Deep Well Disposal Practices "Proc. 7 th Industrial Water and Waste Conference, Texas WPCA (1967)
24. Pink, B. D., "State Regulation of Subsurface Waste Disposal in Texas, "Proc 7th Industrial Water and Waste Conference, Texas Water Pollution Control Administration (1967).
25. Private Communication, Ground Water Division, Texas Water development Board, Austin, Texas (1967)

13. Lansing, A. C. and Hewett, P. S., "Disposal of Phenolic Waste to Underground formations, "Nith Indust. Waste Conf. Proc., Purdue Univ. Eng. Ext. Ser. 87, pp. 184-194 (1955)
14. Ceoil, L. X., "Underground Disposal of Process Waste Water," Ind. Eng. Chem., 42, 594-599 (1950)
15. Watkins, J. W., "New Trends in Treating Waters for Injection," World Oil, 146, No. 1, pp. 143-150 (1958)
16. Muskar, Morris, "The Flow of Homogeneous Fluids Through Porous Media, "McGraw-Hill, New York (1937)
17. Muskar, Morris, "Physical Principles of Oil Production," McGraw-Hill, New York (1949)
18. American Petroleum Institute, "Subsurface Salt-water Disposal" Am. Petroleum Inst. Div. Prod., Dallas Tex. (1960)
19. Dean, B. T., "The design and operation of a Deep-Well Disposal System," WPCF Jour., 31, Feb. (1965)
20. Henkel, H. O., "Deep-Well Disposal of Chemical Waste Water," Chem. Engr. Progr., 51, Dec. (1955)
21. Warner, Don L., "Deep-Well Disposal of Industrial Wastes". Chemical Engineering, Jan. (1965)
22. Donaldson, E. C., "Subsurface Disposal of Industrial Waste in the United States, "U. S. Bureau of Mines Inf. Cir. 8212 (1964)
23. Veir, Bryron B., "Celanese Deep Well Disposal Practices "Proc. 7 th Industrial Water and Waste Conference, Texas WPCA (1967)
24. Pink, B. D., "State Regulation of Subsurface Waste Disposal in Texas, "Proc 7th Industrial Water and Waste Conference, Texas Water Pollution Control Administration (1967).
25. Private Communication, Ground Water Division, Texas Water development Board, Austin, Texas (1967)

**SECTION 6 - ECONOMICS OF WASTEWATER TREATMENT<sup>1</sup>**

<sup>1</sup>"Chemical Engineering", Eckenfelder & Ford (1969)

*a reprint from*

# Chemical Engineering

A McGraw-Hill Publication/Published every other Monday

## Economics of Wastewater Treatment

W. WESLEY ECKENFELDER, JR., University of Texas, and DAVIS L. FORD, Engineering Science of Texas, Inc.

# Economics of Wastewater Treatment

How to treat wastewaters from process industries, either for reuse or disposal, depends on the quality of effluent required and the costs involved. Here the authors describe available processes and present ways of estimating their capital costs.

W. WESLEY ECKENFELDER, JR., University of Texas, and DAVIS L. FORD, Engineering Science of Texas, Inc.

The great interest in industrial wastewater treatment has created an urgent need for techniques to analyze and compare the economics of the various treatment methods available. Underscoring this need are the recent establishment of national water-quality standards, plus the technological advances in treatment methods.

Generally, the major economic considerations in water treatment include:

- Capital and operating costs of processes required to produce a defined quality of effluent.
- In-plant process and equipment modifications required to render a treatment process feasible or less costly.
- Returns to industry in terms of product recovery and water reuse.

With these factors in mind, we shall discuss treatment processes and related capital costs. Included in the discussion will also be mathematical models of various processes, as well as an optimization approach to wastewater treatment, based on volume of flow and effluent quality.

## Definition of Treatment Processes

Removing pollutants from chemical or petrochemical wastewaters involves one or more stages, usually referred to as primary, secondary or tertiary treat-

ments. Fig. 1 shows just what kinds of treatments are comprised within each one of these categories, and how these various treatments might be used alone or in combination with others to attain certain effluent specifications.

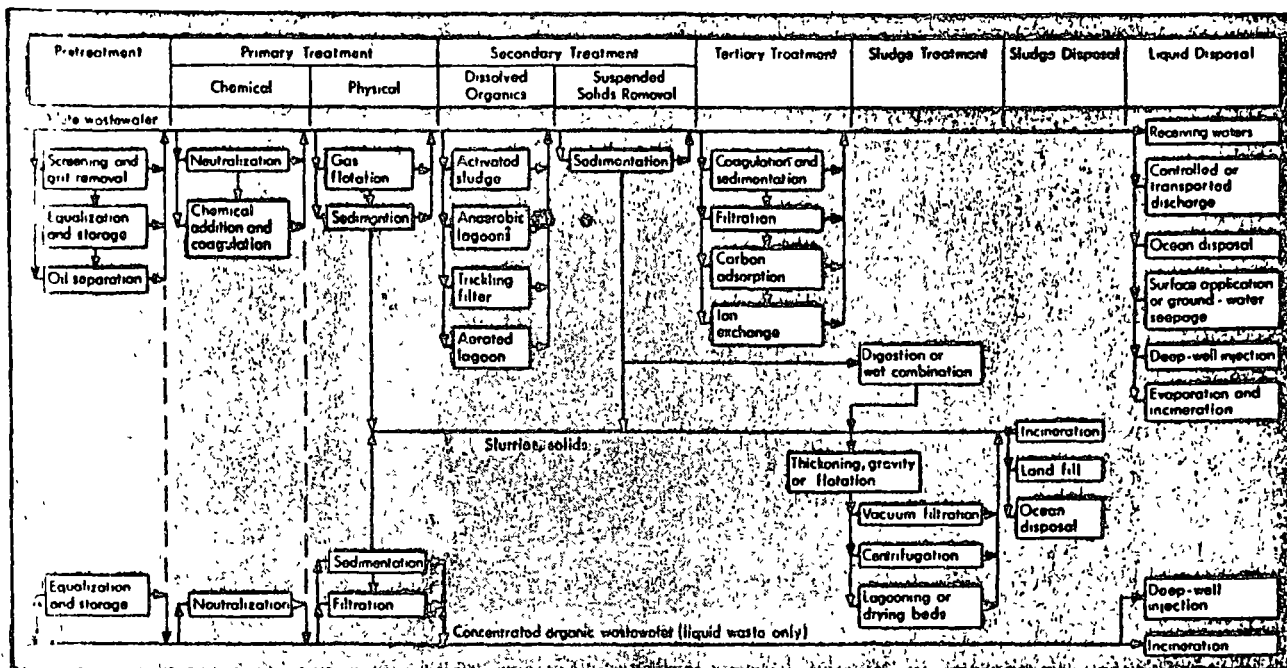
## PRETREATMENT, PRIMARY TREATMENT

There are many impurities in chemical and petrochemical wastewaters that must be removed or altered by preliminary operations (pretreatment) before subsequent treatment can be considered.

High concentrations of suspended solids discharged directly to secondary biological processes normally decrease overall process efficiency, either by reducing the active biological-solids fraction or by creating an excessive oxygen demand that frequently results in a sludge less amenable to dewatering. Therefore, gravity sedimentation or flotation units are used to remove suspended material. If the wastewater happens to be high in colloidal materials, it can also be treated by chemical coagulation prior to sedimentation or flotation.

Removing oil by gravity separation is required in many plants because oily waters have a deleterious effect on most secondary and tertiary treatment processes. Since free oils are generally easier to remove if their concentration is high, oily waste streams are





**WASTEWATER TREATMENT SEQUENCE.** Notice how one process may be substituted for another—Fig. 1

treated prior to dilution with non-oily wastewaters. Adding chemicals is often required to enhance separation, particularly when emulsions are present.

If the waste stream is alkaline or acidic, it usually must be neutralized. Carbon dioxide produced by microbial respiration will neutralize some caustic alkalinity, but free mineral acidity usually requires specific neutralization treatment.

Extreme variations in organic loadings, as well as slug discharges of various organic and inorganic materials, can have adverse effects on biological processes. When such conditions are anticipated, they require equalization facilities.

Approximate threshold concentrations that indicate the need for pre- or primary treatment are summarized in Table I.

**SECONDARY TREATMENT**

Commonly used secondary biological treatments include: completely mixed activated-sludge process; extended aeration; aerobic and aerated lagoons; trickling filters; and anaerobic and facultative<sup>o</sup> waste-stabilization ponds. Table II gives mathematical expressions for various processes; the values of the coefficients and constants appearing in the expressions are tabulated in Table III.

These coefficients define a given wastewater according to its treatability, their magnitude varying according to the complexity and biodegradability of the waste constituents (pollutants). Table II indicates the range of the observed values for chemical wastes.

<sup>o</sup> Ponds in which both aerobic and anaerobic zones exist.

Following is a description of processes and techniques that are considered to fall within the secondary-treatment category:

**Activated Sludge**

The activated-sludge process is a continuous system, in which aerobic biological growths are mixed

**Concentration of pollutants that make pre- or primary treatment necessary—Table I**

Pollutant or System Condition	Limiting Concentration	Kind of Treatment
Suspended solids	>125 mg./l.	Lagooning, sedimentation, flotation
Oil or grease	>50 mg./l.	Skimming tank or separator
Heavy metals	<1 mg./l.	Precipitation or ion exchange
Alkalinity	0.5 lb. alkalinity as CaCO <sub>3</sub> /lb. BOD removed	Neutralization for excessive alkalinity
Acidity	Free mineral acidity	Neutralization
Organic-load variation	> 4:1	Equalization
Sulfides	>100 mg./l.	Precipitation or stripping
Phenols	>70-160 mg./l.	Stripping, providing complete mixing
Ammonia	>1.6 g./l.	Dilution, pH adjustment and stripping
Dissolved salts	>16.0 g./l.	Dilution, ion exchange

with wastewater, then separated in a gravity clarifier. A portion of the concentrated sludge is recycled and mixed with additional waste. Facilities for this type of treatment and for disposal of sludge are usually necessary when the waste flow exceeds 100,000 gal./day.

This process should provide effluent with a total BOD<sub>5</sub> (See nomenclature list for meaning) of 15 to 25 mg./l., although the organic concentration of the effluent in terms of COD may be as high as 500 to 600 mg./l., depending on the concentration of bio-resistant compounds.

### Extended Aeration

This treatment, which is a modification of the activated-sludge process, provides a retention time suffi-

ciently long to allow oxidation of biological solids, thus minimizing the amount of sludge for disposal. The sludge is theoretically nonbiodegradable residue; but when it is drawn off from continuous reactors, it also contains the active biological fraction. Excess sludge from extended aeration plants, therefore, requires additional digestion, as well as dewatering and disposal.

### Aerobic Lagoons

Aerobic lagoons are flowthrough systems applicable when a high-quality effluent—in terms of suspended solids or organic concentration—is not required. Oxygen, usually supplied through surface aerators with a power level of 0.05 to 0.1 hp./1,000 gal., keeps all solids in suspension and provides complete mixing. A 50 to 60% BOD<sub>5</sub> reduction is normally observed, and the effluent-suspended solids are approximately equal to one-half the BOD removed in the process.

### Aerated Lagoons

Generally, aerated lagoons provide an effluent with a soluble BOD<sub>5</sub> of less than 25 mg./l., with a total BOD<sub>5</sub> of less than 50 mg./l., depending on the operating temperature. Effluent suspended solids usually exceed 50 mg./l. A surface aerator power-level of 0.008 to 0.08 hp./1,000 gal. keeps part of the solids in suspension, although these lagoons are not normally completely mixed.

Since aerobic and aerated lagoons are temperature sensitive, efficiencies decrease during the winter.

## Mathematical models for secondary biological treatment processes—Table II

### ACTIVATED SLUDGE (COMPLETELY MIXED)

$$\frac{S_o}{S_i} = \frac{1}{1 + kX_o t}$$

$$\Delta X_o = f(VSS) + aS_o - bX_o$$

$$\text{lb. O}_2/\text{day} = a'S_o + b'X_o$$

$$F = \frac{S_o}{X_o t}$$

$t$  = detention time, days

### EXTENDED AERATION

$$X_o = \frac{aS_r}{fbv}$$

$$\text{lb. O}_2/\text{day} = 1.2 S_r$$

### AERATED LAGOON (AEROBIC-FACULTATIVE)

$$\frac{S_o}{S_i} = \frac{1}{1 + Kt}$$

$$\text{lb. O}_2/\text{day} = 1.2 S_r$$

### TRICKLING FILTER

$$\frac{S_o}{S_i} = \exp(-K'D/Q^n)$$

$$K' = KA_o^n$$

$Q$  = flowrate in million gal./day

### ANAEROBIC LAGOONS

$$\frac{S_o}{S_i} = \frac{1}{1 + Kt} \text{ (single pond)}$$

For ponds in series:

$$\frac{S_o}{S_i} = \frac{1}{(1 + Kt)(1 + K^2t^2) \dots (1 + K_n t_n)}$$

or

$$\frac{S_o}{S_i} = \exp(-K_o \Sigma t)$$

## Coefficients and constants for treatment of wastes from the chemical industry—Table III

Systems	Range of Values of One Standard Deviation	Avg. Value
Activated Sludge		
$k$ , 1/(mg.) (hr.)	0.00012-0.00076	0.00024
$a$	0.31-0.72	0.52
$a'$	0.31-0.76	0.53
$b$ , day <sup>-1</sup>	0.02-0.18	0.07
$b'$ , day <sup>-1</sup>	0.10-0.24	0.17
$F$ , lb. BOD/[(lb. MLVSS)(day)]	0.4-0.8	0.5
Aerated Lagoons		
$K$ , day <sup>-1</sup>	0.5-1.0	0.75
$X_o$ , mg./l.	50-150	100
Trickling Filters		
$K' = KA_o^n$	0.24-1.25	—
$n$	0.4-0.8	—
( $K'$ based on loading in million gal./day)		
Anaerobic Lagoons		
$K_o$ , day <sup>-1</sup>	0.030-0.055	0.042
$\dagger K_o$ , day <sup>-1</sup>	0.07-0.13	0.10

\* $K$  = reaction rate in equation  $S_o/S_i = 1/(1 + Kt)$ , which is applicable to single ponds.

† $K_o$  = reaction-rate constant in equation  $S_o/S_i = \exp(-K_o \Sigma t)$ , which is applicable to series of ponds.

### Nomenclature

$a$	Fraction of substrate removed used for cell synthesis
$a'$	Oxygen utilization coefficient for cell synthesis
$A_s$	Specific surface area of filter media for trickling filters, sq.ft./cu.ft.
$b$	Cell auto-oxidation rate coefficient, day <sup>-1</sup>
$b'$	Oxygen utilization rate for endogenous respiration, day <sup>-1</sup>
BOD <sub>5</sub>	Biochemical oxygen demand for five days at 20 C., mg./l.
BOD <sub>∞</sub>	Ultimate biochemical oxygen demand at 20 C., mg./l.
COD	Chemical oxygen demand, mg./l.
$D$	Depth of basin or pond, ft.
$f$	Degradable fraction of volatile solids
$F$	Food-to-microorganism ratio expressed as lb. BOD/(lb. MLVSS) (day)
$k$	Unit removal rate, mg./(l.) (hr.)
$K$	Overall removal rate mg./(l.) (hr.)
$K'$	Substrate removal coefficients for trickling filters
$K_s$	Removal-rate constant for ponds-in-series system
$m, n$	Trickling-filter exponents, which are a function of filter media
MLVSS	Mixed-liquor volatile suspended solids
$Q$	Flowrate, million gal./day, gpm., etc.
$R$	Recycle rate, million gal./day., gpm., etc.
$S_0, S_e$	Influent and effluent substrate concentration, mg./l.
$S_0, S_r$	Substrate—expressed as BOD or COD—applied or removed, mg./l.
SS	Suspended solids
$t$	Time or retention time, hr., days
$T$	Temperature, °C.
TDS	Total dissolved inorganic solids
$v$	Volatile fraction of aeration suspended solids
VSS	Volatile suspended solids
$X_0$	Average degradable portion of total mass of biological cells in aeration tank, lb.
$X_0$	Biodegradable volatile suspended solids, lb.
$X_0$	Volatile portion of total mass of biological cells in aeration tank, lb.
$\Delta X_0$	Increase in sludge solids, lb. VSS/day

These processes may be considered as development stages because the lagoons can be converted at a future date to activated-sludge or extended-aeration plants by adding clarifiers, sludge-return pumps and additional aeration equipment.

### Trickling Filters

Trickling filters are packed with rock or synthetic media to depths ranging from 8 to 40 ft. and are used in industrial waste-treatment applications, primarily as "roughing devices" designed to level out and reduce organic loads applied to subsequent treatments. The low removal-rate coefficient for soluble organic wastewaters usually makes this process more

costly than other biological processes that produce effluents of comparable quality.

### Waste-Stabilization Ponds

Waste-stabilization ponds become useful when large land areas are available and when occasional odors will not cause a nuisance. Multiple ponds are often used, the first one in the series being anaerobic (because of high organic loadings), followed by aerobic or finishing ponds.

### Deep-Well Disposal

Subsurface injection can handle concentrated and relatively untreatable waste streams. Since much land surface is underlain by aquifers containing salt water or brines, these formations offer convenient and safe repositories for wastes, circumventing pollution in many areas of usable surface and subsurface water supplies.

Injection rates range from a few to over 600 gal./min., the depth at which the wastes are discharged varying from a few hundred feet to as deep as 12,000 ft. The majority of systems inject at a wellhead pressure of 2,000 psi. or less.

Most chemical wastes require pretreatment before injection. This includes removing most suspended material and altering the nature of the wastewater so that it is compatible with the injection piping and the receiving earth formation.

### Sludge Disposal

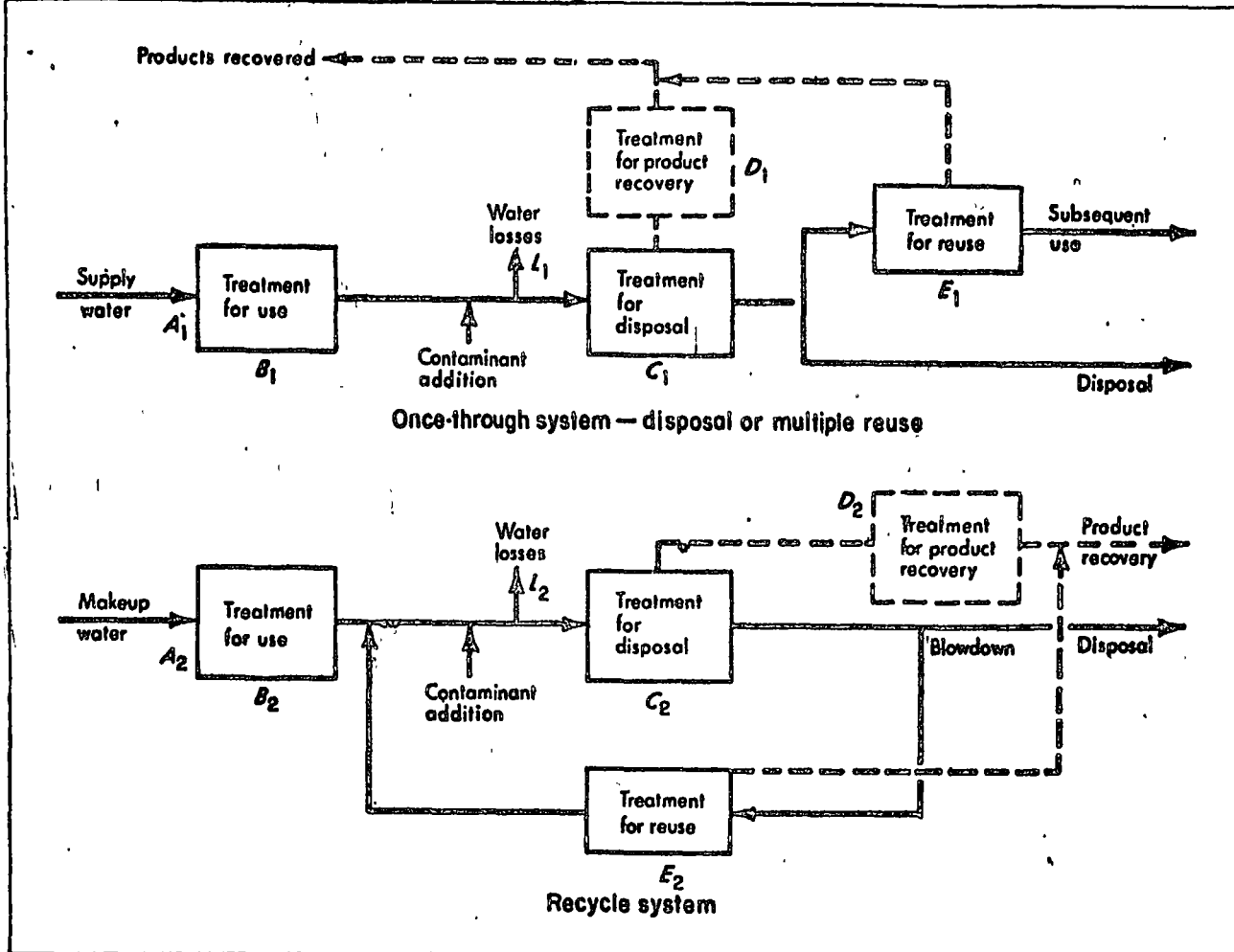
Sludge digestion and dewatering process are called for when large amounts of sludge are produced daily within the treatment facility. This may result when high organic loadings (that result in excess amounts of synthesis sludge) are imposed, or when high influent suspended-solids concentrations produce large volumes of primary sludge that require disposal.

Although anaerobic digestion is still practiced in the chemical industry, aerobic digestion is more common. Gravity thickeners concentrate the sludges, while vacuum filtration, centrifugation or sand-bed filtration methods dewater the sludge. Sludge lagoons can be used for disposal when land is available and where the location permits.

### TERTIARY TREATMENT

Tertiary-treatment processes considered here are: carbon adsorption, coagulation and sedimentation, foaming, filtration, membrane processing, polishing lagoons and stripping. These processes are capable of reducing the BOD and suspended solids in many applications to less than 1 to 5 mg./l., as well as reducing total dissolved solids, nitrogen and phosphorus to acceptable levels.

Table IV lists effluent qualities usually obtained in secondary processes. When tertiary treatment



SEQUENCE OF STEPS for the once-through and recycle systems for supply and makeup water—Fig. 2

involved, COD and suspended solids can be reduced to less than 25 mg./l. and 1 mg./l., respectively. In addition, total dissolved-solids concentrations can be reduced to less than 500 mg./l. with ion-exchange or membrane processes. Nitrogen and phosphorus can be substantially removed using selected secondary or tertiary processes.

### ECONOMIC CONSIDERATIONS

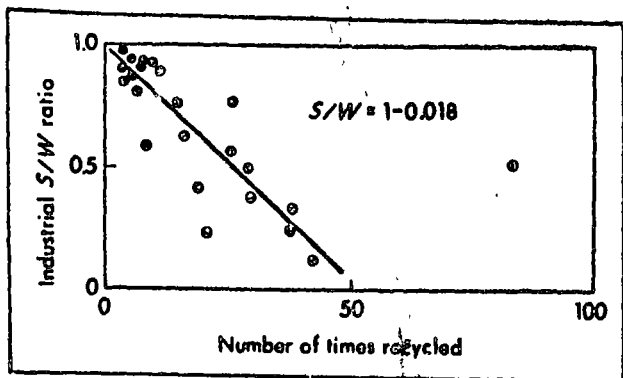
Multiple reuse of water is normally called for when the supply of good water is limited and cost is high. To decide whether such multiple reuse is advisable, it is necessary to compare costs of fresh supply-water and the treatment operations necessary to bring the water to a required quality level (either for disposal or subsequent reuse). An economic balance equation can be expressed as follows:<sup>8</sup>

$$\text{Net cost} = (\text{supply-water cost}) + (\text{treatment-for-use cost}) + (\text{treatment-for-disposal cost}) + (\text{treatment-for-reuse cost}) + (\text{treatment-for-product-recovery cost}) - (\text{value of product recovered}).$$

### Maximum effluent quality attainable from waste-treatment processes (mg./l. unless otherwise noted)—Table IV

Process	BOD	COD	SS	Nitro- gen	Phos- phorus	TDS
Sedimentation	10-30(a)	—	50-90(a)	—	—	—
Flotation	10-50(a)	—	70-95(a)	—	—	—
Activated sludge	<25	(b)	<20	(c)	(c)	—
Aerated lagoons	<50	—	>50	—	—	—
Anaerobic ponds	>100	—	<100	—	—	—
Deep-well disposal	Total disposal of waste					
Carbon adsorption	<2	<10	<1	—	—	—
Ammonia stripping	—	—	—	>95	—	—
Denitrification and nitrification	<10	—	—	<5	—	—
Chemical precipitation	—	—	<10	—	<1	—
Ion exchange	—	—	<1	(d)	(d)	(d)

(a) Percent removal.  
 (b) [(Influent COD) - (ultimate BOD removed)]/0.9.  
 (c) [(Influent nitrogen) - 0.12 X excess biological sludge], lb./[Influent phosphorus] - (0.026 X excess biological sludge), lb.  
 (d) Depends on resin used, molecular state and efficiency desired.

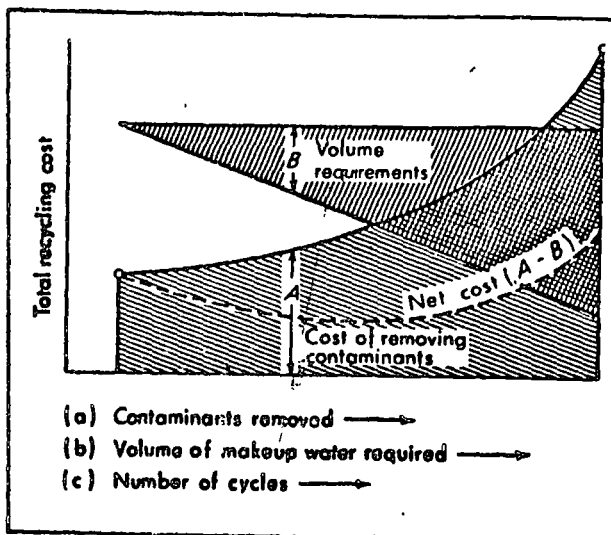


RECYCLING EFFECT on S/W ratio—Fig. 3

The comparative economics for the once-through system (either direct disposal or subsequent reuse) and the recycle system can best be shown with the help of Fig. 2.

Since the cost of raw water,  $A$ , is unaffected by system design,  $A_1 = A_2$ . The cost of treating the water for use,  $B$ , may be the same for the once-through and the recycle systems, although a more expensive treatment may be required in the recycle system to provide a higher water quality and to offset the increased concentration of contaminants prevalent when recycling is used. Therefore,  $B_2$  may exceed  $B_1$ . Treatment costs of producing an effluent of quality acceptable for disposal,  $C$ , may again be similar for the two systems, although  $C_2$  may exceed  $C_1$  because of the higher contaminant levels in the recycled stream.

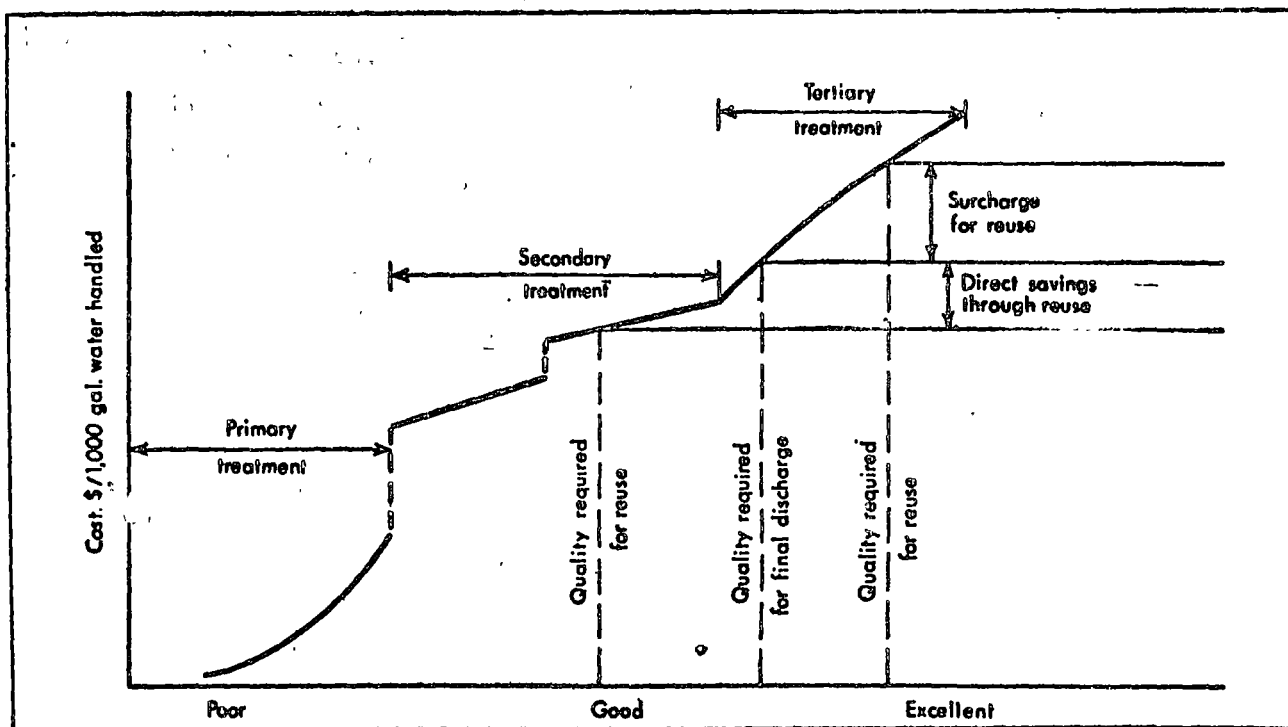
Additional costs,  $E_1$ , incurred in treating the effluent



RECYCLING COST is affected by many factors such as (a), (b) and (c) above—Fig. 4

from the once-through system to a higher-quality level—for possible reuse in a separate system—must be compared to the effluent's reuse value. The treatment cost,  $E_2$ , for reuse water in a recycle system can be considered as a surcharge to cost  $C_2$  if the water-quality requirements for reuse are more stringent than those for disposal. If this is not the case, cost  $E_2$  is not applicable and can be ignored.

Costs involved in product recovery  $D_1$ , are expressed as the cost per value of product recovered, including any recovery realized from treatment system  $E$ . Al-



COST OF WASTEWATER TREATMENT according to the quality of effluent obtained—Fig. 5

though a direct cost comparison depends on many factors,  $D_2$  may be less expensive because recovery is usually more efficient at the higher contaminant levels that characterize the recycle stream.

Water losses,  $L$ , of the two systems would probably vary, particularly when cooling circuits are considered. Based on these and other factors, the following general statements can be made about the two systems.

- The economic feasibility of recycling depends upon the net savings effected by handling a smaller volume of water, after the cost of treating the effluent for recycle has been considered.

- Recycling systems are best when contaminants are either low in content or easily removed, and quality requirements are flexible. Cooling operations, for example, have low water-quality requirements and the heat is easily removed.

- Recycling systems often allow product recovery not possible in once-through systems.

- Recycling systems become more attractive as final-effluent requirements become more stringent.

- Once-through systems are necessary when water-quality requirements are inflexible, which is true in food processing and brewing operations.

One parameter that measures the effectiveness of a reuse system (with respect to water conservation) is the ratio of return flow to water use ( $S/W$  ratio). This value depends on several factors, recycling being the most important (Fig. 3<sup>4</sup>).

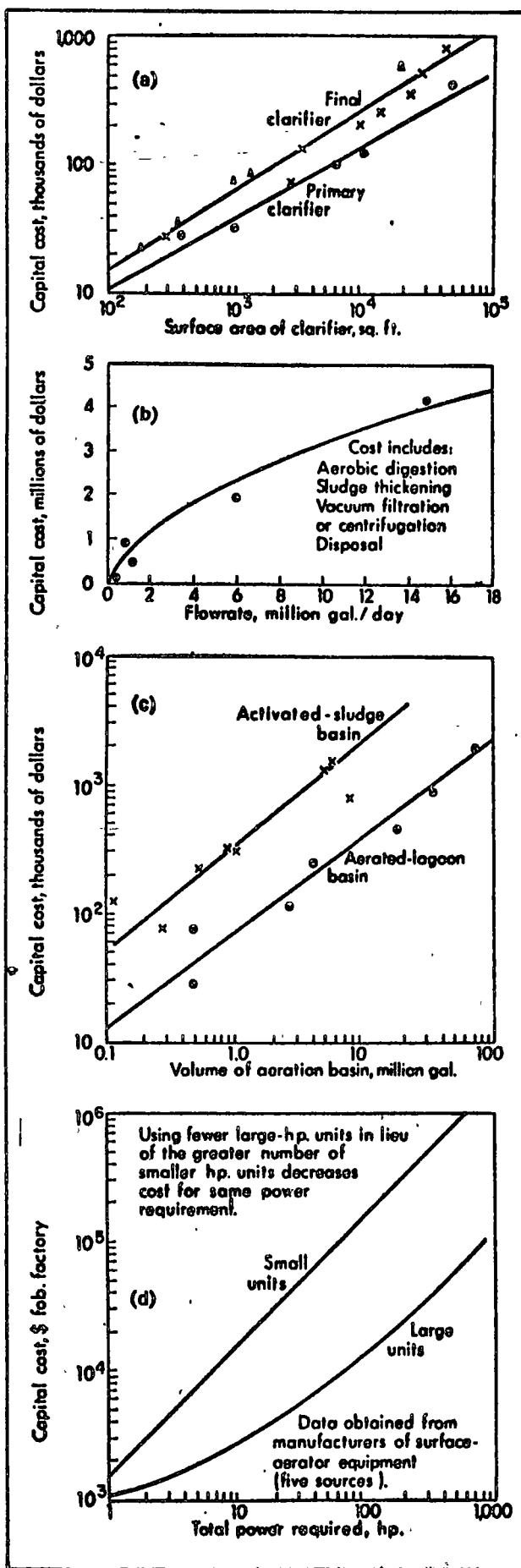
There is obviously a practical limit below which it is not feasible to reduce the  $S/W$  ratio. Again, this depends on many factors; for example, the cost of recycling is a function of the number of cycles, and there is an optimum number of cycles with respect to overall cost, just as there is with respect to water quality. Fig. 4 shows schematically how such factors affect the net cost.

Initial cost reduction through increased recirculation is attributed to the reduction in the volume of water handled (costs  $B$ ). After a certain recirculation rate, the cost will increase because of additional contaminants that have accumulated (costs  $A$ ), and the costs of their removal. The exact configuration of the curve depends on the nature of the recirculation process and of the contaminants involved.

Costs of wastewater treatment with respect to quality are shown in Fig. 5. The surcharge for reuse is also shown when the quality requirements for reuse exceed those for final discharge; also shown are the savings accomplished through reuse when quality requirements are more lax.

#### Estimating Capital Cost—Unit-Cost Method

There are several approaches for estimating capital cost of waste treatment facilities. One is a calculation



**Cost relationships needed for estimating capital costs—Table V**

<b>Pre- or Primary Treatment</b>	
Equalization	Cost vs. volume (gal.)
Neutralization	Cost vs. flowrate (mgd.)*
Oil separation	Cost/mgd. vs. flowrate (mgd.)
Sedimentation	Cost vs. surface area (sq.ft.)
<b>Secondary (Biological) Treatment</b>	
Lagoons	Cost vs. surface area (acre)
Aerated lagoons	Cost vs. volume (mgal.†)
Activated sludge	Cost vs. volume (mgal.)
Aeration basin	Cost vs. flowrate (mgal.)
Final clarifier	Cost vs. surface area (sq.ft.)
<b>Tertiary Treatment</b>	
Filtration	Cost vs. flowrate (mgd.)
Ion exchange	Cost vs. flowrate (mgd.)
Adsorption (carbon)	Cost vs. flowrate (mgd.)
<b>Sludge Handling and Disposal</b>	
Total sludge disposal	Cost vs. flowrate (mgd.)
Thickening	Cost vs. volume of thickener (gal.)
Flotation thickening	Cost/mgd. vs. flowrate (mgd.)
Vacuum filtration	Cost vs. area of filter (sq.ft.)
<b>Ultimate Disposal</b>	
Deep-well injection	Cost vs. flowrate (mgd.)

\*mgd. = million gallons per day, †mgal. = million gallons.

**Land requirements for treatment methods—Table VI**

Treatment Method	Land Requirement
Stabilization ponds	Earth dug: 3-21 acres/mgd.*
Aerated lagoons	Earth basin: 6-12 ft. deep, 8-16 acres/mgd.
Activated sludge	Earth or concrete basin 10-15 ft. deep, 75,000-350,000 cu.ft./mgd.
Trickling filter	225-1,400 sq.ft./mgd.

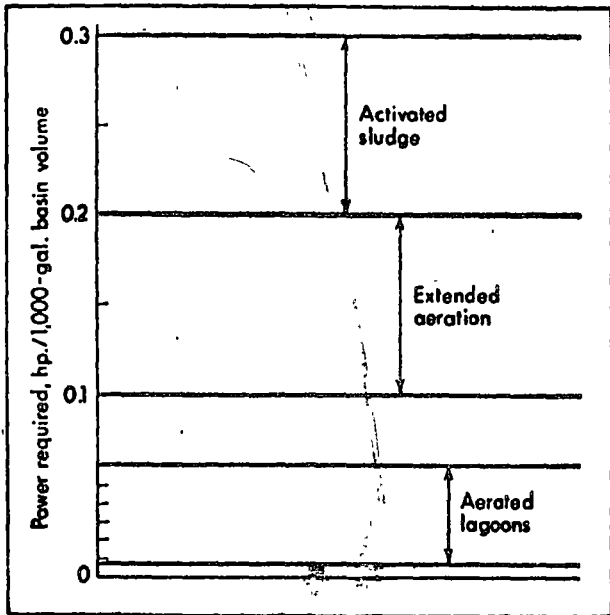
\*mgd. = million gallons per day.

of unit costs for each process within the system, adding a percentage of the subtotal to include piping, pumps, related appurtenances, engineering and contingencies. The bases for making such evaluations for several of the processes are given in Table V. Many cost variables, however, are neglected with this approach, some of them being geographical location, climatic conditions, fluctuations in area-labor and material costs, and overdesign considerations.

Aware of these restraints, a series of capital-cost

**Wastewater characteristics associated with some chemical products—Table VII**

Product	Flow, Gal./Ton	BOD, Mg./L.	COD, Mg./L.	Other important Characteristics
<b>Dyes and Pigments</b>	50,000-250,000	200- 400	500- 2,000	Heavy-metals and solids contents, color, pH
<b>Primary Petrochemicals</b>				
Ethylene	50- 1,500	100- 1,000	500- 3,000	Phenol and oil contents, pH
Propylene	100- 2,000	100- 1,000	500- 3,000	Phenol content, pH
<b>Primary Intermediates</b>				
Toluene	300- 3,000	300- 2,500	1,000- 5,000	—
Xylene	200- 3,000	500- 4,000	1,000- 8,000	—
Ammonia	300- 3,000	25- 100	50- 250	Oil and nitrogen contents
Methanol	300- 4,000	300- 1,000	500- 2,000	Oil and solids contents
Ethanol	300- 4,000	300- 3,000	1,000- 4,000	Oil and solids contents
Butanol	200- 2,000	500- 4,000	1,000- 8,000	Heavy-metals content
Ethyl benzene	300- 3,000	500- 3,000	1,000- 7,000	Heavy-metals content
Chlorinated hydrocarbons	50- 1,000	50- 150	100- 500	Oil and solids contents, pH
<b>Secondary Intermediates</b>				
Phenol, cumene	500- 2,500	1,200-10,000	2,000-15,000	Phenol and solids contents
Acetone	500- 1,500	1,000- 5,000	2,000-10,000	—
Glycerin, glycols	1,000- 5,000	500- 3,500	1,000- 7,000	—
Urea	100- 2,000	50- 300	100- 500	—
Acetic anhydride	1,000- 8,000	300- 5,000	500- 8,000	pH
Terephthalic acid	1,000- 3,000	1,000- 3,000	2,000- 4,000	Heavy-metals content
Acrylates	1,000- 3,000	500- 5,000	2,000-15,000	Solids and cyanide contents, color
Acrylonitrile	1,000- 10,000	200- 700	500- 1,500	Cyanide content, color, pH
Butadiene	100- 2,000	25- 200	100- 400	Oil and solids contents
Styrene	1,000- 10,000	300- 3,000	1,000- 6,000	—
Vinyl chloride	10- 200	200- 2,000	500- 5,000	—
<b>Primary Polymers</b>				
Polyethylene	400- 1,600	—	200- 4,000	Solids content
Polypropylene	400- 1,600	—	200- 4,000	—
Polystyrene	500- 1,000	—	1,000- 3,000	Solids content
Polyvinyl chloride	1,500- 3,000	50- 500	1,000- 2,000	—
Cellulose acetate	10- 200	500- 2,000	1,000- 5,000	—
Butyl rubber	2,000- 6,000	800- 2,000	2,500- 5,000	—
<b>Miscellaneous Organics</b>				
Isocyanate	5,000- 10,000	1,000- 2,500	4,000- 8,000	Nitrogen content
Phenyl glycine	5,000- 10,000	1,000- 2,500	4,000- 8,000	Phenol content
Parathion	3,000- 8,000	1,500- 3,500	3,000- 6,000	Solids content, pH
Tributyl phosphate	1,000- 4,000	500- 2,000	1,000- 3,000	Phosphorus content



AERATING POWER needed is greatest for activated-sludge system, least for aerated lagoons—Fig. 7

such an estimate can be prepared by summarizing the individual process cost and adding 35 to 45% of the subtotal to include related appurtenances and engineering. Although land values are not included in this calculation, approximate ones can be estimated from the information in Table VI. Surface-aerator requirements for aerated lagoons can be estimated from approximate power-level needs, as shown in Fig. 7.

These cost models are based on reported cost data from chemical plants, exclusive of land costs. Unlike the unit-process cost approach, organic influent and effluent concentrations are included. Organic strength of wastewaters associated with various chemical products is tabulated in Table VII. There are other variables that affect the excluded costs—and therefore constrain the models—but capital cost approximations can nevertheless be prepared.

The following mathematical models have been proposed:

For Activated Sludge

$$C = [KQ^m(S_0/S_e)^n]/k^p \quad (1)$$

For Aerated Lagoons

$$C = KQ^m(S_0/S_e)^n \quad (2)$$

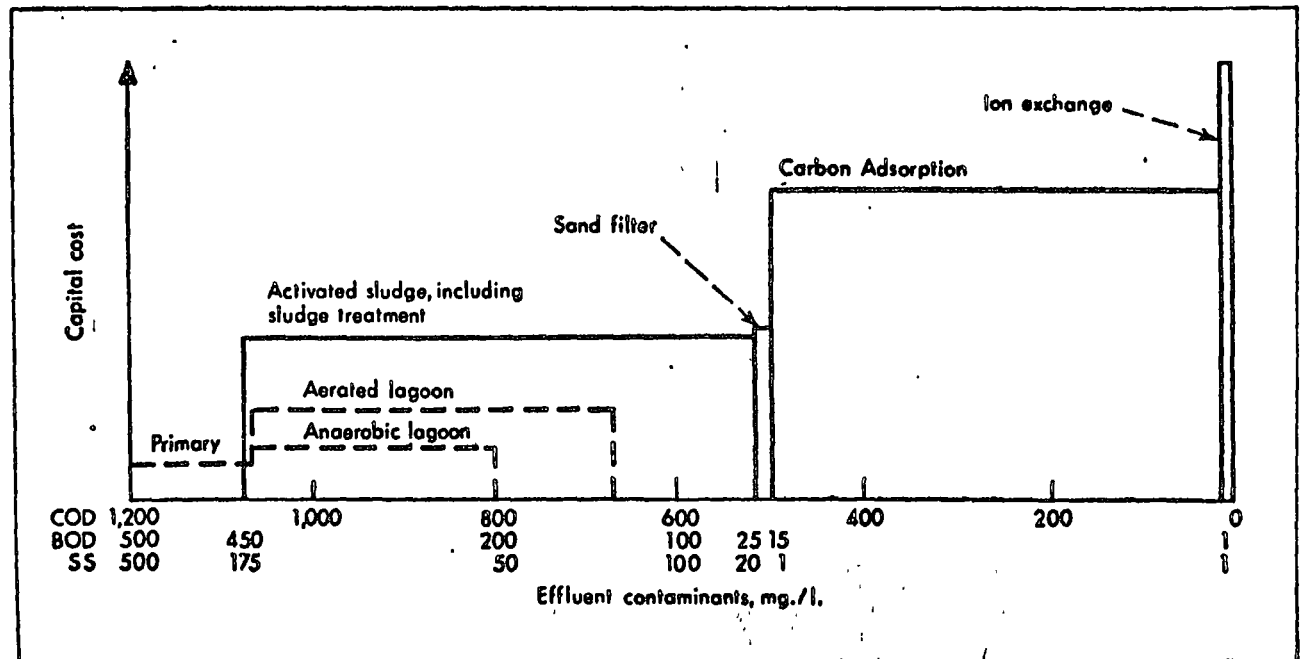
where  $C$  = total capital cost in thousands of dollars, based on *Engineering News Record* (ENR) index of 1030;  $Q$  = wastewater flow, million gal./day (mgd.);  $s_0$  = wastewater BOD, mg./l.;  $p$ ,  $k$ ,  $m$ ,  $n$  = constants;  $k$  = substrate removal-rate coefficient.

A graphical representation of the cumulative unit-process cost and associated quality of effluent from these processes is shown in Fig. 8. This graph is based on calculations made by using some of the treatment models given in Table II. Similar representations can be made for any process combination, flow and organic concentration.

relationships for selected unit processes are presented in Fig. 6.<sup>5</sup> These relationships were developed from reported costs of unit processes included in chemical, refinery and petrochemical waste-treatment systems.

### Generalized-Cost Model

This is another approach for estimating capital cost of wastewater treatment facilities. For an activated-sludge or aerated-lagoon plant, for example,



RELATIVE CAPITAL COSTS of treatment plants vs. effluent quality—Fig. 8



**Sample Problem**

This example illustrates the unit-process and total-process approaches for estimating initial capital cost of a waste-treatment facility.

Given:

- Wastewater flow,  $Q$ , = 2.5 mgd.
- Influent BOD,  $S_0$ , = 500 mg./l.
- Effluent BOD,  $S_e$ , = 25 mg./l.
- Reaction rate,  $k$  = 0.0003(l.)/(mg.)(hr.)
- Primary-clarifier flowrate = 900 gal./(day)(sq.ft.)
- Aeration basin-retention time = 12 hr.
- Secondary-clarifier flowrate (including recirculation) = 800 gal./(day)(sq.ft.)
- Model constant, sludge disposal not included (activated-sludge equation in Table II):
  - $K = 36$
  - $m = 0.64$
  - $n = 0.17$
  - $p = 0.28$

Required:

To estimate capital cost of an activated-sludge system, without sludge handling, using unit and total-cost functions.

**Primary Clarifiers:**

- Required area =  $[(2.5 \times 10^6 \text{ gal.})/\text{day}] [( \text{day}) / (900 \text{ gal.})] = 2,780 \text{ sq. ft.}$
- Using two clarifiers, area per clarifier =  $2,780/2 = 1,390 \text{ sq. ft.}$
- From Fig. 6a, capital cost = \$45,000 each, or \$90,000 for both

**Aeration Basin (Concrete Structure):**

- Volume =  $[(2.5 \times 10^6 \text{ gal.})/\text{day}] (12/24 \text{ days}) = 1.25 \times 10^6 \text{ gal.}$
- From Fig. 6c, cost = \$430,000

**Secondary Clarification (Including 50% Recycle):**

- $Q + 0.5 Q = [(3.75 \times 10^6 \text{ gal.})/\text{day}] [( \text{day}) / (800 \text{ gal.})] = 4,700 \text{ sq.ft.}$
- Using two clarifiers, area = 2,350 sq.ft./clarifier
- From Fig. 6a, cost/clarifier = \$100,000
- Total cost = \$200,000

**Totals:**

- Primary clarifiers = \$ 90,000
- Aeration basin = 430,000
- Secondary clarifiers = 200,000

Subtotal = 720,000

Miscellaneous piping, engineering, etc. (40%)	= 288,000
<b>Total capital cost*</b>	<b>= \$1,008,000</b>

Checking the value of the total capital cost by means of Eq. (1), we find that the results are close approximations:

$$C = (36 \times 2.5^{0.64} \times 20^{0.17}) / 0.0003^{0.28} = (36 \times 1.8 \times 1.665) / 0.103 = \$1,050,000$$

The capital cost of an aerated lagoon can be estimated in a similar manner, either using Fig. 6c and 6d, or estimating the cost by means of Eq. (2).

Sludge handling can be included by adding the estimated costs, as determined from Fig. 6b, to the subtotal determined above, or as determined by Eq. (1) with the appropriate constants.

Should recycling operations be used, a cost analysis can be made by balancing the savings gained (through reduction of amount of water used) against the increased treatment cost of removing the contaminants attributable to recycling. A graphical representation, such as shown in Fig. 4, can be used for this cost analysis.

A similar economics analysis relating cost to effluent quality (Fig. 5) can be developed as a basis for making decisions regarding effluent quality. Such decisions depend on estimates of the cost of treating an effluent so that it satisfies criteria established by regulatory authorities, as well as on the savings or surcharge associated with water reuse. □

\* Exclusive of sludge handling. Exact cost depends on nature of waste concentration of suspended material, etc. An approximate cost based on plant design-capacity can be estimated from Fig. 6b.

**References**

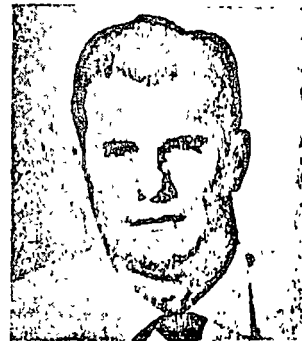
1. Eckenfelder, W. W., Jr., Some Concepts of Industrial Waste Treatment Technology, in "Protection of River Waters Against Pollution," World Health Organization, Project 26, Poland (1968).
2. Ford, D. L., Gloyna, E. F., and Eller, J., "Wastewater Reuse by Industry," American Water Works Assn. conference, San Diego, Calif. (1969).
3. Miller, D., and Newsome, D., "Conservation of Water by Reuse in the United Kingdom," AIChE Symposium No. 78, Vol. 63 (1968).
4. Wells, D., and Gloyna, E. F., "Estimating the Effects of Return Flows," American Water Works Assn. conference, Bal Harbour, Fla. (1966).
5. Eckenfelder, W. W., Jr., and Associates of Roy F. Weston, Inc., Resources Engineering Associates and Cyrus M. Rice Co., "Projected Wastewater Treatment Costs in the Organic Chemical Industry," report submitted to the Federal Water Pollution Control Administration, Jan. 1969.

**Meet the Authors**



W. Wesley Eckenfelder, Jr., is professor of civil engineering at the University of Texas, Austin, Tex. 78712. He has also acted as consultant to about 70 firms and municipalities and has received many honorary awards. He has a B.C.E. degree from Manhattan College, studied chemical engineering at North Carolina State University, and received M.S. and Ph.D. degrees in sanitary engineering from Pennsylvania State University and New York University, respectively. He belongs to AIChE, ACS, American Soc. of Civil Engineers and other societies.

Davis L. Ford is manager of Engineering Science of Texas, Inc., 3109 Interregional Highway, Austin, Tex. 78722. Previously, he was assistant director of the Center for Research in Water Resources at the University of Texas, and before that a consulting civil engineer. He holds a B.S. degree in civil engineering and M.S. and Ph.D. degrees in environmental health engineering from the University of Texas. A registered professional engineer, he belongs to various professional societies.



PARAMETROS DE POLUCION DEL AGUA: DBO, DQO.

CARACTERIZACION DE LAS AGUAS RESIDUALES: FRACCION ORGANICA

Pedro Martínez Pereda

Septiembre de 1971

PARAMETROS DE POLUCION DEL AGUA: DBO, DQO.

CARACTERIZACION DE LAS AGUAS RESIDUALES: FRACCION ORGANICA

El creciente interés en el aprovechamiento múltiple de las aguas ha ocasionado la definición de un número de parámetros de significado especial en las aguas residuales municipales e industriales. Entre estos destacan los encaminados a definir la fracción orgánica de estas aguas residuales: la demanda bioquímica de oxígeno y la demanda química de oxígeno.

Determinación del contenido orgánico de las aguas residuales

El contenido orgánico de una agua residual puede estimarse por medio de tres pruebas; sin embargo, la interpretación de los resultados requiere experiencia y buen juicio. La prueba de la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), nos proporcionará información sobre la materia orgánica biodegradable principalmente. La prueba de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) medirá el carbón orgánico total, con excepción de ciertos aromáticos como el benceno, que no se oxidan completamente en la reacción. Además, como es una reacción de oxidación-reducción, otras sustancias reducidas, como sulfuros, hierro ferroso y sulfitos, también se oxidarán y se incluirán en el resultado de la prueba de DQO.

La prueba del Carbón Orgánico Total (COT) mide todo el carbón presente como CO<sub>2</sub>, y por lo tanto debe

removerse de la muestra todo el carbono inorgánico ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{HCO}_3$ , etc.) antes del análisis de la muestra; o si no, hacer las correcciones pertinentes en el cálculo final.

### DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO

Definición. Cantidad de oxígeno requerida para estabilizar la materia orgánica biodegradable en una muestra de aguas residuales, por una población heterogénea de microorganismos, en condiciones aerobias. La prueba estándar implica la siembra con aguas residuales domésticas, agua de río, o agua de la descarga industrial y la incubación a  $20^\circ\text{C}$ . Ver Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater (1).

### Reacción en la botella de DBO

La reacción ocurre en dos etapas distintivas, según se ilustra en la Fig. 1. Inicialmente los microorganismos sembrados utilizan la materia orgánica para obtener energía y para su crecimiento. El resultado es la utilización de oxígeno y el crecimiento de nuevos microorganismos.

Cuando se ha removido la materia orgánica inicialmente presente en las aguas residuales, los organismos (bacterias) continúan utilizando oxígeno para la autooxidación de su propia masa celular.

Al completarse la oxidación de la masa celular, solo queda un residuo celular no biodegradable, y la reacción es completa. Esto se define como la demanda bioquímica de oxígeno última ( $DBO_u$ ).

El procedimiento para llevar a cabo la prueba de DBO se describe en "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (1). El período de incubación para la prueba estándar es de 5 días y los resultados usualmente se indican como  $DBO_5$ .

La remoción y oxidación de la materia orgánica presente en las aguas residuales se completa esencialmente en un período de 18 a 36 horas (fase 1, Eckenfelder, 1968). La oxidación total de toda la masa celular o la  $DBO_u$ , tomará más de 20 días, según la naturaleza de las aguas residuales (fase 2). La tasa de reacción en la fase de asimilación (fase 1) es de 10 a 20 veces la tasa de respiración endógena, Fig. 1.

### Formulación de la curva de DBO

La tasa de oxidación de muchas sustancias químicas inestables puede estimarse a partir de una reacción de primer orden. Una reacción de primer orden es aquella que está caracterizada por una tasa

o velocidad directamente proporcional a la concentración de la sustancia que reacciona. En el caso de aguas residuales municipales e industriales parece ser que una reacción de primer orden define razonablemente bien la oxidación de la materia orgánica de la primera etapa. La ecuación puede expresarse como sigue:

$$\frac{dL}{dt} = -K_1 L \quad \text{Ec. 1}$$

donde,

$L$  = concentración de la sustancia que reacciona (materia orgánica)

$K_1$  = constante de reacción

De la integración de la Ec. 1, se obtiene:

$$\ln \frac{L_t}{L_0} = -K_1 t \quad ; \quad \log_{10} \frac{L_t}{L_0} = -k_1 t \quad \text{Ec. 2}$$

donde,

$L_0$  = concentración inicial de materia orgánica o demanda última de oxígeno.

$L_t$  = concentración de materia orgánica después de un tiempo  $t$ .

$k_1$  = coeficiente (tasa) de reacción en base e,

$k_2$  = coeficiente (tasa) de reacción en base 10.

Las ecuaciones anteriores se refieren a la materia orgánica medida en terminos del oxígeno remanente al final de un período de tiempo. La materia orgánica oxidada, o el oxígeno utilizado es:

$$y = L_0 - L_t \quad \text{Ec. 3}$$

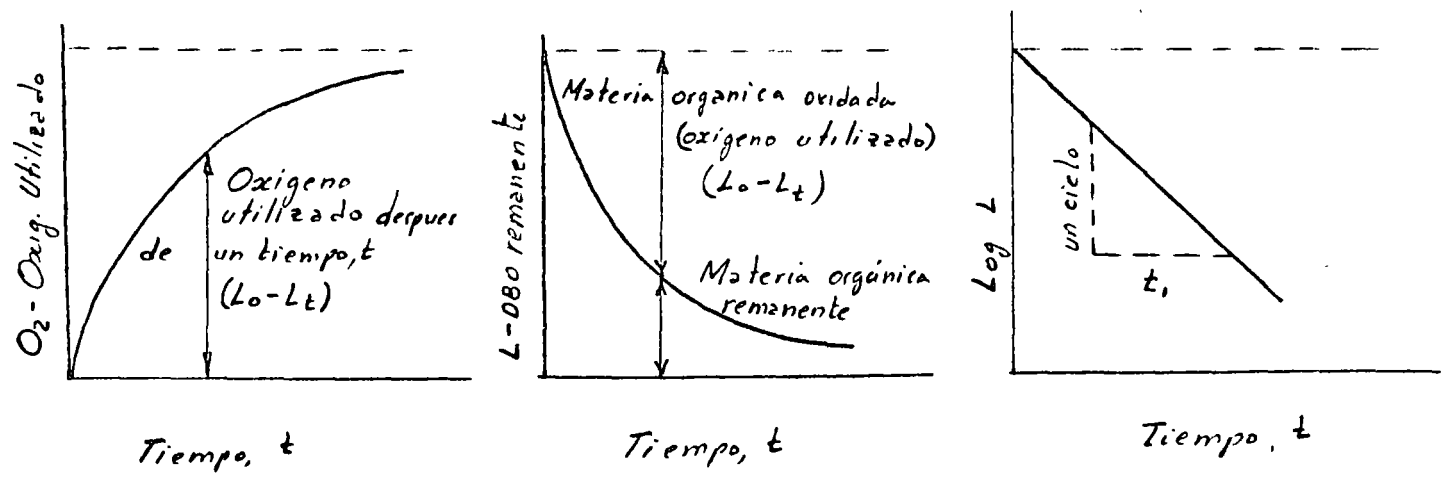
Substituyendo la Ec. 3 en la Ec. 2 y haciendo los arreglos necesarios resulta.

$$\underline{y = L_0 (1 - 10^{-k_2 t})} \quad \text{Ec. 4}$$

donde,

$y$  = DBO ejercida en el tiempo,  $t$ .

Estas ecuaciones pueden representarse gráficamente:



Como la DBO es en realidad la suma de dos tasas diferentes (síntesis y respiración endógena) la ecuación monomolecular es solo una aproximación.

Debido a que tanto  $k$ , como  $L_0$  son desconocidos, es necesario emplear el cálculo indirecto. Se han desarrollado varios procedimientos para estos cálculos; tres de ellos se presentan en forma resumida a continuación:

1. Método de los momentos (Moore y colaboradores): partiendo de una curva continua a través de los datos experimentales del laboratorio (prueba de DBO), se tabulan  $t$ ,  $y$ , y  $ty$  para una cierta secuencia de días (por ejemplo 1, 2 y 3 días). De las gráficas expresamente preparadas Figs 2, 3, 4 que se anexan se obtiene  $k$  a partir de la relación  $\Sigma y / \Sigma ty$ , y  $L_0$  partiendo de  $\Sigma y / L_0$ .

En este método, los datos se ajustan a una curva de primer orden que tiene sus dos primeros momentos  $\Sigma y$  y  $\Sigma ty$  iguales a los de los puntos experimentales.

2. Método de las diferencias logarítmicas ("log.-difference").

La ecuación de la DBO se expresa como:

$$y = L_0 (1 - 10^{-k_1 t})$$

Diferenciando la ecuación anterior

$$\frac{dy}{dt} = r = L_0 k e^{-k_1 t}$$



donde,

$r$  = tasa de consumo de oxígeno con el tiempo

Esta ecuación es una gráfica semilogarítmica de la forma

$$\ln r = \ln L_0 k_1 - k_1 t$$

Partiendo de los valores corregidos de  $y$ , se calculan y tabulan las diferencias para días consecutivos. Las diferencias se tabulan contra el tiempo en papel semilogarítmico. De la gráfica se calculan  $k_1$  y  $L_0$ .

3. Método gráfico (Thomas). Se hace una gráfica de  $(ty)^{1/3}$  como ordenadas contra  $t$ , como abscisa. De esta gráfica,

$$k_1 = 2.61 \frac{b}{a} \quad , \quad L_0 = \frac{1}{2.3} k_1 a^3$$

donde  $b$ , es la pendiente de la línea y  $a$ , la intersección con el eje de las ordenadas. Fig. 5

Ejemplo. Evaluación de  $k_1$  por el método de las diferencias

- Gratigue  $y$  vs.  $t$  en papel de coordenadas cartesianas. Dibujese una curva de mejor aproximación a través de los puntos observados, para indicar la forma de la desoxigenación.
- Gratíquese la diferencia diaria, corregida si es necesario,

en papel semilogaritmico poniendo el tiempo en la escala lineal y las diferencias diarias en la escala logaritmica

- c. De la Figura 6, el valor correspondiente a la intersección con el eje de las ordenadas es igual a  $L_0 k$ . El numero que representa a  $L_0 k$  para  $t=0$  es igual a 8.3

$$k_{10} = \frac{\log (8.3/1.3)}{7} = 0.115$$

La intersección =  $L_0 k$

$$8.3 = 2.3 \times 0.115 \times L_0$$

$$L_0 = 31 \text{ mg/l}$$

<u>t</u>	<u>y</u>	<u>Diferencias diarias</u>
0	0	—
1	7.3	7.3
2	12.8	5.5
3	16	3.3
4	20.1	4.3
5	22.5	2.4
6	23.8	1.3
7	25.3	1.5

## Factores que afectan la DBO

**Temperatura.** La constante de rapidez de reacción de la DBO,  $k_t$ , es afectada directamente por la temperatura. La relación, derivada de la ley de Van't Hoff, es como sigue:

$$k_t = k_{20} \theta^{(T-20)}$$

$$\begin{aligned} \theta &= 1.047 \text{ (Phelps) inexacta a bajas temperaturas} \\ &= 1.056 \text{ (20-30°C) Schroepfer} \\ &= 1.135 \text{ (4-20°C)} \end{aligned}$$

**Siembra.** Los microorganismos aclimatados aguas abajo de las descargas industriales proporcionan una buena fuente de siembra para la prueba de DBO. La siembra tomada de las aguas receptoras proporciona los mayores valores de DBO.

Para aguas residuales municipales y derechos similares pueden utilizarse las aguas residuales municipales almacenadas 24 hrs. a 20°C.

En ocasiones se necesita desarrollar artificialmente un cultivo microbiano que oxide el derecho industrial. Esto se logra con aguas residuales domésticas sedimentadas que contengan una gran variedad de microorganismos. A estas se les agrega una pequeña cantidad del efluente industrial. La cantidad de

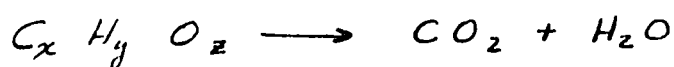
desecho agregada se incrementa hasta que se desarrolla un cultivo adaptado al desecho. La mezcla de aguas residuales domesticas e industriales se aerea burbujeando aire continuamente en el liquido. El incremento notable de la turbiedad de la mezcla bajo aeración indica, en general, un cultivo aclimatado.

En la Figura 7, se indica el efecto de la aclimatación.

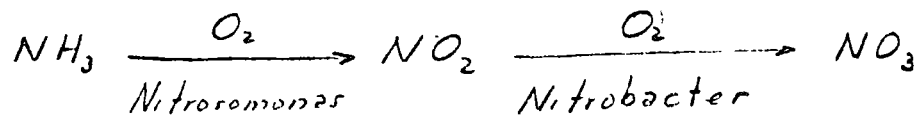
La cantidad de siembra que se requiere para producir una tasa normal de oxidación debe determinarse experimentalmente. En la Figura 8, se muestra el efecto de la concentración de siembra en la DBO.

**Toxicidad.** Varios compuestos quimicos son tóxicos para los microorganismos. En concentraciones altas estas sustancias pueden matar a los microorganismos, y en concentraciones subletales se reduce su actividad. En la Figura 9, se ilustra el efecto de los metales pesados en la DBO.

**Nitrificación.** El proceso de oxidación descrito por la ecuación de la DBO:  $y = L_0(1 - 10^{-k_1 t})$  representa la oxidación de la materia carbonosa:



La oxidación de la materia nitrogenada se puede indicar como



La constante de reacción generalmente es menor que en el caso de la materia carbonosa. Normalmente, la nitrificación no comenzará hasta que la demanda carbonosa haya sido satisfecha parcialmente, proporcionando una curva similar a la de la Figura 10.

La ecuación puede describirse:

$$y = L_0 (1 - 10^{-k_1 t}) + L_N (1 - 10^{-k_2 t})$$

donde,

$L_0$  = demanda carbonosa última

$L_N$  = demanda nitrogenada última

$k_1$  = constante de reacción para la demanda carbonosa

$k_2$  = constante de rapidez para la demanda nitrogenada

La nitrificación representa una demanda de los recursos de oxígeno de las aguas receptoras, por lo tanto debe incluirse como parte de la demanda total del desecho.

La nitrificación se puede eliminar por medio de una pasteurización con ressiembra o agregando azul de metileno o cloruro.

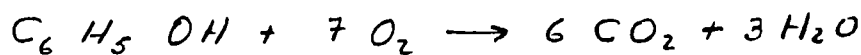
## DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO

La demanda química de oxígeno (DQO) es una medida del equivalente de oxígeno de la fracción orgánica en la muestra que puede ser oxidada con permanganato o dicromato en solución ácida.

El procedimiento para determinar la demanda química de oxígeno se describe en (1), utiliza dicromato de potasio con reflujo. Se agrega sulfato de plata como catalizador, y cuando hay cloruros se puede agregar  $Hg_2SO_4$  para formar un complejo con los cloruros.

No todos los compuestos orgánicos son químicamente oxidables por el procedimiento del dicromato, como por ejemplo el benceno, el tolueno y la piridina.

La demanda química de oxígeno teórica de compuestos orgánicos puede calcularse si se conoce la reacción. La oxidación de 1000 mg de fenol resulta en:

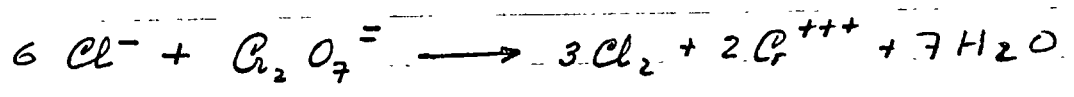


$$DQO_{teórica} = \frac{(1000)(224)}{94} = 2333 \text{ mg}$$

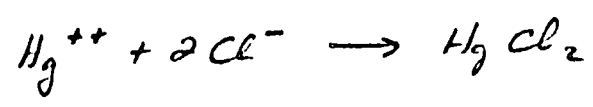
En general, se podría esperar que la  $DBO_{5t}$  de las aguas residuales fueran aproximadamente igual a la DQO. Esto no ocurre, especialmente cuando se trata de aguas residuales industriales. Lo anterior se debe:

1. Muchos compuestos que se oxidan con el dicromato no son biológicamente oxidables.
2. Ciertas sustancias inorgánicas, tales como los sulfuros, sulfitos, tiosulfatos, nitritos y el hierro ferroso, crean demanda química de oxígeno.
3. Los resultados de la DBO pueden ser afectados por falta de siembra aclimatada, produciendo resultados bajos.
4. Los cloruros interfieren con el análisis de la DQO.

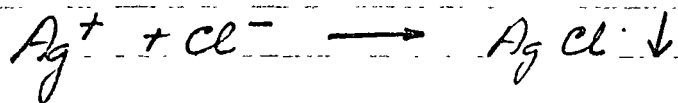
Al oxidarse los cloruros por el dicromato, se producen resultados elevados:



Esta interferencia puede eliminarse agregando  $HgSO_4$  a la mezcla:



Si no se tiene suficiente cantidad de  $HgSO_4$ , el exceso de  $Cl^-$  precipitará el catalizador de plata.



Como la presencia del catalizador es esencial para la oxidación de ácidos y alcoholes de cadena abierta, pueden esperarse resultados muy bajos.

Hay varios métodos para determinar la DQO. La oxidación con dicromato produce los mejores resultados. El método se describe en *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1971).

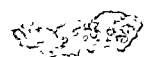
El método utiliza dicromato de potasio como oxidante. Se utiliza un catalizador de plata y se agrega  $\text{HgSO}_4$  para formar un complejo con los cloruros. La mezcla y el oxidante se digieren en una solución de ácido sulfúrico utilizando un tiempo de refluxo de aproximadamente 2 horas.



## CARBONO ORGANICO TOTAL

Durante mucho tiempo el método empleado para determinar el nivel contaminante de una corriente de aguas residuales ha sido el de la determinación del Carbono Organico Total (COT). Hay varios métodos para determinar el contenido de carbono orgánico en una muestra acuosa. Estas pruebas implican la oxidación de la materia orgánica a dióxido de carbono y agua, y la medición por medio de una titulación del gas generado y atrapado en una solución cáustica estándar.

Recientemente se ha desarrollado el analizador de carbono, que utiliza el concepto de la combustión de toda la materia orgánica a dióxido de carbono y agua en un tubo de combustión catalítica. El dióxido de carbono y el vapor generados en el tubo de combustión se transportan, por medio de una corriente de gas, a través de un condensador que remueve el vapor, y el  $\text{CO}_2$  pasa por un analizador infrarrojo sensibilizado para detectar dióxido de carbono. Como la cantidad de dióxido de carbono es proporcional a la concentración inicial en la muestra, la respuesta puede compararse a una curva de calibración para determinar el carbono orgánico total. El carbono inorgánico debe removerse acidulando antes de proceder al análisis. En la Fig. 11 se muestra el diagrama de un analizador de carbono. Se inyecta una micromuestra en el tubo de combustión catalítica,



el cual se mantiene a una temperatura de 900 a 1000 °C. La muestra se vaporiza y el material carbonoso se oxida completamente en presencia de un catalizador de cobalto y de oxígeno puro, que es el gas que transporta la muestra. Los pasos subsiguientes son los que se explicaron anteriormente.

El carbono orgánico determinado por este método está libre de las muchas variables que afectan tanto a la prueba de DQO como a la de DBO

RELACIONES ENTRE DBO, DQO.

Cuando se trata de programas de investigación y de control rutinario, la DBO no es una prueba muy útil debido al tiempo que toma su determinación. Es importante por lo tanto desarrollar correlaciones entre DBO, DQO.

Consideremos una sustancia completamente biodegradable como la glucosa. La DBO<sub>u</sub> medirá aproximadamente el 90 por ciento de la demanda teórica de oxígeno. La DQO medirá la demanda teórica de oxígeno. Por lo tanto, para este sustrato tendremos:

$$DQO = \frac{DBO_u}{0.9}$$

## Bibliografía

1. APHA, AWWA, WPCF, "Standard Methods for the Analysis of Waters and Wastewaters (1966)
2. Eckenfelder, W.W., Notas de clase, Curso 385K Biological Waste Treatment Environmental Health Engineering. The University of Texas, 1968
3. Thomas, H.A., "Graphical Determination of BOD Curve Constants" Water and Sewage Works, Vol. 97, p.123 (1950)
4. Moore, E.W. y colaboradores, "Simplified Method for Analysis of BOD data," Sewage and Industrial Wastes, Vol. 22, 1313 (1950)

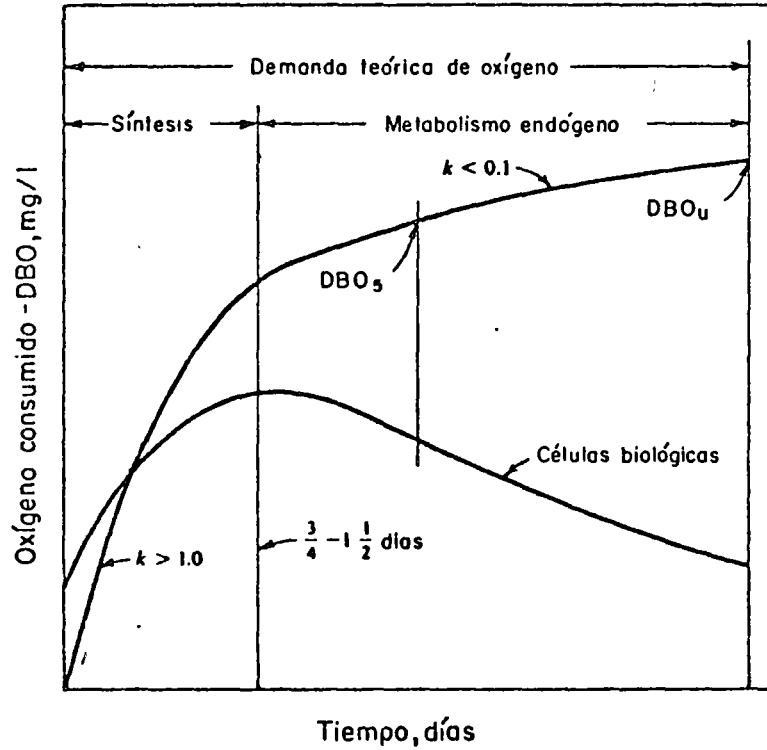
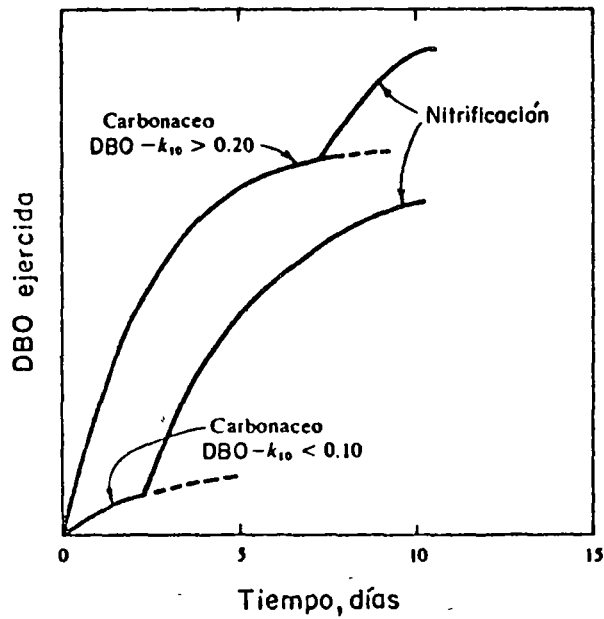


Fig. 1 Reacciones que ocurren en la botella de DBO



Comparación de curvas de DBO para aguas residuales crudas y tratadas

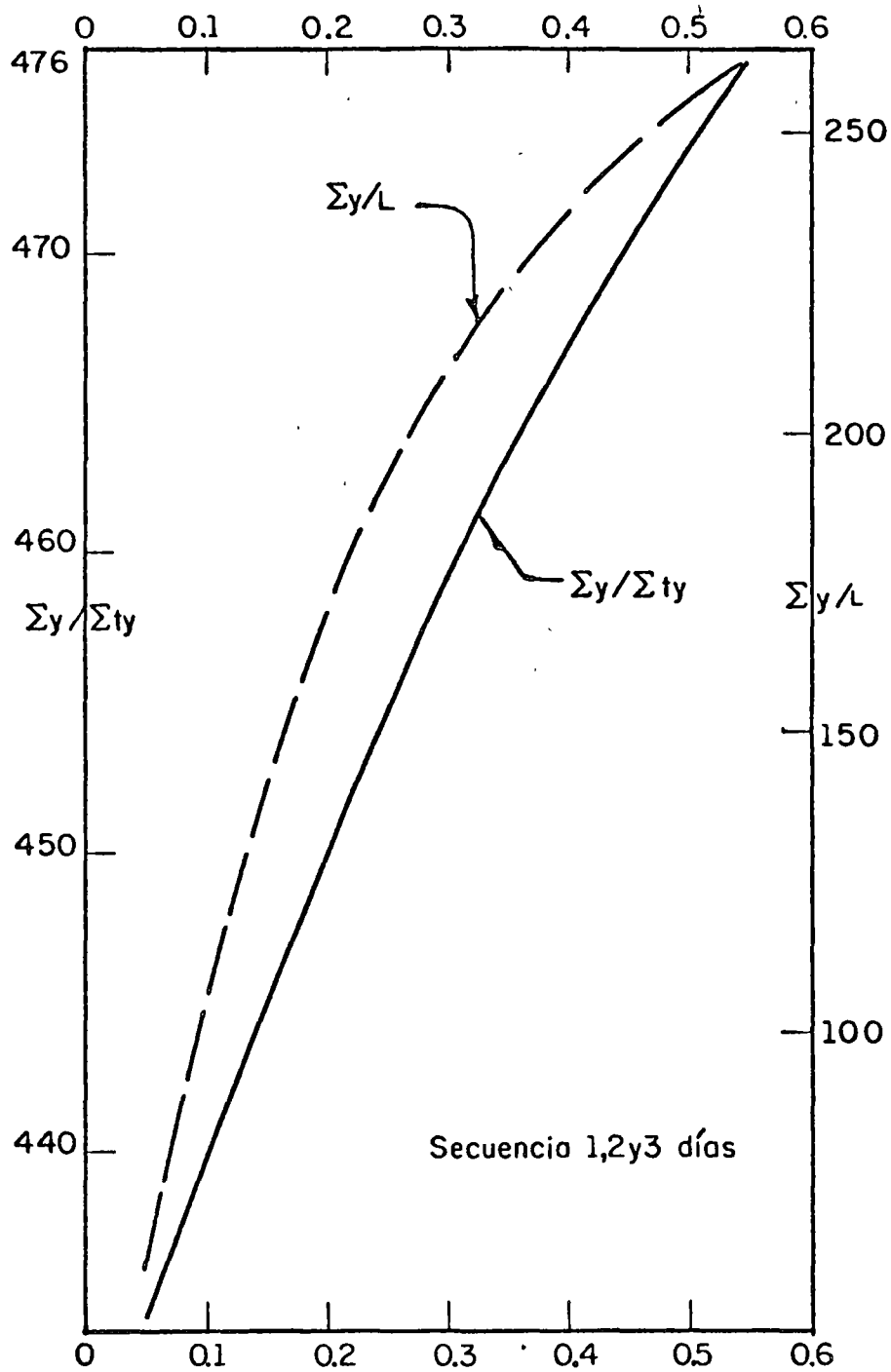
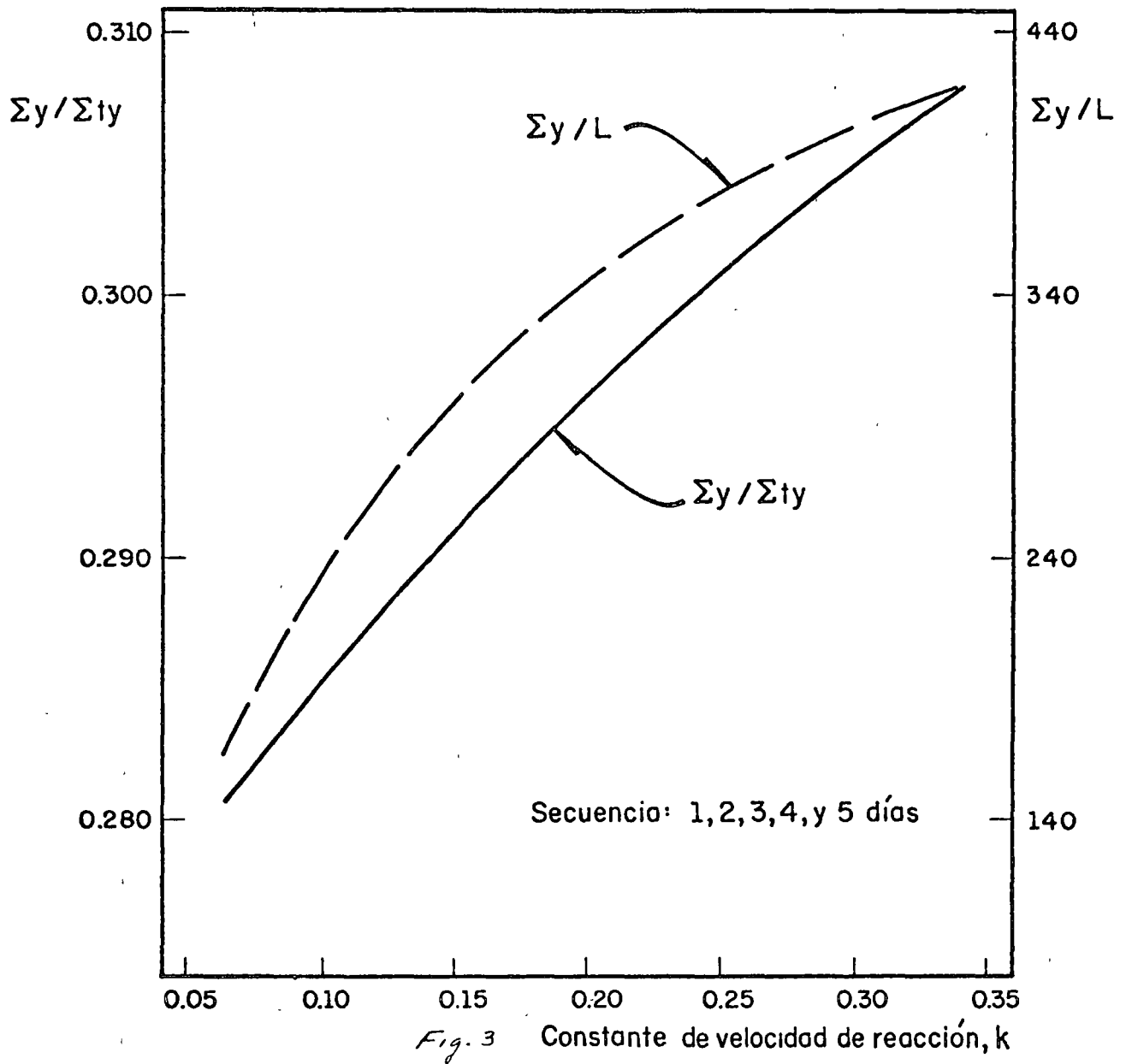


Fig. 2 Constante de velocidad de reacción,  $k$

$\Sigma y / L$  y  $\Sigma y / \Sigma(ty)$  para varios valores de  $k$  en 3 días consecutivos



$\Sigma y / L$  y  $\Sigma y / \Sigma t y$  para varios valores de k  
en 5 días consecutivos

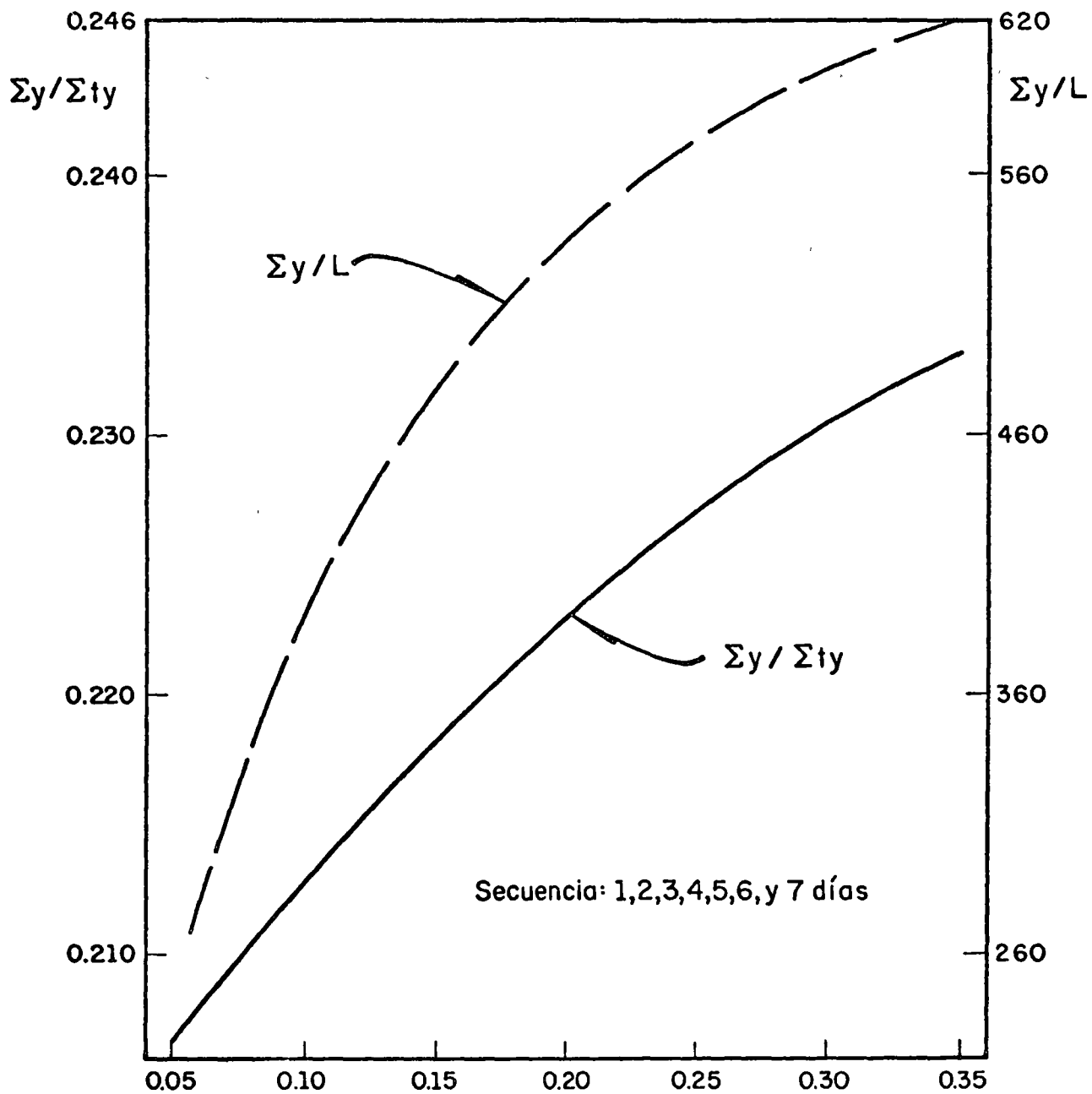


Fig. 4 Constante de velocidad de reacción,  $k$

$\Sigma y / L$  y  $\Sigma y / \Sigma t y$  para varios valores de  $k$   
en 7 días consecutivos

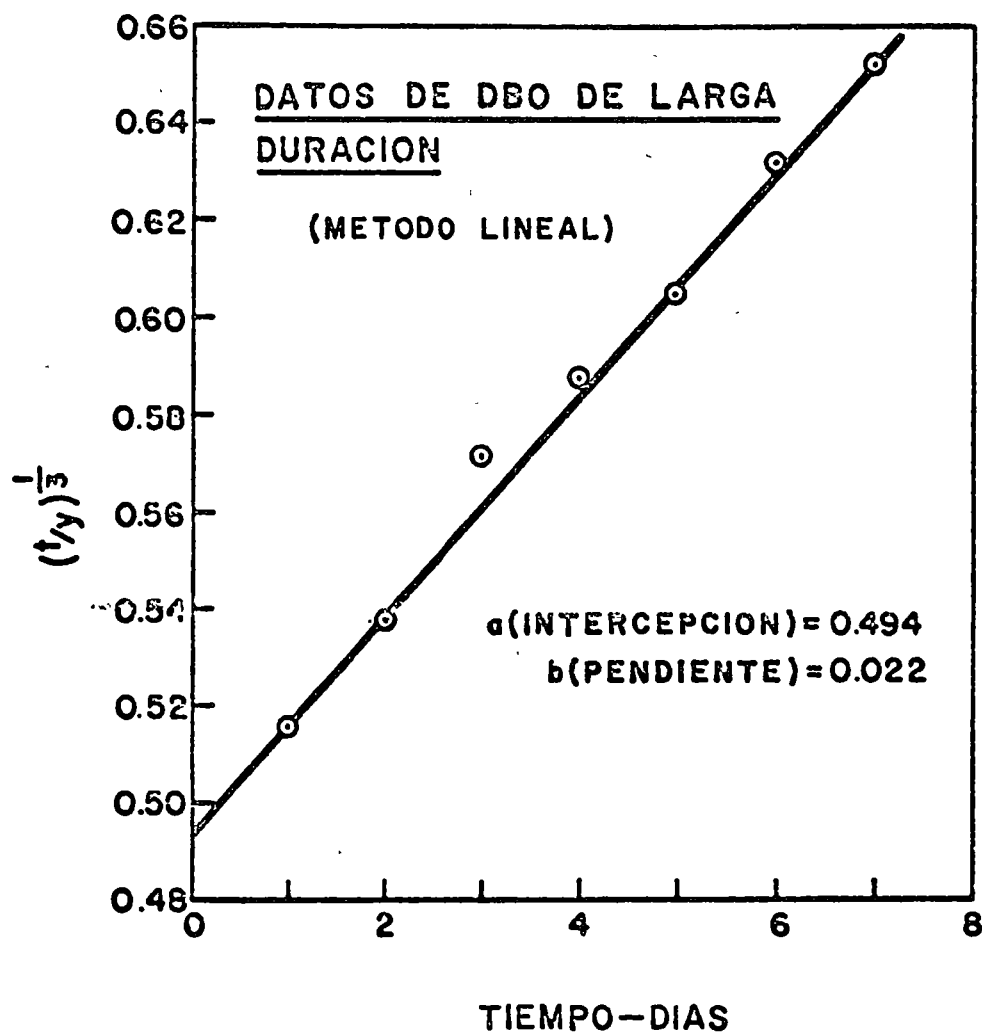


Fig 5 Cálculo de  $k$  y  $L_0$  por el método gráfico



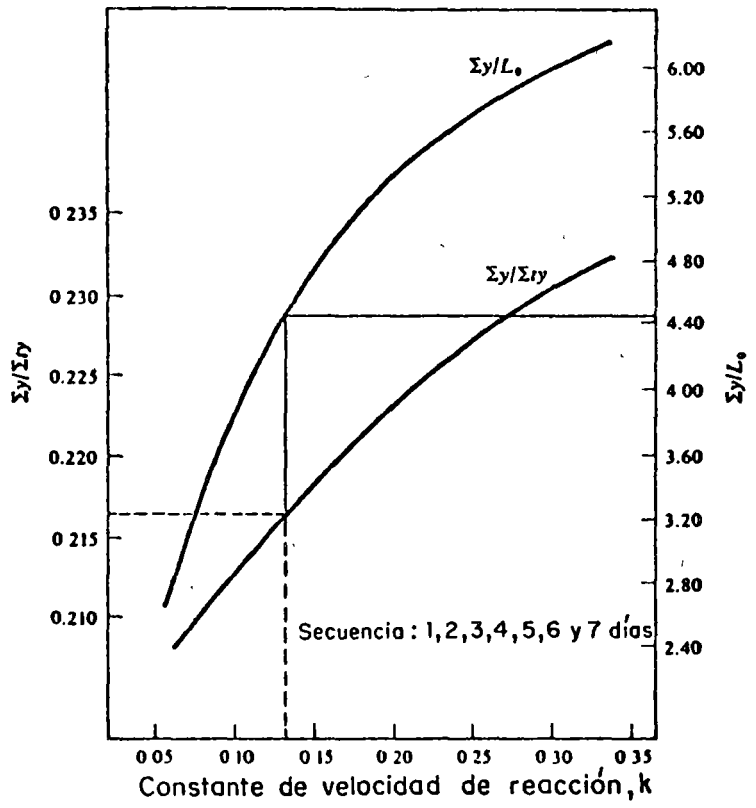


Fig 4 bis. Cálculo de las constantes de la DBO por el método de los momentos

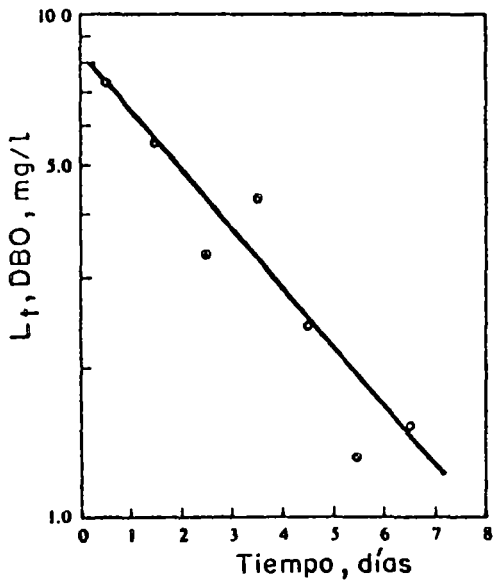


Fig. 6 Cálculo de k y L₀ por el método de las diferencias

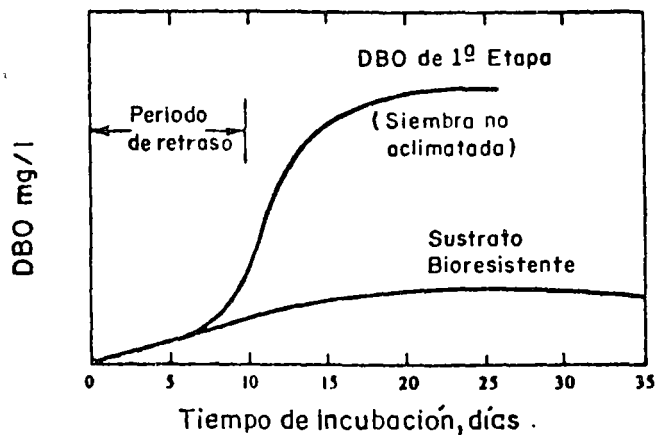


Fig. 7, Efecto de la aclimatación en la DBO

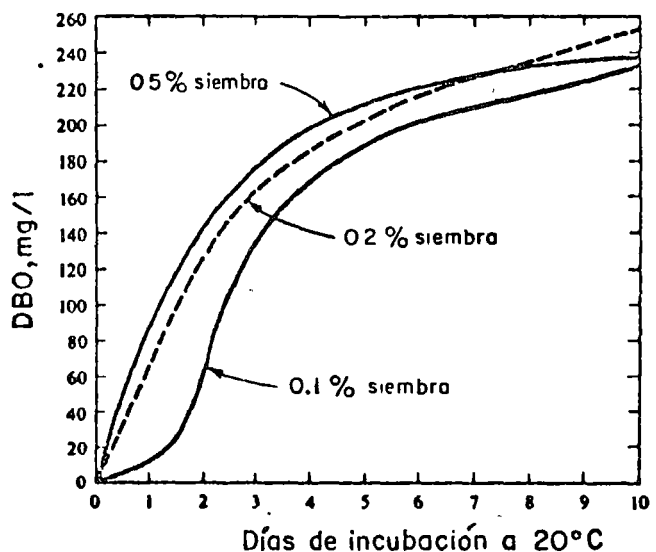


Fig. 8 Efecto de la concentración de la siembra en la DBO

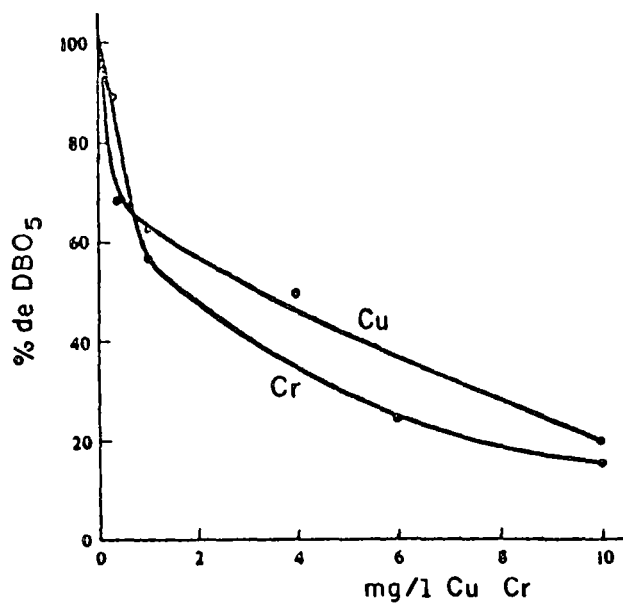


Fig. 9 Efecto de la concentración de iones metálicos en la DBO

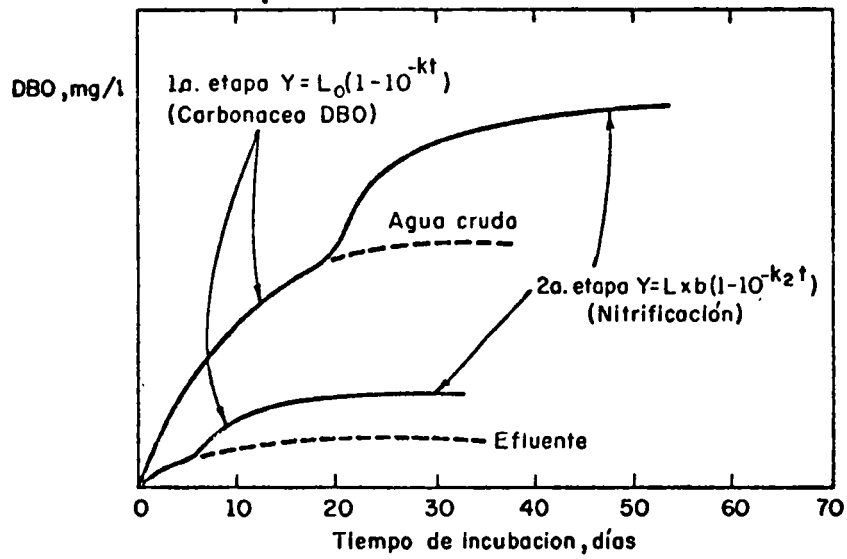


Fig. 10 Primera y segunda etapas de la DBO en aguas residuales, crudas y tratadas

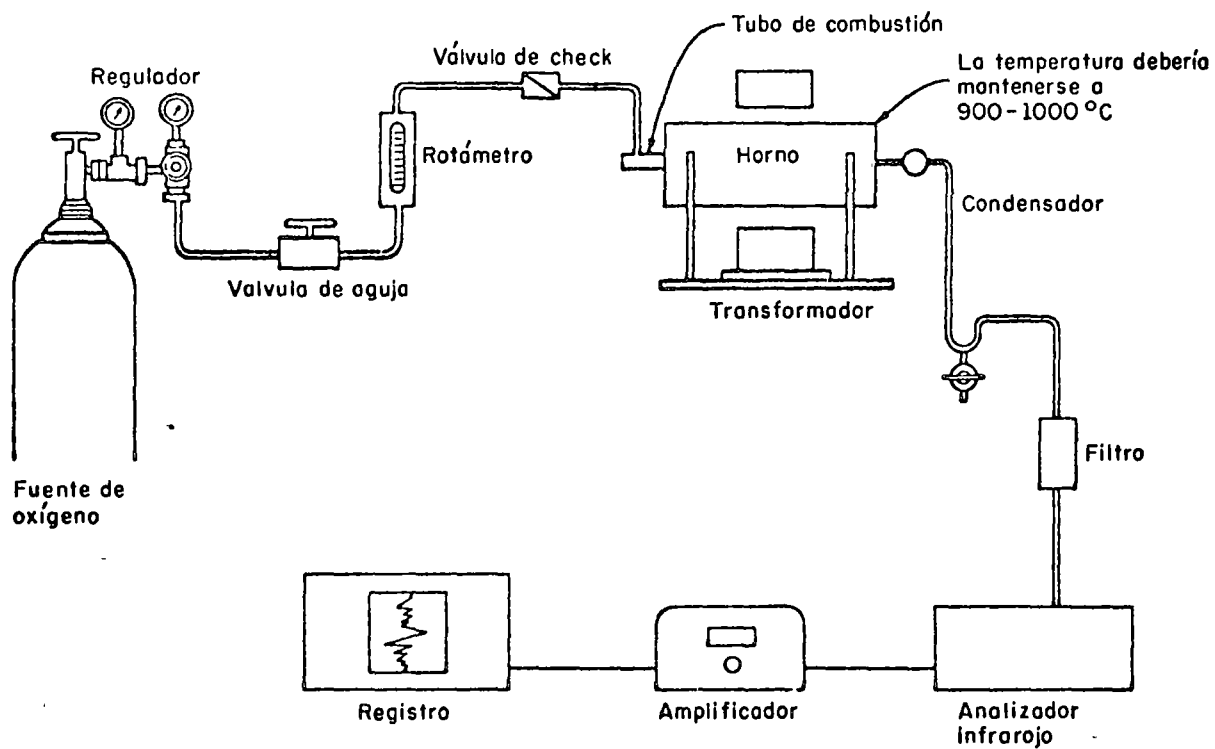


Fig. 11 Diagrama de un analizador de carbono.

## 17. N E U T R A L I Z A C I O N .

### 17.1 Introducción.

Todas las aguas residuales industriales descargadas en un cuerpo de agua, tratése de un arroyo, río, lago, etc., afectan en mayor o menor grado la vida normal que en él se desarrolla. Cuando el efecto causado es de tal naturaleza que vuelve inaceptable el cuerpo de agua para su mejor utilización, se dice que está poluido, entendiéndose por su mejor utilización el uso que de él - pueda hacerse para bebida, aseo, irrigación, recreación, industria, pesca, etc. La prioridad del uso del agua depende de cada caso particular.

Hablando estrictamente, la contaminación del agua se refiere sólo a la descarga en ella de organismos potencialmente patógenos o de sustancias tóxicas que la hagan inadecuada para consumo humano o uso doméstico, siendo por tanto la contaminación un caso particular de la polución, no obstante, debido al uso y aceptación casi general del término contaminación, continuaremos usándolo con un significado más amplio como sinónimo de polución.

Es indudable que los cuerpos de agua pueden asimilar una cierta cantidad de aguas residuales antes de que lleguen a estar poluidos o contaminados, y, se considera que un cuerpo de agua está contaminado, cuando uno o varios contaminantes descargados en él han sobrepasado su capacidad de asimilación o los valores fijados para la concentración de dichas sustancias en cada caso específico.

Los principales materiales considerados como contaminantes son:

Salas inorgánicas  
Acidos y/o álcalis  
Substancias orgánicas  
Sólidos suspendidos  
Sólidos flotantes  
Colorantes  
Substancias tóxicas  
Agua caliente  
Microorganismos  
Substancias radiactivas

En nuestro caso los contaminantes o poluyentes que nos interesan directamente son los ácidos y los álcalis. Este tipo de sustancias son descargadas habitualmente por las fábricas de productos químicos e industrias afines.

## 17.2. Acidez, alcalinidad y pH.

La acidez de una solución acuosa se define como su capacidad para ceder o donar protones. La alcalinidad o basicidad de una solución acuosa se define como su capacidad para aceptar o admitir protones. Por tanto estos conceptos son recíprocos.

La acidez es originada por sustancias que al hidrolizarse ceden iones hidrógeno, la alcalinidad o basicidad es causada por sustancias que al hidrolizarse ceden iones oxhidrilo. La acidez en las aguas naturales se debe a la presencia de dióxido de carbono, ácidos minerales, ácidos débilmente disociados y sales de ácidos fuertes y bases débiles. La alcalinidad es causada por bases fuertes y sales de bases fuertes y ácidos débiles.

El pH, que se define como el logaritmo del recíproco de la concentración de los iones hidrógeno, es un índice de la actividad de estos iones y es el término usado universalmente para expresar la

intensidad de las condiciones ácidas o alcalinas de una solución. Sin embargo, es conveniente puntualizar que el pH no es una cuantificación directa ni de la acidez ni de la alcalinidad de una solución.

$$\text{O sea } \text{pH} = \log \frac{1}{[\text{H}^+]} = - \log [\text{H}^+]$$

Puede considerarse que para agua pura a 25°C:

$$\begin{aligned} [\text{H}^+] [\text{OH}^-] &= 10^{-7} \times 10^{-7} = 10^{-14} \\ \text{pH} &= - \log 10^{-7} = 7.00 \end{aligned}$$

En vista de lo anterior la escala del pH se representa variando de 0 a 14, con el pH = 7.0 representando la neutralidad absoluta. Entonces, las condiciones ácidas se incrementan conforme el valor del pH es menor de 7.0 y las condiciones básicas o alcalinas aumentan conforme el pH es mayor de 7.0.

Para expresar la capacidad amortiguadora de una solución con frecuencia se emplean los términos de "acidez total" y "alcalinidad total", los cuales por definición se refieren a: el primero, a la cantidad total de un álcali patrón que se necesita agregar a una muestra para elevar su pH hasta 8.3; el segundo, a la cantidad total de un ácido patrón que se requiere adicionar a una muestra para abatir su pH hasta 4.5. Ambos valores son expresados generalmente como equivalentes de  $\text{CaCO}_3$ .

La acidez y/o la alcalinidad de las aguas residuales industriales son parámetros muy importantes porque pueden producir condiciones sumamente perjudiciales en las aguas en que son vertidas, ya sea por su propia naturaleza o porque favorecen o aumentan las características nocivas de otras sustancias. Además, y esto es de importancia primordial, las aguas residuales deben ser neutras o

casi neutras (que su pH sea los más cercano a 7.0) para que puedan someterse a un tratamiento biológico efectivo, aunque los sistemas microbiológicos, en algunos caso, pueden reducir la acidez a través de la degradación de los ácidos orgánicos, como sucede en la descomposición anaerobia por medio de las bacterias del metano, las cuales, al producir también dióxido de carbono como un producto final de la descomposición, provocan asimismo una acción amortiguadora de las condiciones alcalinas.

17.3 Origen de los compuestos ácidos y/o alcalinos y daños que ocasionan en las aguas receptoras.

Las principales industrias que descargan aguas residuales que contienen compuestos ácidos y/o alcalinos son las de:

Productos químicos

Pulpa y papel (procesos químicos y semiquímicos)

Metalúrgicas (sobre todo las acerías)

Galvanoplastia (cromado, niquelado, plateado, dorado, etc.)

Textiles

Productos de hule

Carbón mineral

Películas fotográficas

Embotelladoras de refrescos

Artículos de cuero

Enlatadoras de encurtidos

El daño principal que los contaminantes ácidos y/o alcalinos ocasionan en los cuerpos de agua en que son vertidos es la muerte o reducción de la vida acuática en general, además producen otros perjuicios al volver inadecuada el agua para emplearla en otros usos, principalmente para abastecimiento público y recreación.



Los ácidos que se disocian a un alto grado se ha encontrado que no son tóxicos a un pH mayor de 6.0, pero se vuelven tóxicos si se agregan en cantidades suficientes para abatir el pH a valores menores de 6.0. Por ejemplo, aguas con un contenido de ácido sulfúrico ( un ácido típico muy utilizado industrialmente) que abata su pH a valores menores de 7.0 y que no contengan cloro libre, pueden causar irritaciones en los ojos que propician el desarrollo de infecciones mas serias; ocasionan la corrosión acelerada de estructuras metálicas; atacan en menor grado las de concreto, etc. La toxicidad del ácido sulfúrico para la vida acuática es una función del pH resultante, o sea, una concentración que podría ser mortal en una agua "blanda" o "suave", puede ser menos nociva en una agua "dura" o que tenga una buena capacidad de amortiguación. Los ácidos que se disocian a un bajo grado generalmente son tóxicos a valores del pH considerablemente superiores a 6.0. En éste último caso, la toxicidad se debe al anión o al compuesto en sí mismo, como son: cianuro de hidrógeno (HCN); sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ); ácido hipocloroso ( $HClO$ ); taninos; etc.

Los álcalis que se disocian a un alto grado se ha encontrado que no son tóxicos a un pH menor de 9.0. En el caso del hidróxido de sodio (un álcali típico y muy soluble en el agua), al estar contenido en las descargas de muchos residuos industriales afecta tanto el pH como la alcalinidad de las aguas en que es vertido; además, algunos investigadores han encontrado que un contenido de hidróxido de sodio en el agua del orden de 25 mg/l es mortal para los peces. Los compuestos alcalinos que se disocian a un bajo grado con frecuencia son tóxicos a un pH menor de 9.0 y su toxicidad se debe ya sea al catión o a la molécula no disociada; como

ejemplo se puede citar al hidróxido de amonio ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ). En algunas aguas a menudo se producen temporalmente altos niveles de pH debidos a la actividad fotosintética de la flora acuática mediante la conversión del carbonato a hidróxido, sin embargo, dado que esta situación prevalece solamente unas pocas horas, no produce efectos tan perjudiciales como los que se ocasionan cuando estos altos niveles de pH se mantienen por largo tiempo como consecuencia del vertido de aguas residuales industriales con altas concentraciones de bases fuertes.

La descarga de ácidos o álcalis a los cuerpos de agua puede ser perjudicial no solamente porque producen condiciones ácidas o alcalinas dañinas, sino también porque pueden incrementar la toxicidad de otros compuestos que se encuentren en el agua. Por ejemplo: el vertido de ácidos fuertes puede causar la formación de ácido carbónico ( $\text{CO}_2$  libre) en cantidades tales que sean adversas para la vida de los organismos presentes; una reducción en el pH del agua receptora de aproximadamente 1.5 unidades puede incrementar alrededor de mil veces la toxicidad de los compuestos metálicos del cianuro; la descarga de álcalis fuertes puede causar la formación de  $\text{NH}_4\text{OH}$  sin disociar o de  $\text{NH}_3$  no ionizado en concentraciones tales que pueden ser tóxicas.

Otro aspecto nocivo originado por la presencia de sustancias ácidas o alcalinas en las aguas receptoras, es que reducen la disponibilidad de muchos nutrientes contenidos en ellas; por ejemplo, conforme se eleva el valor del pH, el hierro tiende a volverse inaccesible para algunos vegetales. Esto da como resultado que los límites no letales del pH sean mas estrechos para algunos organismos que sirven de alimento a los peces, que para los peces mismos. Como es el caso de *Daphnia magna* ( un protozoario bastante común) que

experimentalmente se ha determinado que no puede sobrevivir en agua que tenga un pH inferior a 6.0. Por lo tanto, aunque los compuestos ácidos o alcalinos en ciertas concentraciones no sean tóxicos directamente para los peces, sí lo son para muchos organismos que sirven de alimento a aquéllos, reduciendo notablemente la flora y fauna acuáticas.

En casi todas las aguas dulces naturales que contienen una fauna y flora abundantes, el pH varía entre 6.5 y 8.5, excepto cuando es elevado temporalmente por la actividad fotosintética. Muchos investigadores concuerdan en que el pH del agua de los ríos y lagos no debe ser menor de 4.5 si se desea conservar la vida piscícola, no obstante, este valor ya podría ser peligroso para algunas especies, por lo que se considera que un límite más conservador para la vida acuática en general es el de 6.0. En algunos estudios se ha encontrado que determinados organismos acuáticos pueden vivir a un pH de 2.0 y aún menor, y otros a un pH de 10.0 o mayor, sin embargo, tales organismos son pocos relativamente. Al respecto puede mencionarse que en las cercanías de los puntos de descarga de las aguas residuales pueden llegar a tenerse valores del pH tan bajos como 2.0 y tan altos como 11.0.

Podría pensarse que si se instala una planta potabilizadora de clarificación para manejar aguas superficiales con el objeto de eliminar principalmente sus características físicas indeseables, se tendría como beneficio adicional la remoción de su excesivo contenido de acidez o alcalinidad, sin embargo el problema no es tan simple y cuando se tiene este caso, generalmente el proceso de potabilización se ve alterado adversamente, y es necesario

hacer algunos ajustes, costosos las mas de las veces, en el tipo o cantidad de reactivos químicos que se utilizan en la potabilización, sobre todo cuando se emplea como coagulante el sulfato de aluminio.

17.4 Tratamiento de las aguas residuales industriales ácidas o alcalinas mediante su neutralización.

En base a lo mencionado en el inciso 17.3, se comprende que es necesario e imprescindible evitar que las aguas residuales industriales con un alto contenido ácido o alcalino, sean descargadas crudas en las aguas receptoras, pues como se dijo en el inciso 17.1, la vida acuática en general en estas aguas se ve rá afectada adversamente en mayor o menor grado. Los daños ocasionados son mas graves cuando se efectúan descargas repentinas de grandes volúmenes de aguas residuales con fuertes concentraciones de ácidos o álcalis, tales como las que se producen durante el desarrollo de algunas operaciones industriales.

En el caso de que la industria que produce este tipo de aguas residuales cuente con una planta de tratamiento basada en procesos químicos o biológicos, también es conveniente someter las aguas residuales ácidas o alcalinas a una neutralización con el objeto de obtener la mayor eficiencia en el proceso de tratamiento.

Existen varios métodos aceptables para efectuar la neutralización de las aguas residuales industriales ácidas y/o alcalinas. Los mas usuales son:

- a) Mezclar las aguas residuales ácidas y alcalinas con el objeto de obtener un pH lo más próximo posible al neutral de 7.0.

- b) Pasar las aguas residuales ácidas a través de capas o lechos de piedra caliza.
- c) Mezclar las aguas residuales ácidas con lechadas de cal concentradas.
- d) Agregar a las aguas residuales ácidas las cantidades apropiadas de soluciones concentradas de hidróxido de sodio (NaOH) o carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ )
- e) Difundir en las aguas residuales alcalinas gases provenientes de las chimeneas de las calderas.
- f) Difundir  $\text{CO}_2$  comprimido en las aguas residuales alcalinas.
- g) Producir  $\text{CO}_2$  en las aguas residuales alcalinas.
- h) Agregar ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) a las aguas residuales alcalinas.

El volumen o caudal de agua residual y el tipo y concentración del ácido o el álcali que contenga, son factores determinantes al decidir que método de neutralización se usará. Pero también la selección del método y de la sustancia que se utilice para lograr la neutralización, depende del costo total que involucra su aplicación, porque el costo de las sustancias y de los equipos con que se aplican varía ampliamente, así como el de las estructuras en que se efectúan dichos procesos.

Al diseñar el proceso unitario de neutralización, debe tenerse presente que algunas veces es posible reducir los costos de neutralización mediante la precaución de proporcionar suficiente tiempo de retención en las unidades en que se verifican los procesos, y quizá también sacrificando un poco de eficiencia en el tratamiento biológico posterior si es que se utiliza, permitiendo que el efluente del proceso de neutralización salga con un pH menos próximo al neutral.

A continuación se describe en que consiste cada método y cómo se aplica, presentándose un ejemplo para los más utilizados.

a) Mezcla de aguas residuales ácidas y alcalinas.

Muchas industrias producen, como resultado de sus procesos de fabricación, tanto aguas residuales ácidas como alcalinas, en estos casos la mezcla de las diversas corrientes con dichas características para lograr la neutralización, puede hacerse dentro de las instalaciones de la misma fábrica como una parte de su operación general o como parte integrante de su planta de tratamiento si la tiene. Generalmente se requiere una capacidad suficiente de homogeneización para absorber las descargas repentinamente y obtener así la neutralización deseada (Fig. 17.3.1).

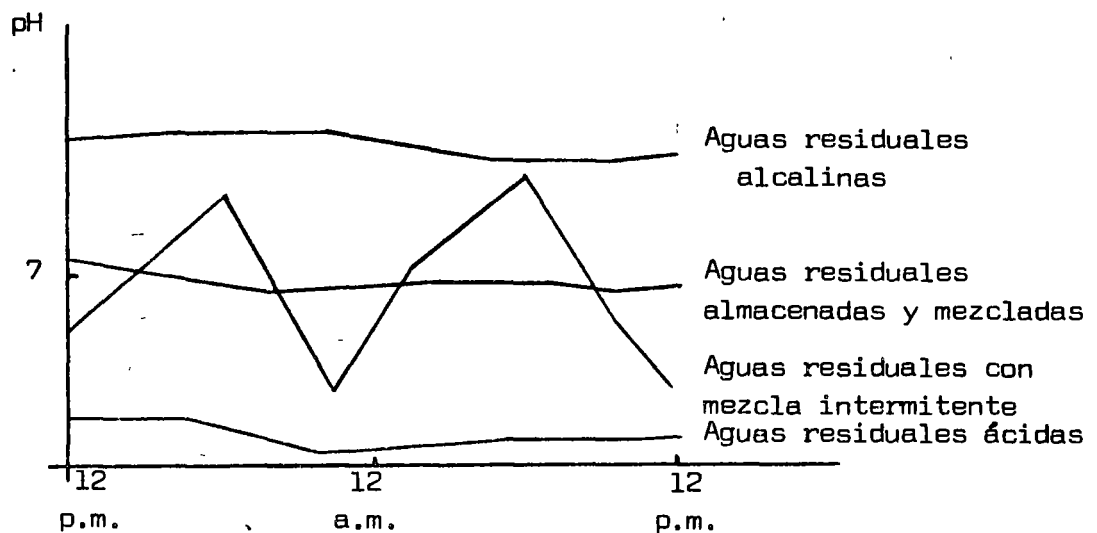


FIG.17.3.1 Efecto del almacenamiento sobre la neutralización.

En otras ocasiones las industrias descargan aguas residuales que son sólo ácidas o alcalinas, pero si dos o más fábricas relativamente cercanas producen aguas residuales de uno y otro tipo, puede pensarse en reunir sus aguas residuales en un punto conveniente para ellas y lograr de este modo la neutralización de sus descargas, para verter el efluente conjunto a un cuerpo de agua receptor o para someterlo a un tratamiento más completo. En este

caso los costos de construcción, mantenimiento y operación de las instalaciones podrían prorratearse entre las industrias.

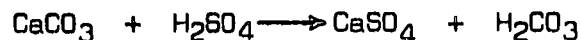
Al seleccionar este método debe estudiarse la posibilidad de que se produzcan gases o subproductos tóxicos como resultado de la mezcla.

b) Paso de las aguas residuales ácidas a través de capas de piedra caliza.

Este método fué uno de los primeros que se usaron para neutralizar residuos ácidos. El procedimiento puede aplicarse con flujo descendente por gravedad o con flujo ascendente por bombeo a través de las capas de caliza, dependiendo de la carga disponible y del costo que esta operación represente.

La máxima carga superficial recomendable para el flujo descendente es de 0.35 l/min/m<sup>2</sup> con el fin de asegurar un tiempo suficiente de contacto para que se efectúe la reacción. En el caso de flujo ascendente puede aumentarse la carga superficial, las pruebas realizadas así lo indican, ya que la mayor parte de los productos de la reacción son arrastrados por el flujo antes de que se precipiten sobre la caliza.

La neutralización tiene lugar de acuerdo con la siguiente reacción típica:



La reacción se mantendrá mientras se tenga suficiente caliza y que ésta se encuentre en estado activo. La cantidad suficiente de caliza es fácil de prever y proporcionar, pero el mantenerla en estado activo es mas difícil de lograr. Para conseguir esto es conveniente tener presentes los siguientes puntos:

- 1) La concentración ácida del agua residual debe limitarse a aproximadamente el 5% para evitar la obstrucción por precipitación de las capas de piedra caliza.
- 2) La concentración del ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) contenido en el agua residual debe restringirse aproximadamente a 0.6%, con el objeto de impedir que la caliza se recubra de una capa no reactiva de sulfato de calcio ( $CaSO_4$ ) y para limitar la producción de  $CO_2$ ;
- 3) Los metales disueltos reducen la tasa de neutralización debido a que tienden a recubrir la piedra caliza con la precipitación de los hidróxidos.

Las condiciones 1) y 2) pueden satisfacerse mediante las diluciones apropiadas.

La disposición final de la piedra caliza gastada puede ser un serio inconveniente para la selección de éste método de neutralización, que dicha caliza debe reemplazarse periódicamente con caliza nueva la periodicidad del recambio depende de la cantidad y calidad de las aguas residuales que se pasan a través de las capas de caliza. Cuando se trata de aguas residuales muy ácidas puede llegar a haber formación de espuma, especialmente cuando tales aguas contienen también materia orgánica.

A continuación se presenta un ejemplo de aplicación de éste método que es uno de los más utilizados para efectuar la neutralización de aguas residuales industriales ácidas. Como lo que importa es el procedimiento a seguir el ejemplo se presenta en unidades inglesas, pero puede aplicarse a cualquier caso real en que se desee utilizar este método de neutralización.

Ejemplo:

Se desea calcular la cantidad anual requerida de piedra caliza (magnesita calcinada) para la neutralización más económica, a un pH final de 6.0, de una agua residual industrial que tiene un gasto de 50 gpm y una concentración de 0.10 N de  $H_2SO_4$ .



Para proceder al diseño del sistema de neutralización deseado, es necesario conocer las características neutralizadoras de la piedra caliza que se piensa utilizar, en este caso magnesita calcinada. Para ésto, es necesario realizar la siguiente prueba de laboratorio con muestras representativas de dicha piedra caliza. El procedimiento a seguir es:

- 1) Poner la piedra caliza previamente lavada y seleccionada por tamaño en las columnas de neutralización, con espesores de 1, 2 y 3 ft. Fig. 17.4.2 (en un caso dado podrían usarse 25, 50, 75, 100, 125 y 150 cm. de espesor).
- 2) Ajustar el gasto de agua residual que se aplique en cada columna (carga superficial) de acuerdo con la manera como se hará en la realidad. Para éste ejemplo se usó flujo ascendente. Pueden usarse gastos que varíen entre 50 y 1000 gal/hora/ft<sup>2</sup> (o sea 0.030 a 0.60 l/min/m<sup>2</sup>).
- 3) Medir el pH del efluente de cada columna hasta que se estabilice.
- 4) Después de cada prueba, remover la piedra caliza usada en cada columna registrando el peso de la caliza utilizada.
- 5) Dibujar una gráfica que represente el valor del pH como función de la carga superficial aplicada a cada columna. Fig. 17.4.3.
- 6) Para el pH deseado en el efluente, seleccionar la carga superficial resultante para cada columna de neutralización o sea para cada profundidad de la capa de piedra caliza.
- 7) Calcular el área necesaria para cada lecho de neutralización real en función del gasto real de agua residual y la carga superficial seleccionada en el paso anterior.

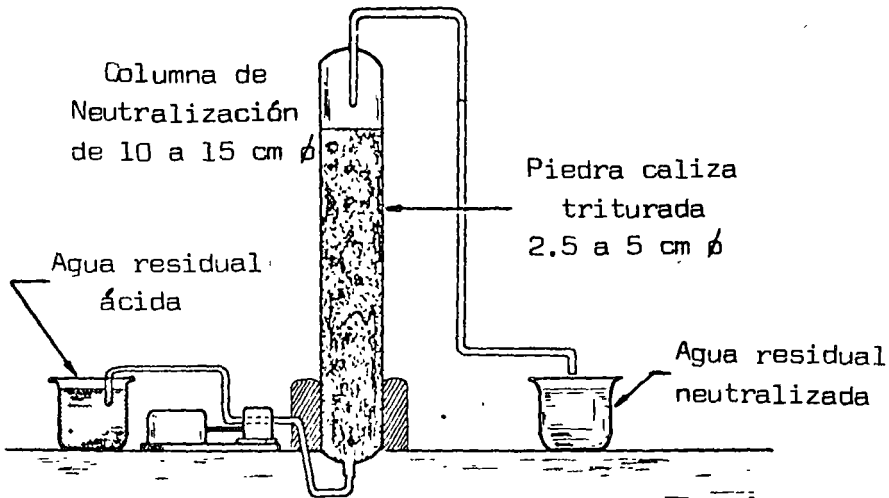


FIG. 17.4.2 Columnas de neutralización con piedra caliza.

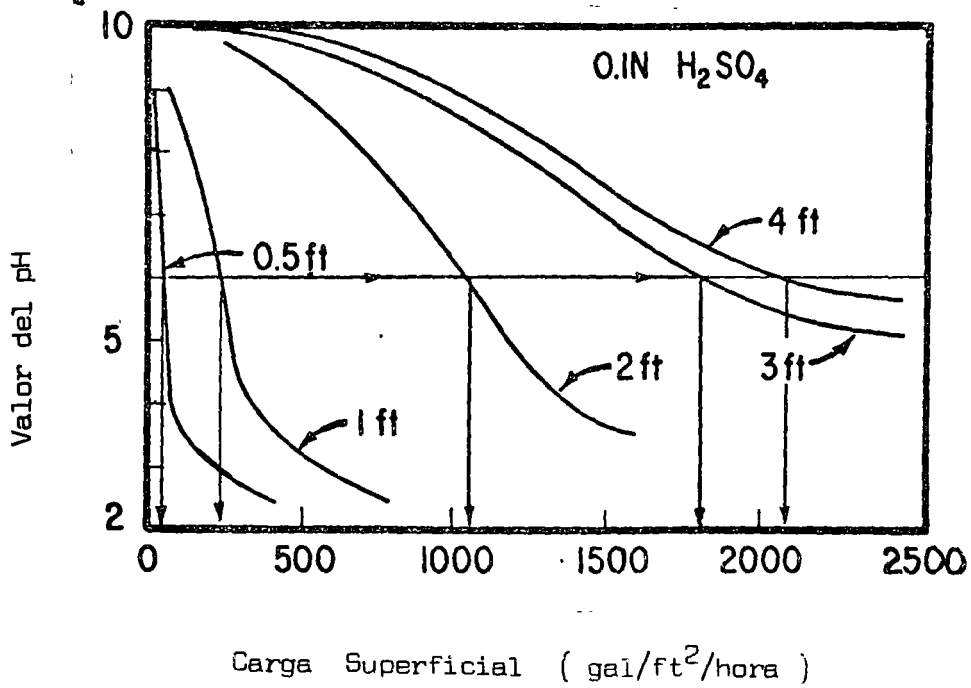


FIG. 17.4.3 Relación entre el pH y la carga superficial aplicada.

- 8) Calcular el volumen requerido de piedra caliza para cada lecho de neutralización (el área calculada en 7) por el espesor de la columna de caliza.)
- 9) Calcular el gasto de agua residual en función del volumen del lecho de neutralización (gal/ft<sup>3</sup>/hora).
- 10) Dibujar una gráfica que represente el gasto por unidad de volumen de lecho en función del espesor de la columna de neutralización, con el objeto de determinar la profundidad óptima (Fig. 17.4.4)
- 11) Calcular el volumen requerido de piedra caliza o el peso de la misma por cada 1000 galones de agua residual en función de los datos del paso 4). Dibujar una gráfica del volumen o peso de piedra caliza por 1000 galones de agua residual en función del pH del efluente. Fig. 17.4.5. (Para este ejemplo se usó la unidad ft<sup>3</sup> de piedra caliza por 1000 gal. de agua residual).

Una vez conocidas las características neutralizadoras de la piedra caliza que se piensa utilizar, mediante las pruebas de laboratorio realizadas según el procedimiento anterior, se puede pasar a efectuar el diseño del sistema de neutralización pedido en el problema.

De la Fig. 17.4.3 y para un pH final en el efluente de 6.0, pueden determinarse las cargas superficiales que se requieren para cada espesor de columna neutralizante. Estos datos se anotan en la Tabla 17.4.1. Con estos datos y el gasto de diseño de agua residual del problema, pueden calcularse: el área necesaria del lecho de neutralización, su volumen y el gasto de agua residual por volumen unitario de lecho.

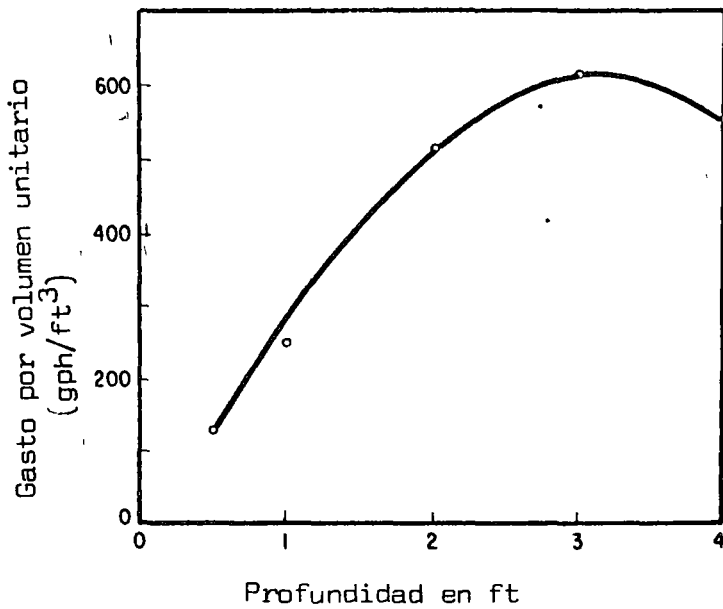


FIG. 17.4.4. Determinación de la profundidad óptima del lecho de caliza.

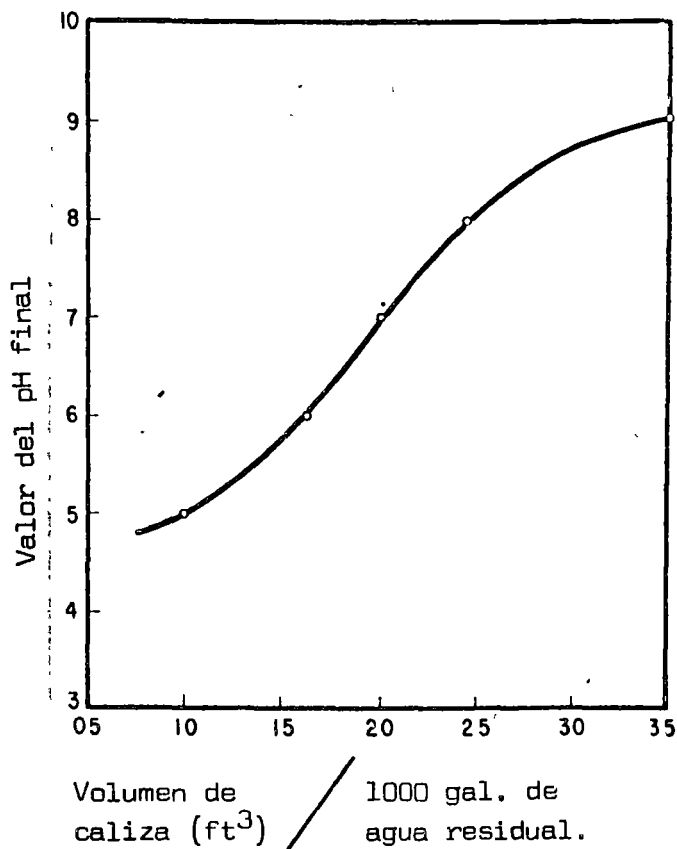


FIG. 17.4.5 Cantidad necesaria de caliza por volumen unitario de agua residual en función del pH final para una profundidad de lecho de 3 ft

T a b l a 17.4.1

Profundidad (ft)	0.5	1	2	3	4
Carga superficial (gph/ft <sup>2</sup> )	65	250	1040	1800	2100
Area (ft <sup>2</sup> )	46	12	2.9	1.67	1.42
Volumen de caliza (ft <sup>3</sup> )	23	12	5.8	5.0	5.7
Gasto por volumen unitario (gph/ft <sup>3</sup> )	130	250	520	600	525

Los datos de la Tabla anterior están graficados en la Fig.

17.4.4. y del exámen de la misma puede concluirse que el espesor mas económico para el lecho de neutralización es de 3 ft

La cantidad de ácido que se neutralizará por día será:

$$\text{Vol. ácido por día} = 50 \times 60 \times 24 = 72000 \text{ gal/día.}$$

$$\text{Libras de ácido por día} = 72000 \times 0.1 \times 49 \times \left( \frac{8.34}{106} \right) = 2950 \text{ lbs/día.}$$

$$\text{Piedra caliza requerida} = 2950 \left( \frac{50}{49} \right) = 3000 \text{ lbs/día (si la reactividad fuera del 100\%)}$$

Estimando una reactividad del 60% para este tipo de caliza se tiene que la cantidad de piedra caliza necesaria será de:

$$\frac{3000}{0.6} = 5000 \text{ lbs/día.}$$

Entonces la cantidad anual de magnesita calcinada necesaria para efectuar la neutralización mas económica a un pH final de 6.0 para el agua residual del problema será de:

$$5000 \times 365 = 1.825 \times 10^6 \text{ libras.}$$

Para un espesor de 3 ft de lecho neutralizante de magnesita calcinada, la cantidad necesaria de este material por volumen unitario de agua residual para diferentes valores del pH final de neutralización, puede calcularse como sigue:

T a b l a 17.4.2

pH	Carga Superficial gph/ft <sup>2</sup>	Gasto por volumen unitario gph/ft <sup>3</sup>	Volumen de caliza ft <sup>3</sup> /1000 gal. de agua residual
5	3000	1000	1.00
6	1850	617	1.63
7	1500	500	2.00
8	1220	407	2.46
9	860	287	3.50

Estos datos están graficados en la Fig. 17.4.5, la cual puede emplearse para calcular la cantidad requerida de magnesita calcinada para obtener diferentes valores del pH final de neutralización.

- c) Mezcla de aguas residuales ácidas con lechadas de cal concentradas.

Este método para lograr la neutralización de las aguas residuales ácidas es mas reciente y efectivo que el anterior. La reacción que se produce durante su aplicación es similar a la que tiene lugar cuando se pasan las aguas residuales ácidas por los lechos de piedra caliza, sin embargo, en este caso la cal se consume continuamente debido a que se transforma en sulfato de calcio, el cual a su vez es arrastrado por el efluente del proceso. Aunque la cal es de lenta acción tiene un alto poder neutralizante, además es relativamente barata, pero en grandes cantidades puede llegar a representar un costo importante.

La cal hidratada algunas veces es difícil de manejar debido a la tendencia que tiene a arquearse en las salidas de las tolvas de almacenamiento, agregándose a esto que no fluye con facilidad a

través de los conductos. No obstante, su empleo es muy conveniente cuando es necesario neutralizar cantidades relativamente pequeñas de aguas residuales ácidas, ya que puede almacenarse en los sacos en que se compra sin necesidad de usar instalaciones especiales para ello.

La neutralización obtenida con este método depende fundamentalmente del tipo de cal que se utilice, generalmente es bastante eficiente cuando el pH del agua residual por tratar es menor de 4.2, ya que el constituyente magnésico de la cal es más reactivo en las aguas residuales fuertemente ácidas.

#### Ejemplo de aplicación:

Se desea diseñar un sistema de neutralización a base de lechada concentrada de cal para una agua residual ácida, por lo tanto, es necesario conocer la cantidad de cal requerida diariamente. El gasto de agua residual es de 6.0 l/seg y se desea neutralizarla a un pH de 7.0

El procedimiento general a seguir en este caso es mucho más sencillo que en el método anterior.

Con el objeto de conocer las propiedades neutralizantes de la cal que se utilizará en el proceso, es necesario efectuar una prueba de laboratorio de acuerdo con los siguientes pasos:

- 1) Tomar una muestra representativa de la cal que se piensa usar en la neutralización, la cual puede ser cualquier tipo de cal comercial, sin embargo, debe procurarse emplear cal de alta calidad para tener los menores problemas de operación ocasionados por las impurezas. Se prepara una suspensión con una concentración tal que permita manejarla adecuadamente con los equipos comerciales disponibles.

- 2) Poner 500 ml del agua residual problema en un vaso de precipitado de 1000 ml.
- 3) Agregar al vaso pequeños incrementos medidos de la suspensión de cal bien homogeneizada, manteniendo en agitación continua el agua residual y midiendo también continuamente el pH hasta que se estabilice después de que se agregue cada incremento de lechada de cal, este valor del pH es el que se anota. Debe tenerse cuidado al pipetear la suspensión de cal, de que no quede ningún residuo en la pipeta.
- 4) Proseguir agregando la suspensión de cal hasta que se alcance un pH de 10.0 ó mayor.
- 5) Dibujar una curva de neutralización del pH en función de los mg de cal/litro de agua residual, como la mostrada en la Fig. 17.4.6.
- 6) Realizar una prueba separada adicionando el volumen determinado de la suspensión de cal para obtener el pH final deseado, con el objeto de comprobar el tiempo de mezclado necesario para alcanzar el equilibrio buscado o sea el tiempo al cual se completa la reacción de neutralización.

Teniendo ya la curva de neutralización que nos representa las propiedades neutralizadoras de la cal que se empleará en el proceso, podemos entonces calcular la cantidad de cal que se necesita adicionar al agua residual ácida para obtener el pH deseado.

De la Fig. 17.4.6. puede observarse que la cantidad necesaria de suspensión de cal para lograr el pH neutral de 7.0 en el agua problema, es de 2 250 mg/l de agua residual. Por lo tanto, la -



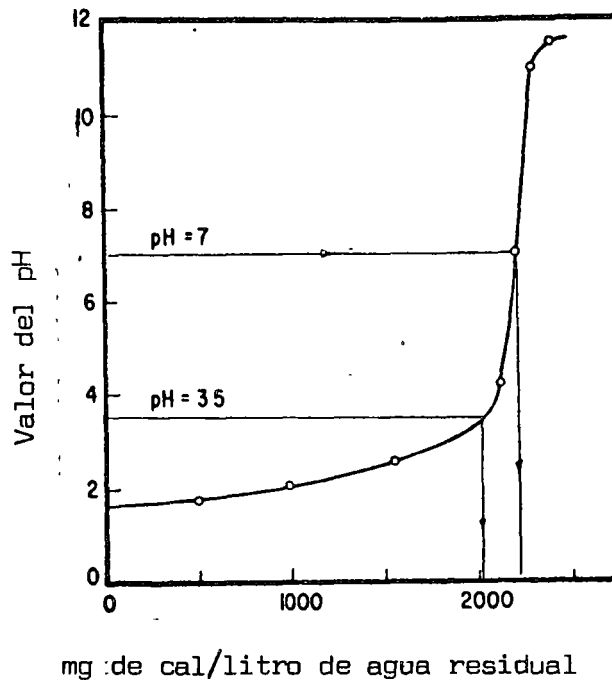


FIG. 17.4.6 Curva de neutralización.

cantidad de cal requerida diariamente será de:

$$6.0 \times 86400 \times 2250 = 1166.40 \text{ Kg/día.}$$

Dependiendo de las variaciones en la composición del agua residual, de las características de la curva de neutralización obtenida en el laboratorio y del pH deseado en el efluente - del proceso de neutralización, este puede diseñarse para que se aplique en uno o varios pasos, o sea, en una sola unidad o en varias. Para aguas residuales industriales fuertemente ácidas, es conveniente utilizar un mínimo de dos unidades en serie, la primera para elevar el pH hasta 3.0 ó 3.5 y la segunda para obtener el pH final deseado en la neutralización del agua residual.

NOTA.

El procedimiento básico de diseño que se ha descrito para este método de neutralización de las aguas residuales ácidas, es el mismo que puede aplicarse para el diseño de los procesos de neutralización de las aguas residuales alcalinas que mencionan en los párrafos e), f), g) y h) de este inciso. La única diferencia fundamental estriba en que para el diseño de estos procesos, el agente neutralizante que se utilice será una sustancia ácida, ya sea un ácido mineral tal como el  $H_2SO_4$  o bien  $CO_2$  o gases filtrados provenientes de chimeneas de calderas.

- d) Adición de soluciones concentradas de  $NaOH$  ó  $Na_2CO_3$  a las aguas residuales ácidas.

La adición de estas sustancias en las cantidades apropiadas produce una rápida neutralización de las aguas residuales ácidas ya que estos compuestos son agentes neutralizadores mucho mas potentes que la cal o la piedra caliza, sin embargo, a pesar de que únicamente se necesitan pequeñas cantidades de estos compuestos, la mayoría de las veces, debido a su alto costo, influyen desfavorablemente en el costo total del proceso de neutralización, el cual resulta mas oneroso que con los métodos anteriores.

Con la aplicación de estas sustancias se tiene la ventaja de que los productos de la reacción de neutralización son solubles y no incrementan la dureza de las aguas receptoras.

Este método es adecuado para la neutralización de pequeños volúmenes de aguas residuales ácidas y los compuestos utilizados generalmente se aplican en el lado de la succión de las bombas que manejan dicho tipo de aguas. En raras ocasiones llegan a

emplearse para la neutralización de grandes volúmenes de aguas residuales ácidas.

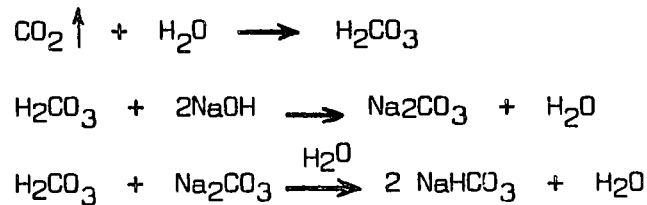
La forma de determinar las cantidades necesarias del agente neutralizador, es similar a la que se describió en el método anterior.

Aguas residuales industriales alcalinas.

e) Difusión en las aguas residuales alcalinas de los gases filtrados provenientes de las chimeneas de las calderas. Este método es relativamente nuevo y económico. La mayor parte de las investigaciones experimentales acerca de su aplicación se han efectuado en aguas residuales de fábricas textiles.

Los gases que se obtienen en las chimeneas de las calderas y que son producidos por una buena combustión en los quemadores de ellas, contienen aproximadamente un 14% de CO<sub>2</sub>. El dióxido de carbono al difundirse en el agua residual, formará ácido carbónico (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) que es un ácido débil, el cual, a su vez, reaccionará con los compuestos básicos presentes en el agua residual neutralizando el exceso de alcalinidad que se tenga.

Las reacciones típicas que se producen son:



El equipo que se requiere para la aplicación de éste método generalmente consiste de un extractor y soplador colocado en la chimenea de la o las calderas, un arreglo de tuberías para conducir los gases hasta las unidades de tratamiento, un filtro

para remover del gas el azufre y las partículas no quemadas y finalmente una red o arreglo de difusores para dispersar el gas filtrado en el agua residual. El gas aplicado puede producir ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) en las aguas residuales que contengan cantidades apreciables de azufre, y este gas maloliente debe quemarse, absorberse o ventilarse convenientemente a la atmósfera a fin de evitar condiciones desagradables en la planta de tratamiento.

f) Difusión de  $CO_2$  comprimido en las aguas residuales alcalinas.

El  $CO_2$  comprimido que se vende en forma comercial puede aplicarse a las aguas residuales alcalinas de manera similar a como el aire comprimido se aplica en los tanques de lodos activados, neutralizando dichas aguas en base al mismo principio que se vió en el método anterior, o sea, el  $CO_2$  forma primero el ácido carbónico y después éste se combina con los compuestos básicos para neutralizar la alcalinidad.

La utilización del  $CO_2$  comprimido tiene varias ventajas sobre los gases de las calderas, sobre todo por lo que se refiere a la operación del sistema de neutralización en vista de la relativa sencillez del equipo necesario para aplicar el  $CO_2$ , pues prácticamente sólo se requiere de un arreglo de válvulas y tuberías y de una red de difusores para dosificarlo convenientemente. No obstante, la principal objeción a éste método es que el costo de neutralización puede resultar muy alto debido al costo del  $CO_2$ , sobre todo cuando se tratan grandes volúmenes de aguas alcalinas.

g) Producción de  $\text{CO}_2$  en las aguas residuales alcalinas.

Este método, como su nombre lo indica, está basado en la producción de  $\text{CO}_2$  dentro de las aguas residuales alcalinas por medio del proceso denominado combustión sumergida, el cual consiste en quemar gas dentro del agua residual. Se ha usado principalmente para neutralizar las aguas residuales de una fábrica de nylon antes de su tratamiento biológico.

Los estudios que se hicieron en una planta piloto aplicando este método, estaban mas bien encaminados a eliminar algunas sustancias tóxicas contenidas en las aguas residuales de la fábrica de nylon, que a neutralizar estas aguas, sin embargo los investigadores determinaron que era económicamente posible aplicar este método para tratar parte del gasto de agua residual de la fábrica.

Es necesario realizar una labor de investigación mucho más amplia acerca de este método para poder establecer sus posibilidades como un proceso idóneo para la neutralización de las aguas residuales industriales alcalinas.

h) Adición de ácido sulfúrico a las aguas residuales alcalinas.

Este método para neutralizar las aguas residuales alcalinas es de aplicación muy común pero la neutralización obtenida resulta bastante onerosa debido al costo del ácido sulfúrico, es por ello que sólo se utiliza para neutralizar pequeños volúmenes de agua residual, y no tanto como parte de un sistema de tratamiento sino mas bien como parte de la operación normal de los múltiples procesos industriales en que se emplea este ácido. Debi-

do a la fuerte acidez y reactividad del ácido sulfúrico generalmente se requiere poca cantidad de él para obtener una cierta neutralización, pero al mismo tiempo resulta bastante difícil y peligroso de manejar.

La reacción de neutralización que tiene lugar cuando se agrega  $H_2SO_4$  a las aguas residuales es la siguiente:



## B I B L I O G R A F I A.

1. Eckenfelder W.W. and Ford D.L., Water Pollution Control, Jenkins Book Publishing Co. 1970.
2. Federal Water Pollution Control Administration, Water Quality Criteria, W.S. Department of the Interior 1968.
3. Gordon M.F., Geyer J.C., Okun D.A., Water Purification and Wastewater Treatment and Disposal, Wiley-Toppan 1968.
4. Gurnham C.F., Industrial Wastewater Control, Academic Press 1965.
5. Juárez C.C. y Rochin L.C., Manual de Química Aplicada, Editorial Rorez 1966.
6. McKinney R.E., Microbiology for Sanitary Engineers, McGraw-Hill Book Co. Inc. 1962.
7. Nemerow N. L., Theories and Practices of Industrial Waste Treatment, Addison-Wesley Publishing Co. Inc. 1963 .

## CALIDAD DEL AGUA PARA DIVERSOS USOS: DOMESTICOS, INDUSTRIAL, AGRICOLA, PISCICOLA Y RECREATIVO.\*

Los primeros ordenamientos legales en el mundo tal como en Inglaterra, Alemania, Estados Unidos y otros, que reconocieron la necesidad de conservar las aguas naturales en la forma apropiada para su utilización, se basaron, principalmente, en la prohibición de arrojar basura o desperdicios que pudieran degradar y alterar la calidad del agua. En el siglo pasado, la industria no había crecido, las poblaciones eran de un tamaño considerablemente menor al que ahora tienen, la pesca y la agricultura se explotaban con moderación, en función de que la población era mucho menor que la actual.

Las poblaciones y campos agrícolas empezaron a desarrollarse en forma no prevista, las plantas de generación de energía hidroeléctrica se multiplicaron, la pesca demandó mayor producto para satisfacer la demanda y paralelo al desarrollo general se presentó el fenómeno de la industrialización.

La industria, la agricultura, los municipios, la pesca, la generación de energía y otras actividades, fundamentales del proceso de desarrollo, empezaron a demandar grandes volúmenes de agua limpia natural, regresando una porción de ellos a las mismas fuentes de abastecimiento, reduciendo, por lo tanto, la disponibilidad del agua natural para otras actividades.

La escasez del agua provocada, principalmente por su mala distribución, su gran demanda y la calidad de la misma no adecuada para las diversas actividades, llevó a gobiernos y oficinas responsables del recurso agua, a establecer prioridades para su aprovechamiento. En México, es la Ley de Aguas de Propiedad Nacional, la que marca dichas prioridades.

En la misma forma como se establecieron prioridades para el aprovechamiento de volúmenes de agua, ahora se hace necesario establecer prioridades en cuanto a la conservación de la calidad del recurso.

### Calidad del Agua para fines domésticos.

La calidad del agua para fines domésticos que se suministra en sistemas de agua potable centralizados deberá cumplir con lo establecido por la Secretaría de Salubridad y Asistencia según Tabla 1.

---

\* Ing. Eloy Urroz J. - División de Estudios Superiores de la Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México. - Septiembre - 1971.



APÉNDICE

NORMAS MEXICANAS DE CALIDAD PARA AGUA POTABLE \*

"Se considera agua potable a toda aquella cuya ingestión no cause efectos nocivos a la salud, para lo cual deberá llenar los requisitos siguientes:

I. Caracteres físicos:

De preferencia, la turbiedad del agua no excederá del número 10 (diez) de la escala de sílice, y su color del número 20 (veinte) de la escala de platino cobalto. El agua será inodora y de sabor y temperatura agradables.

De no poderse cumplir con los requisitos anteriores, se admitirán aquellos caracteres físicos que sean tolerables para los usuarios, siempre que no sean resultado de condiciones objetables desde los puntos de vista bacteriológico y químico.

II. Caracteres químicos:

Un pH de 6.0 a 8.0 para aguas naturales no tratadas.

Para aguas tratadas o sometidas a su proceso químico, se aplicarán las normas especiales de la fracción IV.

Un contenido por millón de elementos iones y sustancias que a continuación se expresan:

Nitrógeno (N) amoniacal, hasta .....	0.50
Nitrógeno (N) proteico, hasta .....	0.10
Nitrógeno (N) de nitritos (con análisis bacteriológico aceptable), hasta .....	0.05
Nitrógeno (N) de nitrato, hasta .....	5.00
Oxígeno (O), consumido en medio ácido, hasta .....	3.00
Oxígeno (O) consumido en medio alcalino, hasta .....	3.00
Sólidos totales de preferencia hasta 500, pero tolerándose hasta .....	1000
Alcalinidad total, expresada en CaCO <sub>3</sub> , hasta .....	400
Dureza total, expresada en CaCO <sub>3</sub> , hasta .....	300
Dureza permanente o de no carbonatos, expresada en CaCO <sub>3</sub> , en aguas naturales de preferencia hasta .....	150
Cloruros expresados en Cl, hasta .....	250
Sulfatos, expresados en SO <sub>4</sub> , hasta .....	250
Magnesio, expresado en Mg, hasta .....	125
Zinc, expresado en Zn, hasta .....	15.00
Cobre, expresado en Cu, hasta .....	3.00
Fluoruros, expresados en F, hasta .....	1.50
Fierro y manganeso, expresado en Fe y Mn, hasta .....	0.30
Plomo, expresado en Pb, hasta .....	0.10
Arsénico, expresado en As, hasta .....	0.05
Selenio, expresado en Se, hasta .....	0.05
Cromo, exavalente, expresado en Cr, hasta .....	0.05

Compuestos fenólicos, expresados en fenol, hasta .....	0.001
Cloro libre, en aguas cloradas, no menos de .....	0.20
Cloro libre, en aguas sobre cloradas, no menos de 0.20 ni más de .....	1.00

III. Caracteres bacteriológicos:

El agua estará libre de gérmenes patógenos procedentes de contaminación fecal humana.

Se considerará que una agua está libre de esos gérmenes cuando la investigación bacteriológica dé como resultado final:

- a) Menos de veinte (20) organismos de los grupos coli y coliforme por litro de muestra, definiéndose como organismo de los grupos coli y coliforme todos los bacilos no esporógenos, Gram negativos, que fermenten el caldo lactosado con formación de gas.
- b) Menos de doscientas (200) colonias bacterianas por centímetro cúbico de muestra, en la placa de agar incubada a 37°C por 24 horas.
- c) Ausencia de colonias bacterianas licuantes de gelatina, cromógenas o fétidas, en la siembra de un centímetro cúbico de muestra, en gelatina incubada a 20° por 48 horas.

IV. Las aguas tratadas químicamente para clarificación o ablandamiento, satisfarán los tres requisitos siguientes:

- a) La alcalinidad a la fenolftaleína calculada como CaCO<sub>3</sub>, será menor de 15 partes por millón, más 0.4 veces la alcalinidad total, con un pH inferior a 10.6.
- b) La alcalinidad de carbonatos normales será menor de 120 partes por millón, para lo cual la alcalinidad total, en función de pH, estará limitada según la escala siguiente:

Valor del pH	Alcalinidad total máxima expresada en CaCO <sub>3</sub>
8.0 a 9.6	400
9.7	340
9.8	300
9.9	260
10.0	230
10.1	210
10.2	190
10.3	180
10.4	170
10.5 a 10.6	160

- c) La alcalinidad total no excederá a la dureza total en más de 35 mg por litro o partes por millón, ambos calculados como CaCO<sub>3</sub>.

\* Normas de la Secretaría de Salubridad y Asistencia, publicadas en el Diario Oficial del 2 de julio de 1953.

Estas normas son congruentes con aquellas establecidas por la Organización Mundial de la Salud, según Tabla 2. Sin embargo, cuando se habla de un cuerpo de agua cualquiera; para ser usado en un sistema centralizado de agua potable el concepto de calidad varía para cada una de las fuentes en particular.

Se puede mencionar en forma general que:

- Para que un agua natural pueda aprovecharse en uso doméstico, será necesario que tenga una calidad tal que con un tratamiento convencional de potabilización, el agua cumpla con las normas de calidad de la Tabla 1.
- 2. Algunas normas, que se han especificado a nivel de recomendación, podrían ser excedidas únicamente como resultado de las características del agua en su forma natural, más no por causa de alguna descarga de residuos; por ejemplo, dureza, salinidad y otros no pueden ser impuestas, pues depende principalmente del aspecto económico y de los deseos de la comunidad. Las normas actuales, requieren de una cantidad considerable de datos explicativos de saneamiento ambiental, técnicas de muestreo y otros.

Un caso especial, es el aspecto bacteriológico, para el cual la "Federal Water Quality Administration" recomienda 10,000 organismos coliformes por 100 ml y 2000 coliformes fecales por 100 ml. En general, la Tabla 3 muestra el criterio para los cuerpos de agua superficiales que se utilizan para abastecimiento público de agua potable. La Tabla 4 muestra la concentración máxima permisible de ciertos contaminantes, según las normas internacionales de la Organización Mundial de la Salud.

Del análisis cuidadoso de las tablas anteriores, se puede concluir que:

- 1. Las características físicas de un agua natural: turbiedad, color, sabor y temperatura son de una flexibilidad importante. La comunidad misma y el aspecto financiero determinan el nivel a que habrá de potabilizarse el agua, siempre y cuando las características químicas, bacteriológicas y radiológicas si cumplan con aquellas marcadas en las Tablas 3 y 4.
- 2. La DBO, DQO, sólidos y oxígeno disuelto se analizan y consideran en el punto en que se toma el agua para su distribución.

Conclusión: el control de las sustancias y compuestos químicos de la Tabla 2 (Columna "U.S.P.H.S.", 1962) deberán alcanzarse con la combinación de la dilución y tratamiento de las aguas residuales de los -

TABLA 2

TABLE 5-2  
COMPARISON OF CHEMICAL CONSTITUENTS IN THE DRINKING WATER STANDARDS OF THE  
WORLD HEALTH ORGANIZATION AND THE U.S. PUBLIC HEALTH SERVICE

Chemical Constituent	Concentrations In Milligrams Per Liter						
	WHO International (1958)			WHO European (1961)		U.S.P.H.S. (1962)	
	Permissible Limit	Excessive Limit	Maximum Allowable	Recommended Limit	Tolerance Limit	Recommended Limit	Maximum Allowable
Alkyl benzene sulfonate	--	--	--	--	--	0.5	--
Ammonia (NH <sub>3</sub> )	--	--	--	0.5	--	--	--
Arsenic	--	--	0.2	--	0.2	0.01	0.05
Barium	--	--	--	--	--	--	1.0
Cadmium	--	--	--	--	0.05	--	0.01
Calcium	75	200	--	--	--	--	--
Carbon chloroform extract	--	--	--	--	--	0.2	--
Chloride	200	600	--	350	--	250	--
Chromium (hexavalent)	--	--	0.05	--	0.05	--	0.05
Copper	1.0	1.5	--	3.0*	--	1.0	--
Cyanide	--	--	0.01	--	0.01	0.01	0.2
Fluoride	--	--	--	1.5	--	0.8-1.7 <sup>‡</sup>	1.6-3.4 <sup>‡</sup>
Iron	0.3	1.0	--	0.1	--	0.3	--
Lead	--	--	0.1	--	0.1	--	0.05
Magnesium	50	150	--	125**	--	--	--
Magnesium + Sodium sulfate	500	1000	--	--	--	--	--
Manganese	0.1	0.5	--	0.1	--	0.05	--
Nitrate (as NO <sub>3</sub> )	--	--	--	50	--	45	--
Oxygen, dissolved (minimum)	--	--	--	5.0	--	--	--
Phenolic compounds (as phenols)	0.001	0.002	--	0.001	--	0.001	--
Selenium	--	--	0.05	--	0.05	--	0.01
Silver	--	--	--	--	--	--	0.05
Sulfate	200	400	--	250	--	250	--
Total solids	500	1500	--	--	--	500	--
Zinc	5.0	15	--	5.0	--	5.0	--

\* After 16 hours contact with new pipes; but water entering a distribution system should have less than 0.05 mg/l of copper.

\*\* If there are 250 mg/l of sulfate present, magnesium should not exceed 30 mg/l.

‡ Recommended limits and maximum allowable concentrations vary inversely with mean annual temperature. See table 5-1.

TABLA 3  
TABLE II-1. Surface Water Criteria for Public Water Supplies

Constituent or characteristic	Permissible criteria	Desirable criteria	Paragraph
<b>Physical:</b>			
Color (color units)	75	<10	1
Odor	Narrative	Virtually absent	2
Temperature *	do	Narrative	3
Turbidity	do	Virtually absent	4
<b>Microbiological:</b>			
Coliform organisms	10,000/100 ml <sup>1</sup>	<100/100 ml <sup>1</sup>	5
Fecal coliforms	2,000/100 ml <sup>1</sup>	<20/100 ml <sup>1</sup>	5
<b>Inorganic chemicals:</b>			
	(mg/l)	(mg/l)	
Alkalinity	Narrative	Narrative	6
Ammonia	0.5 (as N)	<0.01	7
Arsenic *	0.05	Absent	8
Barium *	1.0	do	8
Boron *	1.0	do	9
Cadmium *	0.01	do	8
Chloride *	250	<25	8
Chromium, * hexavalent	0.05	Absent	8
Copper *	1.0	Virtually absent	8
Dissolved oxygen	≥4 (monthly mean) ≥3 (individual sample)	Near saturation	10
Fluoride *	Narrative	Narrative	11
Hardness *	do	do	12
Iron (filterable)	0.3	Virtually absent	8
Lead *	0.05	Absent	8
Manganese * (filterable)	0.05	do	3
Nitrates plus nitrites *	10 (as N)	Virtually absent	13
pH (range)	6.0-8.5	Narrative	14
Phosphorus *	Narrative	do	15
Selenium *	0.01	Absent	8
Silver *	0.05	do	8
Sulfate *	250	<50	8
Total dissolved solids * (filterable residue)	500	<200	16
Uranyl ion *	5	Absent	17
Zinc *	5	Virtually absent	8
<b>Organic chemicals:</b>			
Carbon chloroform extract * (CCE)	0.15	<0.04	18
Cyanide *	0.20	Absent	8
Methylene blue active substances *	0.5	Virtually absent	19
Oil and grease *	Virtually absent	Absent	20
<b>Pesticides:</b>			
Aldrin *	0.017	do	21
Chlordane *	0.003	do	21
DDT *	0.042	do	21
Dieldrin *	0.017	do	21
Endrin *	0.001	do	21
Heptachlor *	0.018	do	21
Heptachlor epoxide *	0.018	do	21
Lindane *	0.056	do	21
Methoxychlor *	0.035	do	21
Organic phosphates plus carbamates.*	0.1 <sup>2</sup>	do	21
Toxaphene *	0.005	do	8
<b>Herbicides:</b>			
2,4-D plus 2,4,5-T, plus 2,4,5-TP *	0.1	do	21
Phenols *	0.001	do	8
<b>Radioactivity:</b>			
	(pc/l)	(pc/l)	
Gross beta *	1,000	<100	8
Radium-226 *	3	<1	8
Strontium-90 *	10	<2	8

\* The defined treatment process has little effect on this constituent.  
<sup>1</sup> Microbiological limits are monthly arithmetic averages based upon an adequate number of samples. Total coliform

limit may be relaxed if fecal coliform concentration does not exceed the specified limit.  
<sup>2</sup> As parathion in cholinesterase inhibition. It may be necessary to resort to even lower concentrations for some compounds or mixtures. See par. 21.

6

T A B L A 4

CARACTERISTICAS QUIMICAS EN LOS CUERPOS DE AGUA  
UTILIZADOS PARA ABASTO PUBLICO  
(OMS)

<u>Compuestos que afectan la potabilidad del agua</u>		<u>Límite Máximo Permisible.</u>
Sustancia		
Sólidos disueltos totales		1500 mg/l
Fierro		50 mg/l
Manganeso suponiendo que el contenido de amoníaco es menor que 0.5 mg/l		5 mg/l
Cobre <sup>a</sup>		1.5 mg/l
Zinc <sup>a</sup>		1.5 mg/l
Magnesio más sulfato de sodio		1000 mg/l
Sulfatos de alkaly benzyl (ABS: surfactantes) <sup>b</sup>		0.5 mg/l
 <u>Compuestos peligrosos para la salud</u>		
Sustancia		
Nitrato NO <sub>3</sub>		45 mg/l
Fluoruro		1.5 mg/l
 <u>Substancias Tóxicas</u>		
Sustancia		
Sustancias fenólicas		0.002 mg/l
Arsénico		0.05 mg/l
Cadmio		0.01 mg/l
Cromo		0.05 mg/l
Cianuro		0.2 mg/l
Plomo		0.05 mg/l
Selenium		0.01 mg/l
Substancias radiactivas (Actividad total beta)		1000 µµc/l
 <u>Indicadores químicos de polución</u>		 <u>Límite Mínimo de Polución.</u>
Indicador		
Demanda química de oxígeno		10 mg/l
Demanda bioquímica de oxígeno		6 mg/l
Nitrógeno total exclusivo de NO <sub>3</sub>		1 mg/l

a) Estos son valores máximos para la calidad de agua cruda y por esa razón son menores que los valores permisibles para agua potable donde la presencia de estas substancias metálicas probablemente resultaría de la acción agresiva del agua sobre la tubería metálica.

b) Este valor se ha establecido basado en la máxima sensibilidad de los procedimientos analíticos aceptados.

T A B L A 4  
(Continuación)

- 2 -

	<u>Límite Mínimo de Polución.</u>
NH <sub>3</sub>	0.5 mg/l
Extracto de carbón por cloroformo (CCE poluyentes orgánicos) <sup>c</sup>	0.5 mg/l
Grasa	1 mg/l
 <u>Normas bacteriológicas</u>	 <u>MPN/100 ml</u>
Clasificación	<u>Bacteriocoliformes<sup>a</sup></u>
I. Calidad bacteriológica aceptable solamente por tratamiento de desinfección.	0-50
II. Calidad bacteriológica que requiere extenso tratamiento (coagulación, filtración, desinfección).	50-5000
III. Polución considerable que requiere extenso tratamiento, por diferentes procesos.	5000-50000
IV. Polución muy alta, inaceptable al menos que se cuente con tratamiento especialmente diseñados para cada agua en particular; fuente para ser usada solamente cuando sea inevitable.	mayor de-50000

usos benéficos del agua. Esto es, la calidad requerida para usos domésticos deberá ser alcanzada en el "manejo de la calidad del cuerpo receptor", o en otras palabras, en el control de la contaminación de la fuente misma de abastecimiento.

#### Calidad del agua para fines industriales.

El ámbito más extenso, en el aspecto de calidad del agua, es aquel requerido por la industria. La Tabla 5 muestra un resumen, de la "American Water Works Association", mostrando un promedio de la calidad del agua requerida por varias industrias. Un criterio bajo el cual se pueda manejar la calidad del agua en los cuerpos receptores.

Por lo anterior, se deduce que la industria deberá continuar tratando el agua de acuerdo con sus propias necesidades, y deberá localizar sus plantas, donde el recurso agua satisfaga los procesos generales y de enfriamiento. En general, la localización de la industria estará más gobernada por la calidad de su descarga, de aguas residuales, que por la calidad del agua de abastecimiento.

Con el objeto de dar una idea de la variabilidad de la calidad requerida para los diferentes procesos, y su relación con las aguas naturales superficiales se presentan las Tablas 6 y 7. Estas tablas muestran la calidad del agua requeridas para la generación de vapor y enfriamiento de intercambiadores de calor y la calidad del agua superficial que se ha utilizado para los mismos propósitos, respectivamente.

#### Calidad del agua para fines piscícolas.

El concepto más importante, en la selección de la calidad del agua para la conservación de la piscicultura, es el de la cadena alimenticia. Cualquier cosa que altere la cadena alimenticia a cualquier nivel puede causar serios trastornos a organismos mayores de la cadena. Los fertilizantes en el agua representan los nutrientes primarios de la cadena.

El problema no está en que se extingan los fertilizantes, el peligro está en la toxicidad que tienen muchos compuestos y elementos químicos en diferentes organismos, o en la asfixia de peces por la ausencia o poco contenido de oxígeno disuelto. Es por esta razón que la relación DBO Vs. OD ha representado el mayor esfuerzo en la tarea de evaluar la calidad de las aguas para la vida acuática y por lo tanto el manejo de la calidad del agua para la vida acuática se circunscribe principalmente alrededor del oxígeno disuelto; sin embargo con la utilización

6

Tabla 5  
Valores típicos de calidad del agua para  
algunas industrias.

Tipo de industria	Turbiedad	Color	Dureza	Alcalinidad	pH	Sólidos disueltos totales	Fe y Mn
Panadería	10	10	...	...	...	...	0.5
Calderas							
0-150 psi	20	80	75	...	8.0+	3000-1000	
150-250 psi	10	40	40	...	9.5+	2500-500	
250 psi	5	5	8	...	9.0+	1500-100	
Cervecería							
Clara	10	...	...	75	6.5-7	500	0.1
Obscura	10	...	...	150	7.0	1000	0.1
Enlatado							
General	10	...	...	...	...	...	0.2
Legumbres	10	...	25-75	...	...	...	0.2
Refrescos	2	10	250	50	...	850	0.3
Dulcerías	...	...	50	...	...	100	0.2
Enfriamiento	50	...	50	...	...	...	0.5
Hielo	1-5	5	...	30-50	...	300	0.2
Lavanderías	...	...	50	...	...	...	0.2
Plásticos transparentes	2	2	...	...	...	200	0.02
Pulpa y papel							
Madera	50	20	180	...	...	...	1.0
Kraft	25	15	100	...	...	300	0.2
Sulfito	15	10	100	...	...	200	0.1



Tabla 5

( Continuuación )

Papel libiano	5	5	50	...	...	200	0.1
Rayón							
Producción	5	5	8	50	...	...	0.05
Fabricación	0.3	...	55	...	7.8-8.3	...	0.0
Tenerías	20	10-100	50-135	133	8.0	...	0.2
Textileras							
General	5	20	20				
Tinturas	5	5-20	20	...	...	...	0.25
Lavado de lana		70	20	...	...	...	1.0

(+) No D.O.;  $Al_2O_3$ , 5-0.5;  $SiO_2$ , 40-5;  $CO_3$ , 200-40;  $HCO_3$ , 50-5; OH, 50-30.  
Ca, 100-500;  $CaSO_4$ , 100-500; olor bajo

Fuente: American Water Works Association

TABLE V-5. Quality Requirements of Water at Point of Use for Steam Generation and Cooling in Heat Exchangers

[Unless otherwise indicated, units are mg/l and values that normally should not be exceeded. No one water will have all the maximum values shown.]

Characteristic	Boiler feed water				Cooling water			
	Quality of water prior to the addition of substances used for internal conditioning							
	Industrial			Electric utilities	Once through		Makeup for recirculation	
	Low pressure 0 to 150 psig	Inter- mediate pressure 150 to 700 psig	High pressure 700 to 1,500 psig	1,500 to 5,000 psig	Fresh	Brackish <sup>1</sup>	Fresh	Brackish <sup>1</sup>
Silica (SiO <sub>2</sub> )	30	10	0.7	0.01	50	25	50	25
Aluminum (Al)	5	0.1	0.01	0.01	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	0.1	0.1
Iron (Fe)	1	0.3	0.05	0.01	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	0.5	0.5
Manganese (Mn)	0.3	0.1	0.01	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	0.5	0.02
Calcium (Ca)	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	200	420	50	420
Magnesium (Mg)	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Ammonia (NH <sub>3</sub> )	0.1	0.1	0.1	0.7	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Bicarbonate (HCO <sub>3</sub> )	170	120	48	( <sup>2</sup> )	600	140	24	140
Sulfate (SO <sub>4</sub> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	680	2,700	200	2,700
Chloride (Cl)	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	600	19,000	500	19,000
Dissolved solids	700	500	200	0.5	1,000	35,000	500	35,000
Copper (Cu)	0.5	0.05	0.05	0.01	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Zinc (Zn)	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Hardness (CaCO <sub>3</sub> )	20	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	850	6,250	130	6,250
Free mineral acidity (CaCO <sub>3</sub> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Alkalinity (CaCO <sub>3</sub> )	140	100	40	( <sup>2</sup> )	500	115	20	115
pH, units	8.0-10.0	8.2-10.0	8.2-9.0	8.8-9.2	5.0-8.3	6.0-8.3	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Color, units	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Organics:								
Methylene blue active substances	1	1	0.5	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	1	1
Carbon tetrachloride extract	1	1	0.5	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	1	2
Chemical oxygen demand (O <sub>2</sub> )	5	5	0.5	( <sup>2</sup> )	75	75	75	75
Dissolved oxygen (O <sub>2</sub> )	2.5	0.007	0.007	0.007	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Temperature, F	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )
Suspended solids	10	5	( <sup>2</sup> )	( <sup>2</sup> )	5,000	2,500	100	100

<sup>1</sup> Brackish water—dissolved solids more than 1,000 mg/l by definition 1963 census of manufacturers.

<sup>2</sup> Accepted as received (if meeting total solids or other limiting values); has never been a problem at concentrations encountered.

<sup>3</sup> Zero, not detectable by test.

<sup>4</sup> Controlled by treatment for other constituents.  
<sup>5</sup> No floating oil.

NOTE.—Application of the above values should be based on Part 23, ASTM book of standards (1) or APHA Standard methods for the examination of water and wastewater (5).

TABLE 7

TABLE V-4. Quality Characteristics of Surface Waters That Have Been Used for Steam Generation and Cooling in Heat Exchangers

[Unless otherwise indicated, units are mg/l and values are maximums. No one water will have all the maximum values shown.]

Characteristic	Boiler makeup water			Cooling water			
	Industrial		Electric utilities	Once-through		Makeup for recycle <sup>6</sup>	
	Low and medium pressure 0 to 700 psig	High pressure 700 to 1,500 psig	High pressure > 1,500 psig	Fresh	Brackish <sup>1</sup>	Fresh	Brackish <sup>2</sup>
Silica (SiO <sub>2</sub> )	150	150	150	50	25	150	25
Aluminum (Al)	3	3	3	3	( <sup>3</sup> )	3	( <sup>3</sup> )
Iron (Fe)	80	80	80	14	1.0	80	1.0
Manganese (Mn)	10	10	10	2.5	0.02	10	0.02
Copper (Cu)	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )
Zinc (Zn)	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )
Calcium (Ca)	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	500	1,200	500	1,200
Magnesium (Mg)	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )
Ammonia (NH <sub>3</sub> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )
Bicarbonate (HCO <sub>3</sub> )	600	600	600	600	180	600	180
Sulfate (SO <sub>4</sub> )	1,400	1,400	1,400	680	2,700	680	2,700
Chloride (Cl)	19,000	19,000	19,000	600	22,000	500	22,000
Nitrate (NO <sub>3</sub> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	30	( <sup>3</sup> )	30	( <sup>3</sup> )
Phosphate (PO <sub>4</sub> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	50	4	5	4	5
Dissolved solids	35,000	35,000	35,000	1,000	35,000	1,000	35,000
Hardness (CaCO <sub>3</sub> )	5,000	5,000	5,000	850	7,000	850	7,000
Acidity (CaCO <sub>3</sub> )	1,000	1,000	1,000	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	200	( <sup>3</sup> )
Alkalinity (CaCO <sub>3</sub> )	500	500	500	500	150	500	150
pH, units	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	5.0-8.9	5.0-8.4	3.5-9.1	5.0-8.4
Color, units	1,200	1,200	1,200	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	1,200	( <sup>3</sup> )
Organics:							
Methylene blue active substances	1	2	10	1.3	( <sup>3</sup> )	1.3	1.3
Carbon tetrachloride extract	100	100	100	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	100	100
Chemical oxygen demand (O <sub>2</sub> )	100	100	500	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	100	200
Odor	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )
Hydrogen sulfide (H <sub>2</sub> S)	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	4	( <sup>3</sup> )	4
Dissolved oxygen (O <sub>2</sub> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )	( <sup>3</sup> )
Temperature, F	120	120	120	100	100	120	120
Suspended solids	15,000	15,000	15,000	5,000	250	15,000	250

<sup>1</sup> Brackish water—dissolved solids more than 1,000 mg/l by definition or consensus of manufacturers.

<sup>2</sup> Acceptable values received (if meeting total solids or other limiting values), has never been a problem at concentrations encountered.

<sup>3</sup> Zero, not detectable by test.

<sup>4</sup> No floating oil.

NOTE.—Application of the above values should be based upon analytical methods in Part 23, ASTM book of standards (1) or APHA Standard methods for the examination of water and wastewater (5).

de pesticidas orgánicos, se ha puesto gran importancia al efecto de estos en la alteración de la calidad del agua y sus repercusiones en la vida acuática.

La contaminación bacteriológica, también ha sido materia de gran preocupación, no por el efecto que pueda tener en los organismos acuáticos mismos, pero por los peligros que puede representar al hombre la ingestión de peces y mariscos. Reconociendo que los mariscos son pequeñas plantas de tratamiento, pueden concentrar bacterias y virus a un nivel peligroso para el consumidor.

En la Tabla 8, McKee y Wolf, han resumido las guías para evaluar la calidad del agua, en la propagación de peces. Esta tabla, en conjunción a la Tabla 9 puede servir para indicar el criterio general bajo el cual, se puede evaluar la calidad de un agua propia para la vida acuática.

La Tabla 9, no es más que una pequeña fracción de la literatura disponible sobre la materia. Los datos de esta tabla no son comparables entre si, ya que los organismos probados y las condiciones del experimento fueron sumamente variados. Algunos representan, la mortandad total, mientras que otros representan el TLM o la dosis mortal del 50% de organismos en la prueba estandar de bioensayo. La temperatura, la edad del organismo y otros muchos factores han diferido.

Sin embargo puede observarse en la Tabla 9, que los pesticidas y sustancias tóxicas representan los factores más difíciles de medir y que son, precisamente, los últimos en descubrir y los más críticos para la vida de los organismos.

#### Calidad del agua para fines de esparcimiento.

Los criterios generales para determinar la calidad del agua para su uso de esparcimiento o recreo es: ausencia de materia flotante o suspendida que provoque desagrado; color desagradable y olor objetable. Además el agua deberá estar libre de sustancias (organismos patógenos) que causen peligro a la salud en caso de ingerir agua. Hasta la fecha no ha sido posible correlacionar enfermedades con playas contaminadas con aguas residuales. El resultado del establecimiento de ciertas normas ha sido por consideraciones de estética y no basado en resultados epidemiológicos bien fundados.

La Tabla 10 reúne los datos presentados por McKee y Wolf, y reflejan la incertidumbre de los límites sugeridos por varias oficinas oficiales de recreación y control.

TABLE 13-3 Tentative guides for evaluating the quality of water

Determination	Threshold concentration*	
	Freshwater	Saltwater
Total dissolved solids (TDS), mg/liter	2000†	
Electrical conductivity, $\mu$ mhos/cm @ 25°C	3000†	
Temperature, maximum °C	34	34
Maximum for salmonoid fish	23	23
Range of pH	6.5-8.5	6.5-9.0
Dissolved oxygen (D.O.), minimum mg/liter	5.0‡	5.0‡
Flotable oil and grease, mg/liter	0	0†
Emulsified oil and grease, mg/liter	10†	10†
Detergent, ABS, mg/liter	2.0	2.0
Ammonia (free), mg/liter	0.5†	
Arsenic, mg/liter	(1.0†)	1.0†
Barium, mg/liter	5.0†	
Cadmium, mg/liter	0.01†	
Carbon dioxide (free), mg/liter	1.0	
Chlorine (free), mg/liter	0.02	
Chromium, hexavalent, mg/liter	0.05†	0.05†
Copper, mg/liter	0.02†	0.02†
Cyanide, mg/liter	0.02†	0.02†
Fluoride, mg/liter	1.5†	1.5†
Lead, mg/liter	0.1†	0.1†
Mercury, mg/liter	0.01	0.01
Nickel, mg/liter	0.05†	
Phenolic compounds, as phenol, mg/liter	1.0	
Silver, mg/liter	0.01	0.01
Sulfide, dissolved, mg/liter	0.5†	0.5†
Zinc, mg/liter	0.1	

\* Threshold concentration is value that normally might not be deleterious to fish life. Waters that do not exceed these values should be suitable habitats for mixed fauna and flora.

† Values not to be exceeded more than 20 percent of any 20 consecutive samples, nor in any 3 consecutive samples. Other values should never be exceeded. Frequency of sampling should be specified.

‡ Dissolved oxygen concentrations should not fall below 5.0 mg/liter more than 20 percent of the time and never below 2.0 mg/liter. (Note: Recent data indicate also that rate of change of oxygen tension is an important factor, and that diurnal changes in D.O. may, in sewage-polluted water, render the value of 5.0 of questionable merit.)

SOURCE: McKee and Wolf [6]. Reproduced by permission of the California State Water Quality Control Board.

TABLE 13-9 Observed lethal concentration of selected chemicals in aquatic environments

Chemical	Organism tested	Lethal concentration, mg/liter	Exposure time, hr	Reference number
ABS (100 percent)	Fathead minnow	3.5-4.5	96	15
ABS (100 percent)	Bluegills	4.2-4.4	96	15
Household syndets	Fathead minnow	39-61	96	15
Alkyl sulfate	Fathead minnow	5.1-5.9	96	15
LAS (C12)	Bluegill fingerlings	3	96	16
LAS (C14)	Bluegill fingerlings	0.6	96	16
Acetic acid	Goldfish	423	20	17
Alum	Goldfish	100	12-96	17
Ammonia	Goldfish	2-2.5 NH <sub>3</sub>	24-96	17
Ammonia	Perch, roach, rainbow trout	3 N	2-20	18
Sodium arsenite	Minnow	17.8 As	36	19
Sodium arsenate	Minnow	234 As	15	19
Barium chloride	Goldfish	5000 *	12-17	17
Barium chloride	Salmon	158	..	20
Cadmium chloride	Goldfish	0.017	9-18	21
Cadmium nitrate	Goldfish	0.3 Cd	190	22
CO <sub>2</sub>	Various species	100-200	..	23
CO	Various species	1.5	1-10	23
Chloramine	Brown trout fry	0.06	..	24
Chlorine	Rainbow trout	0.03-0.08	..	25-26
Chromic acid	Goldfish	200	60-84	17
Copper sulfate	Stickleback	0.03 Cu	160	10
Copper nitrate	Stickleback	0.02 Cu	192	27
Cyanogen chloride	Goldfish	1	6-48	28
NaCN	Goldfish	10	96	17
H <sub>2</sub> C	Stickleback	pH 4.8	240	22
HCl	Goldfish	pH 4.0	4-6	17
Lead nitrate	Minnow, stickleback, brown trout	0.33 Pb	..	29
Mercuric chloride	Stickleback	0.01 Hg	204	22
Nickel nitrate	Stickleback	1 Ni	156	22
Nitric acid	Minnow	pH 5.0	..	29
Oxygen	Rainbow trout	3 cc/liter	..	30
Phenol	Rainbow trout	6	3	31
Phenol	Perch	9	1	31
Potassium chromate	Rainbow trout	75	60	19
Potassium cyanide	Rainbow trout	0.13 Cn	2	31
Sodium cyanide	Stickleback	1.04 Cn	2	32
Silver nitrate	Stickleback	70 K	154	22
Sodium fluoride	Goldfish	1000	60-102	17
Sodium sulfide	Brown trout	15	..	33
Zinc sulfate	Stickleback	0.3 Zn	120	17
Zinc sulfate	Rainbow trout	0.5	64	34
<b>Pesticides</b>				
<b>1. Chlorinated hydrocarbons</b>				
Aldrin	Goldfish	0.028	96	39
DDT	Goldfish	0.027	96	35
DDT	Rainbow trout	0.5-0.32	24-36	36-37
DDT	Salmon	0.08	36	37

Chemical	Organism tested	Lethal concentration, mg/liter	Exposure time, hr	Reference number
<b>Pesticides (continued)</b>				
DDT	Brook trout	0.032	36	37
DDT	Minnow, guppy	0.75 ppb	29	38
DDT	Stoneflies (species)	0.32-1.8	96	11
BHC	Goldfish	2.3	96	39
BHC	Rainbow trout	3	96	40
Chlordane	Goldfish	0.082	96	39
Chlordane	Rainbow trout	0.5	24	36
Dieldrin	Goldfish	0.037	96	39
Dieldrin	Bluegill	0.008	96	39
Dieldrin	Rainbow trout	0.05	24	36
Endrin	Goldfish	0.0019	96	39
Endrin	Carp	0.14	48	41
Endrin	Fathead minnow	0.001	96	39
Endrin	Various species	0.03-0.05 ppb	...	42
Endrin	Stoneflies (species)	0.32-2.4 ppb	96	11
Heptachlor	Rainbow trout	0.25	24	36
Heptachlor	Goldfish	0.23	96	39
Heptachlor	Bluegill	0.019	96	39
Heptachlor	Redear sunfish	0.017	96	11
Methoxychlor	Rainbow trout	0.05	24	36
Methoxychlor	Goldfish	0.056	96	39
<b>Pesticides (continued)</b>				
Toxaphene	Rainbow trout	0.05	24	36
Toxaphene	Goldfish	0.0056	96	39
Toxaphene	Carp	0.1	...	43
Toxaphene	Goldfish	0.2	24	44
Toxaphene	Goldfish	0.04	170	44
Toxaphene	Minnows	0.2	24	44
<b>2. Organic phosphates</b>				
Chlorothion	Fathead minnow	3.2	96	39
Dipterex	Fathead minnow	180	96	39
ERN	Fathead minnow	0.2	96	39
Guthion	Fathead minnow	0.093	96	39
Guthion	Bluegill	0.005	96	39
Malathion	Fathead minnow	12.5	96	39
Parathion	Fathead minnow	1.4-2.7	96	39
TEPP	Fathead minnow	1.7	96	39
<b>3. Herbicides</b>				
Weedex	Young roach } and trench }	40-80	1 month	11
Weeda Zol		15-30	1 month	11
Weeda Zol T.L.		20-40	1 month	11
Simazine (no plants present)	Minnow	0.5	< 3 days	11
Atrazine (A361) (plants present)	Minnow	5.0	24	11
Atrazine in Gesaprime	Minnow	3.75	24	11
<b>4. Bactericides</b>				
Algibiol	Minnow	20	24	11
Soricide tetraminol	Minnow	8	48	11

RECOMENDACIONES PRELIMINARES PARA  
AGUAS DE RECREO

Tabla . 10

DETERMINACION	CONTACTO- AGUA		NAVEGACION	Y ESTETICA
	Huellas Apreciables	Límite Máximo	Huellas Apreciables	Límite Máximo
Coliformes NPM/100 ml	1 000 (1)	(2)	-	-
Sólidos visibles del origen del agua negra.	Ninguno	Ninguno	Ninguno	Ninguno
Detergentes (ABS)mg/1	1 (1)	2	1 (1)	5
Sólidos Suspendidos mg/1	20 (1)	100	20 (1)	100
Aceite y grasa flotantes mg/1	0 (1)	5	0	10
Grasa y aceites emulsionados mg/1	10 (1)	20	20 (1)	50
Turbiedad (unidades en la escala de sílice.	10 (1)	50	20 (1)	(3)
Color (Unidades en la escala de cobalto.	15 (1)	100	15 (1)	100
Número del comienzo de olor	32 (1)	256	32 (1)	256
Ambiente del pH	6.5-9.0	6.0-10.0	6.5-9.0	6.0-10.0
Temperatura máxima °C	30	50	30	50
Transparencia (En el disco de Secchi)	-	-	20	(3)



TABLA 10

(Continuación)

- (1) Este valor no debe exceder de 20% en una serie de 20 muestras consecutivas o en ninguna de tres muestras consecutivas.
- (2) No se pueden especificar las concentraciones límite cuando se trate de epidemia evidentemente originada por una contaminación fecal.
- (3) No se impide el uso de las aguas cuando aparentemente no se encuentra alguna concentración en su superficie.  
"Huellas Apreciables" representa el nivel el cual la gente empieza a notarlo o a quejarse.  
"El Límite Máximo" es el nivel al cual las concentraciones hacen prohibitivo el uso del agua por ser perjudiciales.

REFERENCIA: Tomado del U.S. Department the Interior  
Federal Water Pollution Control Administration.  
Robert S.Kerr Water Research Center  
ADA, Oklahoma.

### Calidad del agua para riego.

El agua de riego contiene siempre aunque sea en pequeña cantidad, sales en solución. Las cantidades y clases de sales disueltas en el agua de riego varían ampliamente, los contenidos de sales y de ión sodio de un suelo, pueden ser afectados fuertemente por las sales disueltas en el agua de riego. Más que por la cantidad de agua salina aplicada con el riego, el daño que sufren las plantas depende de la concentración de sales en la solución del suelo. En la Tabla 3A, se muestran los efectos que ocasionan las aguas con diversos contenidos de sólidos totales disueltos y con diversas conductibilidades eléctricas. (sales solubles).

Los constituyentes inorgánicos del agua de riego reaccionan con la micela del suelo como iones y no como moléculas (En solución las sales se desocian). Los cationes principales encontrados en el agua de riego son: el calcio ( $\text{Ca}^{++}$ ), el magnesio, ( $\text{Mg}^{++}$ ) el sodio, ( $\text{Na}^+$ ) y en pequeñas cantidades el potasio ( $\text{K}^+$ ), los aniones principales son: los carbonatos ( $\text{CO}_3^-$ ), los bicarbonatos ( $\text{HCO}_3^-$ ), los cloruros ( $\text{Cl}^-$ ), los fluoruros ( $\text{F}^-$ ) y en pequeñas concentraciones los nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ).

Las características más importantes para definir la calidad de un agua de riego son:

- I. La concentración total de sales solubles, la cual se mide en términos de conductibilidad eléctrica expresado en milímetros por centímetro ( $\text{CEX} \times 10^6$ ) a  $25^\circ\text{C}$  y se clasifican las aguas para riego de acuerdo con el diagrama de la Figura 2A.
- II. La concentración del ión sodio relacionada a la suma de las concentraciones iónicas de  $\text{Ca}^{++} + \text{Mg}^{++}$  (Relación de adsorción de sodio, RAS) Figura 1A.

$$\text{RAS} = \frac{\text{Na}^+}{\sqrt{\frac{\text{Ca}^{++} + \text{Mg}^{++}}{2}}}$$

Las concentraciones se dan en m.e/l.

- III. La presencia de elementos tóxicos como el boro en concentraciones de peligro y que de acuerdo con la sensibilidad de los cultivos a él, se clasifican las aguas como sigue:

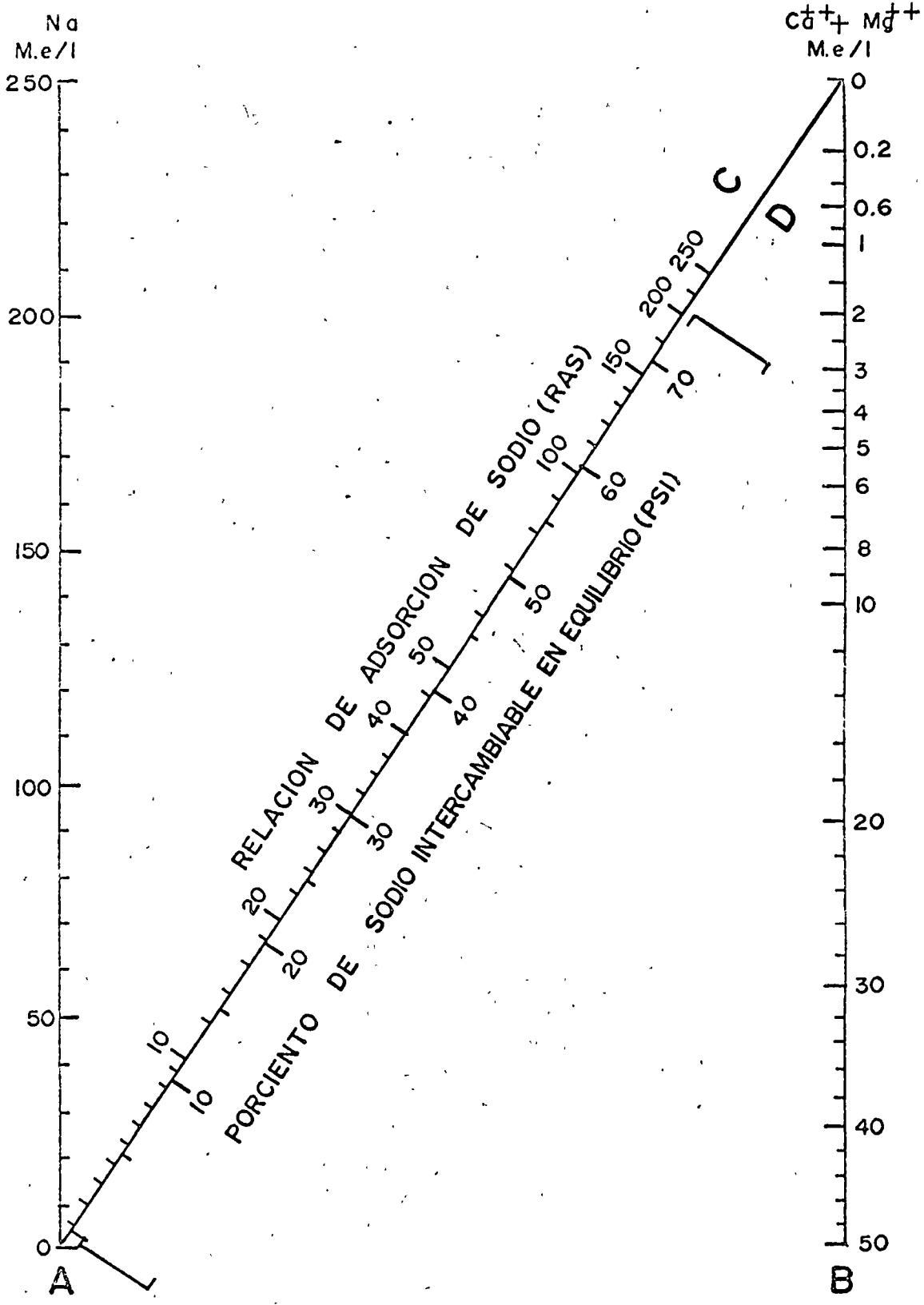
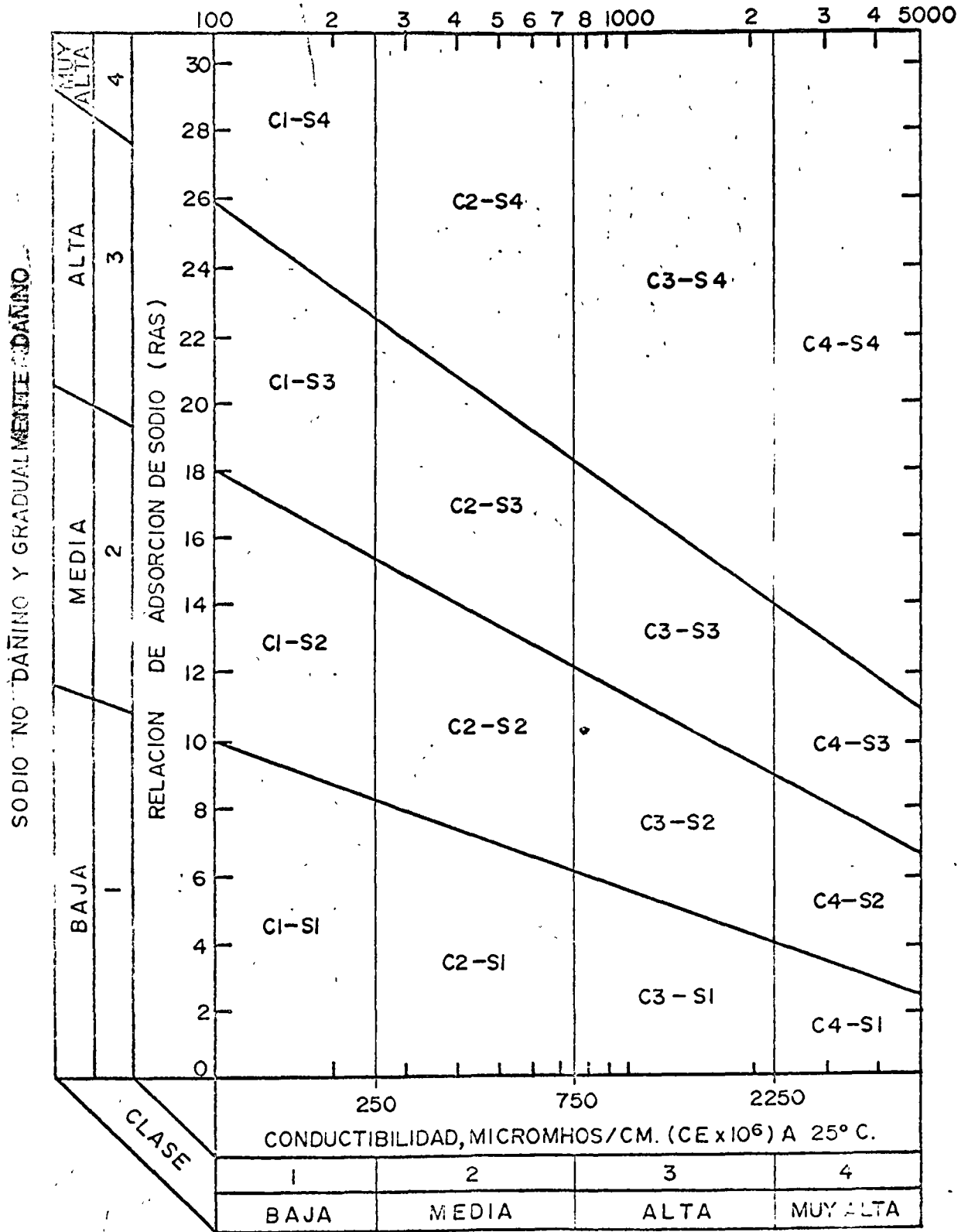


Fig.-IA Nomograma para determinar el valor RAS de un extracto de saturación y para estimar el valor correspondiente del PSI del suelo, cuando está en equilibrio con el extracto.

Fig.-2A Diagrama para clasificar las aguas de irrigación



SALINIDAD NO DAÑINA Y GRADUALMENTE DAÑINA

GUIA SUGESTIVA PARA LA CLASIFICACION DE  
AGUAS DE RIEGO POR SALINIDAD

Respuesta del cultivo	Sólidos totales disueltos	Conductibilidad eléctrica mmhos/cm.
Agua que no ocasiona efectos perjudiciales notablemente.	5 500	0.75
Agua que puede ser perjudicial en cultivos sensibles.	500 -1,000	0.75 -1.50
Agua que puede tener -- efectos adversos sobre varias cosechas y que -- requiere cuidado en las prácticas de manejo del suelo.	1000 -2,000	1.5 -3.00
Agua que puede ser usada para plantas tolerantes a las sales con cuidadosas prácticas de manejo y sobre suelos permeables.	2000 -5,000	3.00 -7.50

- 6 -

Tipo de cultivo	mg/l
Sensitivo (frutales, nueces, frijol)	0.33 - 1.25
Semitolerantes (cereales, vegetales, algodón)	0.67 - 2.50
Tolerantes (alfalfa, remolacha, espárrago)	1.00 - 3.75

El significado e interpretación de las clases por calidad en el diagrama, se resumen como sigue:

Agua de baja salinidad (C1): Puede usarse para riego de la mayor parte de los cultivos, en casi cualquier tipo de suelo con muy poca probabilidad de que se desarrollen problemas de salinidad. Si el suelo necesitara algún lavado, este se logra en condiciones normales de riego, excepto cuando se trata de suelos de muy baja permeabilidad.

Agua de salinidad media (C2): Puede usarse siempre y cuando haya un grado moderado de su uso. En casi todos los casos y sin necesidad de prácticas especiales de control de salinidad; se pueden desarrollar las plantas moderadamente tolerantes a las sales.

Agua altamente salina (C3): No puede usarse en suelos cuyo drenaje sea deficiente. Aún con drenaje adecuado se pueden necesitar prácticas especiales de control de la salinidad, debiendo, por lo tanto seleccionarse únicamente aquellas especies vegetales muy tolerantes a las sales.

Agua de salinidad muy alta (C4): No es propia para riego bajo condiciones ordinarias, pero puede usarse ocasionalmente en circunstancias muy especiales. Los suelos deben ser permeables, el drenaje adecuado, debiendo aplicarse un exceso de agua para lograr un buen lavado; en este caso se deben seleccionar cultivos altamente tolerantes a las sales.

Clasificación de las aguas para riego de acuerdo con su contenido de sodio relacionado a la suma de  $Ca^{++} + Mg^{++}$ ..- La clasificación de las aguas para riego con respecto a la proporción de adsorción de sodio (RAS), se basa primordialmente, en el efecto que tiene el sodio intercambiable sobre la condición física del suelo. No obstante, las plantas sensibles a este elemento pueden sufrir daños a consecuencia de la acumulación del sodio en sus tejidos, cuando los valores del sodio intercambiable son más bajos que los necesarios para deteriorar la condición física del suelo.

Agua baja en sodio (S1): Puede usarse para riego en la mayoría de los suelos con poca probabilidad de alcanzar niveles peligrosos de sodio intercambiable. No obstante, los cultivos sensibles, como algunos -

frutales y aguacates , pueden acumular cantidades perjudiciales de sodio.

Agua media en sodio (S2): En suelos de textura fina el sodio representa un peligro considerable, más aún si dichos suelos poseen una alta capacidad de intercambio de cationes, especialmente bajo condiciones de lavado deficiente, a menos que el suelo contenga yeso. Estas aguas solo pueden usarse en suelos de textura gruesa o en sue los orgánicos de buena permeabilidad.

Agua alta en sodio (S3): Puede producir niveles tóxicos de sodio intercambiables en la mayor parte de los suelos, por lo que estos necesitarán prácticas especiales de manejo, (buen drenaje, fácil lavado y adiciones de materia orgánica.)

Calidad del agua para ganado.

Varias sustancias pueden ser contaminantes en el agua para ganado. Algunos de estos contaminantes incluyen elementos inorgánicos y sus sales, desechos orgánicos, organismos patógenos y parásitos, residuos de herbicidas y pesticidas y sustancias radiactivas. Variables tan importantes como la naturaleza y consumo de materia alimenticia seca, especie, edad y productividad del animal y las interrelaciones entre los varios contaminantes, hacen imposible la definición de valores fijos para la calidad del agua para ganado. Es muy importante la relación entre consumo de agua y consumo total de alimentos por el ganado; por ejemplo, niveles mucho menores se deben establecer en el agua para un contaminante tóxico si los alimentos secos que consume el ganado ya contienen altas cantidades de esa sustancia tóxica. En general, la posibilidad de intoxicación proveniente del agua es menor a la proveniente del alimento seco.

En las Tablas 11, 12 y 13 se presentan las concentraciones de algunos contaminantes que pueden llegar a afectar la salud del ganado. En particular, la Tabla 13 presenta las concentraciones máximas recomendables de algunos elementos tóxicos para el ganado.

T A B L A 11

## CALIDAD DEL AGUA PARA GANADO

FACTOR DE CALIDAD	CONCENTRACIONES Cuando empieza (1)	CONCENTRACIONES Límites Máximas
Sólidos Disueltos Totales	2,500	5,000
Cadmio	5	-
Calcio	500	1,000
Magnesio (2)	250	500
Sodio	1,000	2,000
Arsénico	1	-
Bicarbonatos	500	500
Cloruros	1,500	3,000
Fluoruros	1	6
Nitratos como $\text{NO}_3^-$	200	400
Nitritos	Ninguno	Ninguno
Sulfatos	500	500
Ambito del pH	6.0 - 8.5	5.6 - 9.0

- (1) Los valores de las concentraciones iniciales son aquellos a los cuales, las aves de corral o los animales sensitivos, presentan ligeros efectos por el uso prolongado del agua.

Las bajas concentraciones pueden provocar un ligero efecto o ninguno.

- (2) Las concentraciones límite están basadas en un criterio interno, Africa del Sur. Los animales que estén lactando o reproduciendo pueden tener una reacción adversa.

Los compuestos de magnesio más el sulfato de sodio no deben exceder del 50% del total de los sólidos disueltos.



T A B L A 12

## LIMITES DE SALINIDAD Y ARSENICO PARA GANADO

Animal	Concentración de Umbral de Salinidad SDT-mg/l	Dosis Tóxica de Arsénico g/animal
Aves	2,860	0.05 - 0.1
Puercos	4,290	0.5 - 1.0
Caballos	6,435	10.0 - 15.0
Vacuno Lechero	7,150	15.0 - 30.0
Vacuno de Rastro	10,000	15.0 - 30.0
Borregos	12,000	10.0 - 15.0
Perros		0.1 - 0.2

T A B L A 13

## CONCENTRACIONES MAXIMAS RECOMENDABLES DE ELEMENTOS INORGANICOS PARA GANADO.

Sustancia	Concentración Máxima Recomendable, mg/l
Arsénico	0.05
Cadmio	0.01
Cromo (hexavalente)	0.05
Plomo	0.05
Selenio	0.01