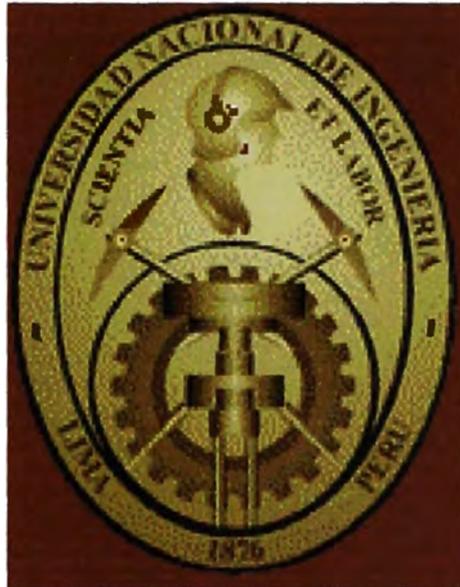


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



**“DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LOS PARÁMETROS
BIOCINETICOS NECESARIOS PARA EL DISEÑO DE
REACTORES DE LODOS ACTIVADOS”**

**TESIS
PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE INGENIERO
QUÍMICO**

PRESENTADO POR:

MARIELA COTRADO SEHGELMEBLE

LIMA –PERÚ

2005

AGRADECIMIENTOS

**El desarrollo del presente trabajo no
hubiera sido posible sin la ayuda de:**

**Ing. Violeta Chavarri
Ing. Ricardo Rojas Vargas
Ing. Jose Huapaya Barrientos
Sr. Francisco Julcapari
Sr. Gabino Villavicencio**

*Dedico esta tesis:
A mis padres y a mis hermanos*

RESUMEN

Las constantes cinéticas son importantes en el diseño de plantas de tratamiento de Aguas Residuales. Han habido muchos casos de plantas de tratamiento de aguas que han sido sobredimensionadas o subdimensionadas resultando ser ineficientes por que fueron diseñadas considerando constantes cinéticas obtenidas en otros países cuyas condiciones climáticas y concentración de efluentes son diferentes a las de nuestro país. Es por esto, que el objetivo del presente trabajo es proporcionar información experimental obtenida a nivel de pruebas de laboratorio relacionada a la determinación de las constantes cinéticas para el adecuado diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales mediante el método de Lodos Activados.

Para lo cual se diseñó un módulo compuesto por 6 mini reactores, los cuales son una adaptación de los mostrados en la bibliografía. Las ecuaciones empleadas fueron deducidas según los procedimientos de Eckenfelder (1970) y Metcalf y Eddy (1998).

Puesto que se carece de experiencia en este tipo de investigaciones se decidió utilizar un sustrato sintético el cual proporcionaría una concentración constante y se trabajaría con menor riesgo a la contaminación.

Las constantes cinéticas obtenidas fueron:

α : 0,7780 (Parámetro de utilización de oxígeno para la oxidación de sustrato)

b : 0,0019 h⁻¹ (Parámetro de utilización de oxígeno utilizado en la respiración endógena)

Y : 0,5422 (Coeficiente de producción de biomasa por consumo de sustrato)

k_d : 0.0120d⁻¹ (Coeficiente de consumo de biomasa por respiración endógena)

k : 0,0034h⁻¹. L /mg (Constante de velocidad de consumo de sustrato)

INDICE

INDICE DE CUADROS.....	8
INDICE DE FIGURAS.....	9
1. INTRODUCCIÓN.....	11
2. OBJETIVOS.....	12
2.1 Objetivo General.....	12
2.2 Objetivos Específicos.....	12
3. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	13
3.1 Tipos de Tratamiento.....	13
3.1.1 Tratamiento Preliminar o Pre-Tratamiento.....	14
3.1.2 Tratamiento Primario.....	14
3.1.3 Tratamiento Secundario.....	14
3.1.4 Tratamiento Terciario o Avanzado.....	14
3.2 Tratamiento Biológico.....	15
3.2.1 Proceso Aerobio.....	15
3.2.2 Proceso Anaerobio.....	17
3.2.3 Proceso Anóxico.....	17
3.3 Objetivos del Tratamiento.....	17
4. LODOS ACTIVADOS.....	19
4.1 Evolución Histórica.....	19
4.2 Descripción del Proceso de Lodos Activados.....	21
4.3 Composición del Lodo Biológico.....	23
4.4 Microorganismos en el Proceso de Lodos Activados.....	24
4.4.1 Bacterias.....	25
4.4.2 Hongos.....	25
4.4.3 Algas.....	25
4.4.4 Protozoarios.....	25
4.4.5 Micrometazoarios.....	26
4.4.5.1 Filo Anélida.....	26
4.4.5.2 Clase Nemátoda.....	26
4.4.5.3 Clase Rotífera.....	26
4.5 Componentes de una Planta de Tratamiento.....	27
4.5.1 Rejillas de Gruesos.....	27
4.5.2 Rejillas de finos.....	27
4.5.3 Desarenador.....	27
4.5.4 Trampa para grasas.....	27
4.5.5 Medidor de flujo.....	28
4.5.6 Sedimentador primario.....	28
4.5.7 Tanque de Aeración.....	28
4.5.8 Sedimentador Secundario.....	28
4.5.9 Cloración (desinfección).....	28

4.5.10	Espesado de Lodos.....	28
4.5.11	Digestión de Lodos.....	28
4.5.12	Deshidratación de Lodos.....	28
4.5.13	Disposición final	28
4.6	Variaciones del Proceso de Lodos Activados.....	30
4.6.1	Desde el Punto de Vista del Tamaño Relativo de la Unidad de Aeración.....	30
4.6.1.1	Proceso Convencional.....	30
4.6.1.2	Proceso de Alta Capacidad.....	31
4.6.1.3	Proceso de Contacto-Estabilización.....	31
4.6.1.4	Proceso de Aeración Prolongada.....	32
4.6.2	Desde el Punto de Vista del Modelo de Flujo en el tanque de Aeración.....	34
4.6.2.1	Procesos de Mezcla Completa	34
4.6.2.2	Procesos de Flujo a Pistón.....	34
4.6.2.2.1	Aeración Decreciente (Tapered aeration).....	37
4.6.2.2.2	Adición por Pasos, Etapas o Escalonada (Step aeration).	37
4.6.3	Otros Procesos.....	37
4.7	Cómparación de los Procesos de Aireación Prolongada y Convencional.....	40
4.8	Parámetros de Control del Proceso de Lodos Activados.....	45
4.8.1	Sólidos Suspendidos en el Licor Mezclado (SSTLM).....	45
4.8.2	Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM)... ..	45
4.8.3	Volumen de Lodo Sedimentado (V30).....	46
4.8.4	Índice Volumétrico de Lodo (IVL).....	46
4.8.5	Relación Alimento/Microorganismos (A/M).....	47
4.8.6	Tiempo de Retención Celular o Edad del Lodo (θ_c).....	48
5.	CRECIMIENTO BACTERIANO Y OXIDACIÓN BIOLÓGICA.....	49
5.1	Crecimiento Bacteriano.....	49
5.2	Oxidación Biológica (Metabolismo Oxidativo).....	50
5.3	Cinética del Crecimiento Biológico y Remoción del Sustrato.....	52
5.3.1	Balace de Masa de los Microorganismos en el Sistema.....	53
5.3.1.1	Biomasa producida durante la Síntesis Celular.....	54
5.3.1.2	Biomasa durante la Respiración Endógena.....	55
5.3.1.3	Edad de Lodo, θ_c	56
5.3.2	Balace de Masa de Sustrato en el Sistema.....	58
5.3.2.1	Tasa Específica de Utilización de Sustrato, U.....	58
5.3.2.2	La Ecuación de Michaelis-Menten.....	59
5.3.3	Consumo de Oxígeno.....	67
5.3.4	Relación entre los parámetros "b" y "kd"	69
6.	DETERMINACIÓN DE CONSTANTES CINÉTICAS A PARTIR DE UN REACTOR DE FLUJO CONTINUO.....	71
6.1	Estudios de Tratabilidad Biológica	72
6.2	Desarrollo Experimental	72

6.3 Descripción del Sistema Utilizado.....	72
6.3.1 Reactor.....	73
6.3.2 Aeración.....	73
6.3.3 Dosificación del Sustrato.....	77
6.3.4 Especificación de Equipos y Accesorios.....	82
6.4 Sustrato.....	84
6.5 Inóculo.....	88
6.6 Metodología.....	88
6.6.1 Antes de la Puesta en Marcha.....	88
6.6.2 Puesta en marcha del sistema.....	90
6.6.3 Período de Aclimatación (Estabilización del Reactor).....	90
6.6.4 Período de Régimen Continuo.....	91
6.6.5 Control y Mantenimiento.....	93
6.6.6 Análisis de Laboratorio.....	94
6.7 Cuidados a tener presente en las pruebas de tratabilidad.....	97
6.8 Análisis Matemático para la Determinación de las Constantes Cinéticas.....	101
6.8.1 Cálculo de la Constante de Velocidad de Consumo de Sustrato, k_d	101
6.8.2 Cálculo de los Parámetros de utilización de oxígeno "a" y "b".....	102
6.8.3 Cálculo de los Parámetros Correspondientes a la Producción Neta de Biomasa, "Y" y " k_d ".....	102
6.9 Resultados.....	103
7. DISCUSION DE RESULTADOS.....	121
8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	125
8.1 Conclusiones.....	125
8.2 Recomendaciones.....	125
9. BIBLIOGRAFIA.....	128
10. ANEXOS.....	131
10.1 Determinación de SSVLM Correspondiente a Cada Celda a Utilizarse Durante las Pruebas.....	131
10.2 Parámetros obtenidos durante toda la etapa experimental.....	132
10.3 Ejemplo explicativo del significado de las Constantes Cinéticas Y, k_d , a' y b' en los Procesos Metabólicos en un Ambiente Aerobio	134
10.4 Lista de Símbolos.....	135
10.5 Fotos de diversas partes del Sistema Utilizado en las pruebas experimentales.....	137

INDICE DE CUADROS

CUADRO N° 3.1	Clasificación de los Métodos de Tratamiento.....	13
CUADRO N° 3.2	Principales Procesos de Tratamiento Biológico.....	18
CUADRO N° 4.1	Parámetros Aplicables a los Procesos de Lodos Activados Convencional y de Aeración Extendida.....	41
CUADRO N° 4.2	Comparación entre los Procesos Convencional y de Aeración Extendida.....	42
CUADRO N° 4.3	Volumen del tanque de aeración (m ³) por kg. de DBO eliminada por día.....	45
CUADRO N° 6.1	Equipos y Accesorios para la Dosificación de Sustrato.	70
CUADRO N° 6.2	Equipos y Accesorios para la Inyección de Aire.....	82
CUADRO N° 6.3	Materiales para construir las Cámaras de Aeración y Decantación.....	83
CUADRO N° 6.4	Comparación entre la Composiciones de Sustratos.....	83
CUADRO N° 6.5	Sustratos con Concentraciones de DBO a Regular.....	85
CUADRO N° 6.6	Segundo Substrato utilizado en la Prueba Experimental	86
CUADRO N° 6.7	Cronograma de Análisis para la determinación de las Constantes Cinéticas.....	88
CUADRO N° 6.8	Observaciones durante el experimento.....	93
CUADRO N° 6.9	Producción de Lodo (ΔX).....	106
CUADRO N° 6.10	Demanda Bioquímica de Oxígeno soluble(DBO _{5 soluble})	107
CUADRO N° 6.11	Índice Volumétrico de Lodos (IVL).....	107
CUADRO N° 6.12	Sólidos Suspendidos Totales del Licor Mezclado (SSTLM).....	108
CUADRO N° 6.13	Sólidos Suspendidos Volátiles del Licor Mezclado (SSVLM).....	108
CUADRO N° 6.14	Velocidad de Utilización de Oxígeno (VUO).....	108
CUADRO N° 6.15	Resultados Promedios de los Análisis para el Calculo de las Constantes Cinéticas.....	115
CUADRO N° 6.16	Cinética del Consumo de Sustrato.....	117
CUADRO N° 6.17	Parámetros de Utilización de Oxígeno.....	117
CUADRO N° 6.18	Parámetros de Producción de Biomasa.....	117
CUADRO N° 10.1	Determinación de Valores aproximados de SSVLM en cada reactor.....	131
CUADRO N° 10.2	Ajuste de los valores obtenidos en el cuadro 10.1 a los valores experimentales.....	131

INDICE DE FIGURAS

FIGURA N° 3.1	Niveles de Tratamiento de Aguas Residuales.....	16
FIGURA N° 4.1	Esquema y Simbología del Proceso de Lodos Activados	22
FIGURA N° 4.2	Representación Esquemática de un flóculo de Lodo Activado.....	24
FIGURA N° 4.3	Elementos de una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales.....	29
FIGURA N° 4.4	Variantes del Proceso de Lodos Activados desde el Punto de Vista del Tamaño Relativo de la Unidad de Aeración.....	33
FIGURA N° 4.5	Procesos de Lodos Activados a Mezcla Completa.....	35
FIGURA N° 4.6	Procesos de Lodos Activados con Flujo Pistón.....	36
FIGURA N° 4.7	Esquema del Proceso de Aeración Prolongada en Reactor de Flujo Orbital (Zanjas de Oxidación).....	38
FIGURA N° 4.8	Esquemas Patentados de Lodos Activados.....	39
FIGURA N° 4.9	Decantabilidad de Lodo Activado.....	47
FIGURA N° 5.1	Curva de Crecimiento de Microorganismos durante la Estabilización de un Sistema Discontinuo.....	50
FIGURA N° 5.2	Representación Esquemática de los Procesos Metabólicos en un Ambiente Aerobio.....	51
FIGURA N° 5.3	Curvas típicas de la concentración de sustrato soluble y de los SSVLM en un reactor discontinuo.....	53
FIGURA N° 5.4	Representación de U en función de S_e	64
FIGURA N° 6.1	Reactor Utilizado en las Pruebas Experimentales.....	74
FIGURA N° 6.2	Corte A-A' de las Celdas.....	75
FIGURA N° 6.3	Vista en Planta de las Celdas.....	76
FIGURA N° 6.4	Arreglo de los Difusores Utilizados en el Experimento..	77
FIGURA N° 6.5	Sistema de Rebose utilizado en el dosificador MODELO N°1.....	79
FIGURA N° 6.6	Dosificador - MODELO N°1.....	80
FIGURA N° 6.7	Dosificador - MODELO N°2.....	81
FIGURA N° 6.8	Determinación de la constante k	101
FIGURA N° 6.9	Determinación de las constantes a y b.....	102
FIGURA N° 6.10	Determinación de las constantes Y y k_d	103
FIGURA N° 6.11	Variación de O_2 durante todo el experimento.....	104
FIGURA N° 6.12	Variación de la Temperatura durante todo el experimento.....	104
FIGURA N° 6.13	Variación de pH durante todo el experimento.....	104
FIGURA N° 6.14	Variación de V30 durante todo el experimento.....	104
FIGURA N° 6.15	Variación de O_2 durante el estado estacionario.....	105
FIGURA N° 6.16	Variación de la Temperatura durante el estado estacionario.....	105
FIGURA N° 6.17	Variación de pH durante el estado estacionario.....	105
FIGURA N° 6.18	Variación de V30 durante el estado estacionario.....	105

FIGURA Nº 6.19	Determinacion de la VUO Celda Nº1 - 24/06/03.....	109
FIGURA Nº 6.20	Determinacion de la VUO Celda Nº1 - 26/06/03.....	109
FIGURA Nº 6.21	Determinacion de la VUO Celda Nº1 - 30/06/03.....	109
FIGURA Nº 6.22	Determinacion de la VUO Celda Nº2 - 24/06/03.....	110
FIGURA Nº 6.23	Determinacion de la VUO Celda Nº2 - 26/06/03.....	110
FIGURA Nº 6.24	Determinacion de la VUO Celda Nº2 - 30/06/03.....	110
FIGURA Nº 6.25	Determinacion de la VUO Celda Nº3 - 24/06/03.....	111
FIGURA Nº 6.26	Determinacion de la VUO Celda Nº3 - 26/06/03.....	111
FIGURA Nº 6.27	Determinacion de la VUO Celda Nº3 - 30/06/03.....	111
FIGURA Nº 6.28	Determinacion de la VUO Celda Nº4 - 24/06/03.....	112
FIGURA Nº 6.29	Determinacion de la VUO Celda Nº4 - 26/06/03.....	112
FIGURA Nº 6.30	Determinacion de la VUO Celda Nº4 - 30/06/03.....	112
FIGURA Nº 6.31	Determinacion de la VUO Celda Nº5 - 24/06/03.....	113
FIGURA Nº 6.32	Determinacion de la VUO Celda Nº5 - 26/06/03.....	113
FIGURA Nº 6.33	Determinacion de la VUO Celda Nº5 - 30/06/03.....	113
FIGURA Nº 6.34	Determinacion de la VUO Celda Nº6 - 24/06/03.....	114
FIGURA Nº 6.35	Determinacion de la VUO Celda Nº6 - 26/06/03.....	114
FIGURA Nº 6.36	Determinacion de la VUO Celda Nº6 - 30/06/03.....	114
FIGURA Nº 6.37	Representación de SSVLM vs. θ con datos experimentales y extraídos de tablas.....	116
FIGURA Nº 6.38	Representación de A/M vs. θ con datos experimentales y extraídos de tablas.....	116
FIGURA Nº 6.39	Representación de Carga Volumétrica vs. θ con datos experimentales y extraídos de tablas.....	116
FIGURA Nº 6.40	Representación del IVL en función de A/M.....	118
FIGURA Nº 6.41	Determinación Gráfica de k con los valores experimentales.....	118
FIGURA Nº 6.42	Determinación Gráfica de a' y b' con los valores experimentales.....	119
FIGURA Nº 6.43	Determinación Gráfica de Y y k_d con los valores experimentales.....	119
FIGURA Nº 10.1	Motor para la agitación de Sustrato.....	137
FIGURA Nº 10.2	Vista del Interior del Tanque de Sustrato.....	137
FIGURA Nº 10.3	Bidones con conectores para el Depósito de Sustrato.....	137
FIGURA Nº 10.4	Compresor de Aire.....	138
FIGURA Nº 10.5	Bomba Peristáltica.....	138
FIGURA Nº 10.6	Equipo Multímetro portatil WTW/Multi 340i (pHmetro, conductímetro, oxímetro).....	138
FIGURA Nº 10.7	Cooler utilizado para el análisis de la DBO ₅	139
FIGURA Nº 10.8	Monitoro de los parámetros pH, Temperatura y O ₂	139
FIGURA Nº 10.9	Cámaras de Aeración y Decantación correspondiente a una Celda.....	139

1. INTRODUCCION

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales son por esencia, los métodos fundamentales para controlar la contaminación del agua. A través de ellos se mejora la calidad del agua residual propiciando la posibilidad de su aprovechamiento, la protección ecológica de los cuerpos receptores y la salud pública. El volumen de agua residual generado en las áreas urbanas del país alcanza los 30 m³/s y sólo se tratan 4.3 m³/s lo cual representa el 14 %, en consecuencia el 86% es aprovechado en agricultura o vertido sin ningún tratamiento a los ríos, lagos, quebradas y mar (14). El presente trabajo pretende difundir información experimental obtenida a nivel de pruebas de laboratorio relacionada al tratamiento de aguas residuales mediante el método de Lodos Activados y así proponer esta tecnología dentro de las alternativas a considerar para el tratamiento de una parte de las aguas residuales que no están siendo tratadas actualmente.

En el ítem 3 se hace una breve descripción de los diferentes tipos de tratamientos de aguas residuales incluyendo el proceso de lodos activados.

En el ítem 4 se explica el fundamento del proceso de lodos activados, las variables que intervienen en el proceso así como las diferentes variaciones, analizando con más detalle los sistemas Convencionales y de Aeración Prolongada, que son los más comunes.

En el ítem 5 se describe el mecanismo de crecimiento bacteriano y oxidación biológica que gobiernan el proceso de lodos activados y cuya representación matemática contiene constantes cinéticas que son necesarias para el adecuado diseño de un reactor de Lodos Activados.

En el ítem 6 se detalla la metodología seguida en las pruebas de tratabilidad, así como el procedimiento experimental para la determinación de las constantes cinéticas

Finalmente en el ítem 7 se analiza y discute los datos obtenidos.

2. OBJETIVOS:

2.1 Objetivo General:

Determinar experimentalmente las constantes cinéticas de crecimiento biológico utilizando reactores a escala de laboratorio para el diseño del proceso de lodos activados en cualquiera de sus variantes.

2.2 Objetivos Específicos:

2.2.1 Diseñar y construir un modelo de reactor de tratamiento de aguas residuales a escala de laboratorio.

2.2.2 Poner en marcha y operar el reactor de lodos activados.

2.2.3 Determinar experimentalmente los parámetros necesarios para el cálculo de las constantes cinéticas usando un sustrato sintético.

3. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

El tratamiento de las aguas esta compuesto por un conjunto de operaciones físicas y de procesos biológicos y químicos que remueven el material suspendido, coloidal y disuelto de dichos efluentes, así como los organismos patógenos (19).

- **Operaciones Físicas Unitarias**

Son los métodos de tratamiento en los cuales predomina la aplicación de propiedades físicas como la sedimentación, flotación, cernido etc.

- **Procesos Químicos Unitarios**

Son los métodos de tratamiento en los cuales la eliminación o conversión de los contaminantes es provocada por la adición de productos químicos o por otras reacciones químicas.

- **Procesos Biológicos Unitarios**

Son los métodos de tratamiento en los cuales se consigue la eliminación de compuestos orgánicos biodegradables mediante la actividad biológica.

Los principales procesos y operaciones se muestran en el cuadro 3.1.

Cuadro 3.1 Clasificación de los Métodos de Tratamiento

OPERACIONES UNITARIAS	
Físicas	Sedimentación, flotación, filtración, tamizado, mezcla y transferencia de gases.
PROCESOS UNITARIOS	
Químicos	Desinfección, precipitación química.
Biológicos	Remoción de constituyentes orgánicos biodegradables (que se transforman en gases y tejido celular biológico) y de nutrientes (Nitrógeno y Fósforo).

Fuente: Crites & Tchnobanoglous (2000)

3.1 Tipos de Tratamiento

Actualmente, las operaciones y procesos unitarios se agrupan entre sí para conformar los llamados tratamientos preliminar, primario, secundario y terciario o avanzado.

3.1.1 Tratamiento Preliminar o Pre-tratamiento

El pre-tratamiento tiene por finalidad remover del agua residual los constituyentes gruesos que pueden causar dificultades de operación y mantenimiento en los procesos posteriores o que en algunos casos, son incompatibles de ser tratados conjuntamente con los demás componentes del agua residual, tales como arenas, gravillas, palos, etc.

3.1.2 Tratamiento Primario

El tratamiento primario permite la remoción parcial de los sólidos sedimentables y por ende de materia orgánica y organismos patógenos, con ayuda de sedimentadores u otros medios (no incluye la materia coloidal y disuelta), dejando el agua residual predispuesta para el tratamiento secundario. La eficiencia remocional de la carga orgánica es de 30% y de SST (Sólidos Suspendidos Totales) de 60% en promedio.

3.1.3 Tratamiento Secundario

El tratamiento secundario se usa principalmente para remover los sólidos suspendidos (SST) y la materia orgánica biodegradable expresada como Demanda Bioquímica de Oxígeno soluble (DBO)₅. En este tratamiento se utilizan los procesos biológicos y se alcanza una remoción de materia orgánica de hasta 90-95%.

3.1.4 Tratamiento Terciario o Avanzado .

El tratamiento terciario y avanzado esta dirigido a la remoción de nutrientes para prevenir la eutrofización de las fuentes receptoras o para mejorar la calidad de un efluente para su reuso (17). Puede implicar la remoción de algunos componentes del agua residual tales como:

- Sólidos en suspensión (clarificación química, filtración, etc.)
- Complejos orgánicos disueltos (adsorción, oxidación química, etc.)
- Compuestos inorgánicos disueltos (destilación, electrodiálisis, intercambio iónico, ósmosis inversa, precipitación química, etc.)
- Nutrientes (nitrificación-desnitrificación, desgasificación del amoníaco, remoción de fósforo, precipitación química, asimilación, etc.) (23).

Los tipos de tratamiento se muestran en la figura 3.1

3.2 Tratamiento Biológico

Por medio de la actividad microbiana la materia orgánica soluble flocula y forma películas biológicas o simplemente cultivos de microorganismos que descomponen la materia orgánica biodegradable. Mediante reacciones, catabólicas (transformación química de materia orgánica en productos menos complejos) y anabólicas (síntesis de nueva masa celular), los compuestos orgánicos se oxidan o mineralizan y se produce nueva biomasa. La actividad biológica puede actuar oxidando la materia orgánica mediante procesos Aerobios, Anaerobios y Anóxicos los cuales se muestran en el cuadro 3.2.

3.2.1 Proceso Aerobio

Son los procesos de tratamiento biológico en los que la estabilización de la materia orgánica se realiza en presencia de oxígeno formando subproductos tales como dióxido de carbono, agua, nitrógeno amoniacal o nitratos, ortofosfatos y sulfatos. Aquellas bacterias que pueden sobrevivir únicamente en presencia de oxígeno disuelto se conocen como aerobias obligadas (restringidas a una condición específica de vida).

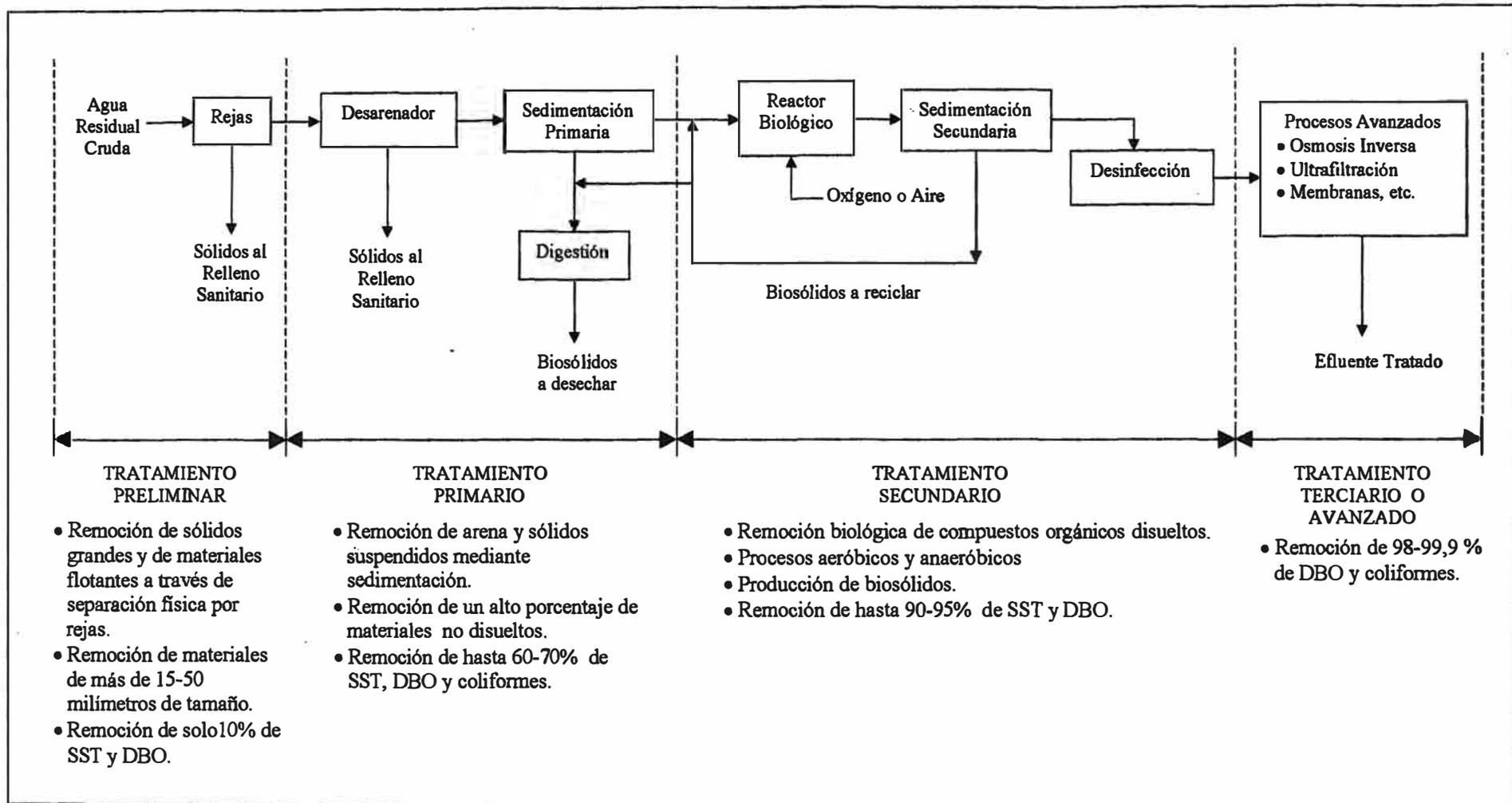


Fig. 3.1 Niveles de Tratamiento de Aguas Residuales

3.2.2 Proceso Anaerobio

Son los procesos de tratamiento biológico en los que la estabilización de la materia orgánica se realiza en ausencia de oxígeno. Los productos finales de la degradación anaerobia son gases principalmente metano, dióxido de carbono, y pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno, mercaptanos (RSH) e hidrógeno. Las bacterias que pueden sobrevivir solamente en ausencia de oxígeno disuelto se conocen como anaerobias obligadas.

3.2.3 Proceso Anóxico

Son los procesos de tratamiento biológico en los que la masa microbiana es sometida temporalmente a medios exentos de oxígeno, en estas condiciones existen microorganismos facultativos (microorganismos indiferentes a la presencia de oxígeno disuelto), capaces extraer el oxígeno de otros compuestos (como el nitrato NO_3^-) para degradar la materia orgánica.

Un ejemplo de este tratamiento es el proceso conocido como Desnitrificación, que consiste en la eliminación del nitrógeno en forma de nitrato por conversión a nitrógeno en estado gaseoso y se realiza biológicamente en condiciones anóxicas (sin oxígeno). Sin embargo, las principales reacciones bioquímicas que tienen lugar no son anaerobias, sino más bien una modificación de las aerobias.

3.3 Objetivos del Tratamiento

En la concepción, planeamiento y diseño de los sistemas de tratamiento se puede considerar una gama diversa de objetivos, teniendo siempre en cuenta la disponibilidad de recursos económicos, técnicos y sociales, así como la consideración de criterios ambientales. Básicamente, para desarrollar un sistema de tratamiento se debe considerar como objetivos principales la remoción de la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), de

los sólidos suspendidos (SST) y de los organismos patógenos, este último resulta de carácter primordial para los países en vías de desarrollo como el Perú.

La complejidad de un sistema de tratamiento de aguas residuales es, en síntesis, función de los objetivos o lineamientos previstos con anterioridad y de las características propias de cada lugar (17).

Cuadro 3.2 Principales Procesos de Tratamiento Biológico

TIPO	NOMBRE COMUN	USOS
Procesos Aerobios		
Crecimiento en Suspensión	Procesos de Lodos Activados	Remoción de la DBO carbonácea
	Lagunas Aireadas	Remoción de la DBO carbonácea
	Digestión Aerobia	Estabilización, Remoción de la DBO carbonácea
Película Bacterial Adherida	Filtros Percoladores	Remoción de la DBO carbonácea
	Sistemas Biológicos de Contacto Rotatorios	Remoción de la DBO carbonácea
	Reactor de Lecho Empacado	Remoción de la DBO carbonácea
Lagunas Aerobias	Lagunas Aerobias	Remoción de la DBO carbonácea
Lagunas de Maduración (terciarias)	Lagunas de Maduración (terciarias)	Remoción de la DBO carbonácea
Lagunas Facultativas	Lagunas Facultativas	Remoción de la DBO carbonácea
Procesos Anóxicos		
Crecimiento en suspensión	Desnitrificación por crecimiento en suspensión	Desnitrificación
Película Bacterial Adherida	Desnitrificación por Película Fija	Desnitrificación
Procesos Anaerobios		
Crecimiento en suspensión	Procesos de Contacto Anaerobio	Remoción de la DBO carbonácea
	Digestión Anaerobia	Estabilización, Remoción de la DBO carbonácea
Película Bacterial Adherida	Lecho Anaerobio Fijo	Remoción de la DBO carbonácea, estabilización de desechos

Fuente: Crites & Tchnobanoglous (2000)

4. LODOS ACTIVADOS

4.1 Evolución Histórica:

A fines del siglo 19 e inicios del siglo 20, el tratamiento biológico de aguas residuales estaba iniciando sus bases científicas, los resultados de los experimentos no eran muy prometedores y las investigaciones se desarrollaban en torno a procesos de filtración.

En Estados Unidos, los principales trabajos eran conducidos en la Estación Experimental de Lawrence en el estado de Massachusset, con estos trabajos se intentaba conseguir la aeración de filtros percoladores. En Europa, la mayoría de las investigaciones se desarrollaban en Inglaterra, donde se conocía que la presencia de oxígeno aceleraba la remoción de materia orgánica presente en las aguas residuales.

A fines del siglo 19, los procesos de tratamiento biológico estaban limitados al uso de filtros intermitentes, filtros biológicos, lechos percoladores y tanques sépticos. Los tanques sépticos habían perdido en parte su popularidad debido a una restricción de patentes en 1896, pero posteriormente fueron sustituidos por nuevos procesos anaerobios incluyendo los tanques Travis e Imhoff. En esa época, los procesos fisicoquímicos eran los más populares incluyendo la sedimentación, el tratamiento químico y la dilución. Sin embargo, ninguno de estos procesos ofrecía un efluente de alta calidad, al contrario las condiciones estéticas y la calidad de los efluentes dejaban mucho que desear.

En este contexto, la noticia de un nuevo proceso llamado "Lodos Activados", capaz de producir un efluente claro, limpio, sin olor y de alta calidad, fue recibida con gran esperanza.

Los trabajos pioneros pertenecían al Dr. Angres Smith en Inglaterra (1882), al Dr. Gilbert John Fowler en Manchester, Inglaterra (1897) y los experimentos norteamericanos de Clark y Gauge en la Estación Experimental de Lawrence (1912).

Fue a partir de la visita que hizo Fowler a la Estación Experimental de Lawrence en 1912, que el investigador inglés decidió usar biomasa suspendida en sus experimentos. En 1913, Fowler y Mumford publicaron resultados favorables obtenidos al realizar pruebas en un tanque de aeración con biomasa suspendida, usando un decantador e inoculación continua, pero aun sin considerar la recirculación de lodo.

En una presentación técnica en 1914, los discípulos de Fowler, Ander y Lockett defendieron el principio de que el "humus" (lodo biológico) debería ser recirculado en lugar de ser descartado como usualmente se procedía. Esta era una gran innovación que modificaría los conceptos hasta entonces aplicados. Para tener idea de lo innovador que era el proceso con respecto a la filtración biológica, el trabajo de Ander y Lockett se titulaba *"Oxidation of Sewage without Filters"* (Oxidación de Aguas Residuales sin Filtros).

Gracias a este trabajo se conoció que la recirculación de lodo producía una aceleración notable en el proceso de remoción de materia orgánica y un crecimiento adicional de lodo, por esta razón el lodo biológico fue llamado "Lodo Activado".

Aun 1914 y después en 1915 estos dos investigadores presentaron otros trabajos en operación continua, discutiendo aspectos tan actuales como el nivel de aeración, el impacto de los desechos industriales y la aclimatación de la biomasa. Casi al mismo tiempo, en la misma reunión en la que Ander y Lockett presentaban su segundo trabajo (1914), Melling comunicó que estaba aplicando con éxito el proceso de Lodos Activados para el tratamiento de 300 m³/d de aguas residuales en una estación de tratamiento en Salford, Inglaterra. En los siguientes diez años, una serie de unidades de tratamiento entraron en operación tanto en Inglaterra como en Estados Unidos y posteriormente en todo el mundo. Actualmente este es el método común de tratamiento de aguas residuales en los países industrializados(15).

4.2 Descripción del Proceso de Lodos Activados

El Proceso de lodos activados es una técnica de tratamiento en la cual el agua residual cruda y el lodo biológico (microorganismos) son mezclados y aerados en un tanque comúnmente llamado tanque de aeración o reactor. A medida que los microorganismos aumentan en número se agrupan formando flóculos y produciendo una masa activa de microorganismos lo que se conoce como lodo biológico. A fin de mantener el lodo biológico en suspensión y bajo condiciones aerobias, se introduce aire al tanque de aeración ya sea mediante difusores que se colocan en el fondo del tanque o por aereadores mecánicos superficiales, de esta forma los microorganismos remueven la materia orgánica con mayor rapidez. La mezcla del lodo biológico y el agua residual en el tanque de aeración es llamada "licor mezclado o licor mixto". El licor mezclado fluye del tanque de aeración al sedimentador secundario (también conocido como clarificador o decantador secundario) donde el lodo biológico sedimenta. La mayor parte del lodo sedimentado es retornado al tanque de aeración con la finalidad de inocular organismos al medio, acelerar el trabajo de estabilización de materia orgánica y mantener una cantidad constante de sólidos suspendidos volátiles (microorganismos) en el reactor. El lodo recirculado es completamente mezclado con el agua residual cruda, de esta forma la nueva carga orgánica afluyente al reactor sirve de alimento a los microorganismos, dando lugar a su reproducción.

Debido a que el lodo que se produce en el proceso es mayor que el requerido, se debe desechar periódicamente una determinada cantidad al sistema de manejo de lodos para su tratamiento y posterior disposición (2).

El esquema del Proceso de Lodos Activados se muestra en la fig.4.1.

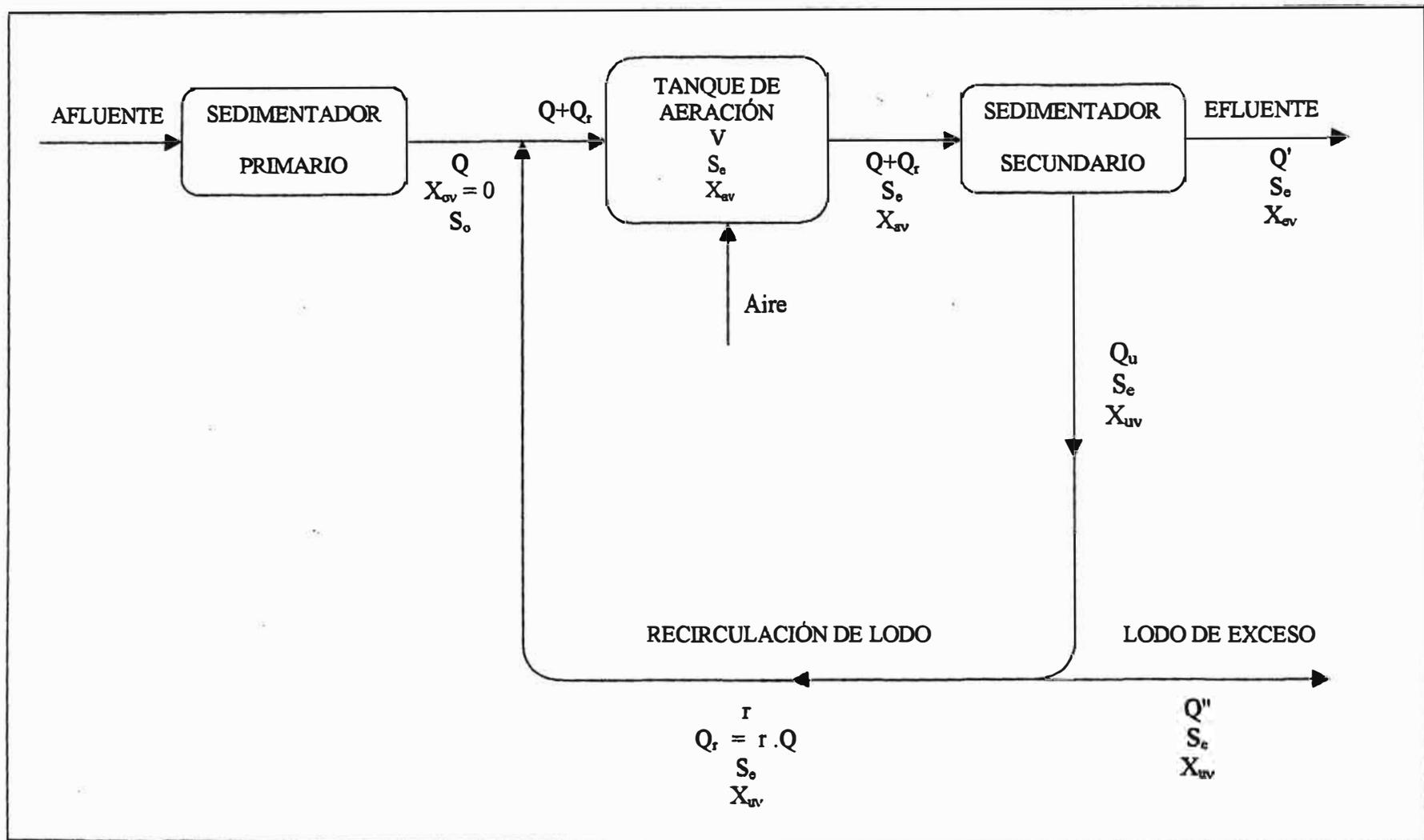


Fig. 4.1 Esquema y Simbología del Proceso de Lodos Activados

Puesto que el proceso se desarrolla bajo condiciones aerobias, para la efectiva degradación de la materia orgánica es necesario tener lo siguiente:

- Una población adecuada de microorganismos activos
- Contacto adecuado entre los microorganismos y los residuos a ser degradados
- Disponibilidad de oxígeno
- Disponibilidad de nutrientes
- Otras condiciones ambientales favorables, tales como temperatura, pH, tiempo de contacto etc. (15)

4.3 Composición del Lodo Biológico

El lodo biológico está constituido por fragmentos orgánicos no digeridos, una fracción inorgánica (como por ejemplo granos de arena presentes en el agua residual), células muertas y principalmente una gran variedad de bacterias de los géneros: *Pseudomonas*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Citromonas*, *Zooglea*, además de varias bacterias filamentosas tales como: *Nocardia sp*, *Sphaerotilus natans*, *Beggiatoa*, *Microthrix*, *Thiothrix*, etc.

La estructura del lodo esta subdividida en dos niveles: macroestructura y microestructura. La macroestructura esta formada por bacterias filamentosas, siendo consideradas como el esqueleto de los flóculos. La microestructura es la base del flóculo formada por una matriz gelatinosa, que permite la aglutinación de las bacterias, protozoarios y otros microorganismos responsables de la remoción de la materia orgánica. (5)

La fig.4.2 muestra la representación de un flóculo de Lodo Activado.

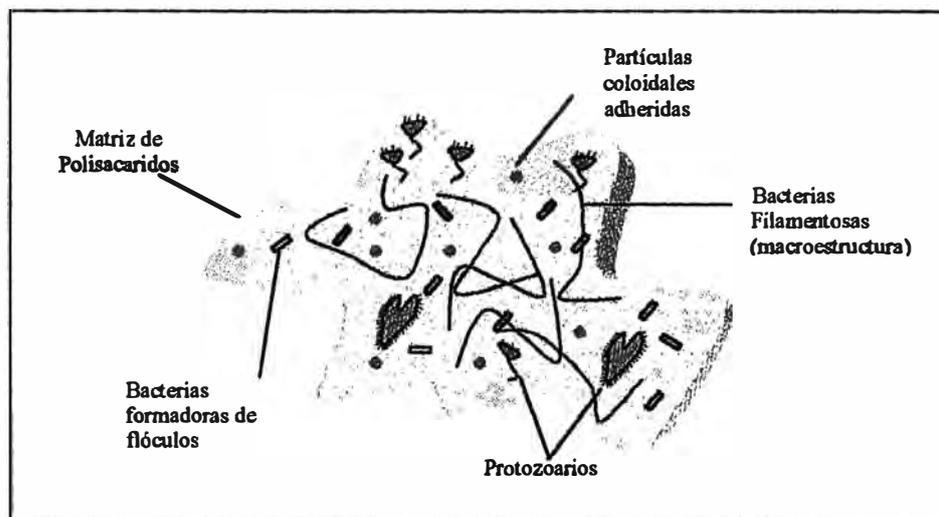


Fig. 4.2 Representación Esquemática de un flóculo de Lodo Activado

A pesar que las bacterias filamentosas tienen gran importancia en la estructura de los flóculos, su crecimiento debe ser limitado; cuando predominan no permiten la sedimentación del lodo en el sedimentador secundario, produciéndose un fenómeno conocido como entumecimiento filamentososo de lodo o "Bulking". Cuando existen en bajas cantidades, se observa también la mala sedimentación de lodo, debido a la formación de flóculos pequeños conocidos como "Pint-Point". (5)

4.4 Microorganismos en el proceso de Lodos Activados

En un sistema de Lodos Activados la población microbiana está formada generalmente por bacterias, algas, protozoarios y micrometazoarios. La respuesta de este sistema ante el medio ambiente es usualmente difícil de predecir ya que los organismos difieren en su sensibilidad a los nutrientes, a la composición de los residuos y otros factores a los que están expuestos tales como concentración de sales orgánicas, turbulencia, pH, temperatura y competencia con otros microorganismos.

4.4.1 Bacterias

Las bacterias son microorganismos unicelulares, se encuentran aislados o en cadenas, y tienen forma esférica, espiralada y bastoneada. Son responsables de la estabilización de la materia orgánica, utilizan el oxígeno como agente oxidante para la degradación de la materia orgánica. Pueden ser autótrofas (bacterias que utilizan CO_2 como única fuente de carbono) o heterótrofas (bacterias que requieren además del CO_2 otras fuentes orgánicas para su metabolismo).

Otro grupo de bacterias, también importante para el proceso, son las nitrificadoras, responsables del fenómeno de Nitrificación que consiste en la oxidación de los compuestos de amonio en nitratos mediante dos etapas.

4.4.2 Hongos

Los hongos no son muy frecuentes en lodos activados, normalmente son observados en los lodos con bajo pH y en medios carentes de nutrientes; principalmente nitrógeno y fósforo. Existen también los hongos filamentosos que en exceso causan entumecimiento filamentosos de lodo.

4.4.3 Algas

Aunque el proceso no presenta un ambiente propicio para el crecimiento de algas; debido a la ausencia de luz producida por la turbulencia del medio, algunas algas pueden ser observadas. Su presencia como indicador biológico del grado de eficiencia del proceso no es considerada.

4.4.4 Protozoarios

Los protozoarios son animales unicelulares acuáticos y microscópicos, muchos son de vida libre mientras que otros forman colonias. Se

alimentan de bacterias, de otros protozoarios menores y de sustancias disueltas. Se clasifican de acuerdo con las estructuras que poseen para movilizarse. En el proceso de lodos activados, se encuentran tres clases de protozoarios:

- Clase Mastigophora: Flagelados
- Clase Ciliophora: Ciliados
- Clase Sarcodina: Amebas

4.4.5 Micrometazoarios

Pertencen a este grupo el Filo Anélida y las clases Nemátoda y Rotífera:

4.4.5.1 Filo Anélida

Se caracterizan por presentar segmentos o anillos a lo largo del cuerpo. Existen tres clases, pero en los lodos activados solo se presenta la clase Oligoqueta del género *Aelosoma*. Se alimentan de materia orgánica muerta especialmente vegetales, utilizan también materia orgánica del lodo biológico como algas y otros microorganismos.

4.4.5.2 Clase Nemátoda

Son conocidos como nematodos, poseen un cuerpo delgado y alargado, con ambas extremidades gradualmente afiladas en la mayoría de las especies. Se desplazan mediante contracciones musculares a lo largo de las fibras musculares longitudinales de su cuerpo, haciendo movimientos ondulatorios. Muchos nematodos de vida libre son carnívoros, se alimentan de pequeños animales metazoarios entre estos otros nemátodos.

4.4.5.3 Clase Rotífera

La clase Rotífera o Rotatoria contiene los organismos de agua dulce conocidos como rotíferos. Su nombre deriva de la presencia de una corona ciliada que al vibrar, es similar a la rotación de una rueda.

Los rotíferos se desplazan arrastrándose sobre superficies como también nadando en medios acuosos. Para nadar, los rotíferos se impulsan mediante la vibración de sus cilios de la corona y para los movimientos restantes utiliza los pies. Son carnívoros se alimentan de protozoarios, otros pequeños animales y de pequeñas partículas orgánicas que son llevadas a la boca a través de la corriente de agua producida por el movimiento de los cilios coronarios. Los rotíferos y protozoarios no contribuyen directamente a la estabilización de materia orgánica pero ejercen una acción de refinamiento de los efluentes (los protozoarios consumen las bacterias dispersas que no han floculado y los rotíferos consumen cualquier partícula biológica pequeña que no haya sedimentado). (5)

4.5 Componentes de una Planta de Tratamiento

Una planta de tratamiento de aguas residuales municipales que incluye el proceso de Lodos Activados generalmente tiene las siguientes componentes:

4.5.1 Rejillas de gruesos

Artefacto generalmente de barras paralelas de separación uniforme (4 a 10cm) para remover sólidos flotantes de gran tamaño.

4.5.2 Rejilla de finos

Estructura de barras paralelas de separación uniforme (2 a 4cm) para remover sólidos flotantes y en suspensión, generalmente se emplea en el tratamiento preliminar.

4.5.3 Desarenador

Cámara diseñada para reducir la velocidad del agua residual y permitir la remoción de sólidos minerales (arena y otros) por sedimentación.

4.5.4 Trampa para grasas

Tanque cuya finalidad es la separación de las sustancias más ligeras

que tienden a flotar tal como aceite, grasa, jabón, pedazos de madera y corcho, residuos vegetales y pieles de fruta.

4.5.5 Medidor de flujo

Instrumento que mide el flujo de entrada del agua residual cruda.

4.5.6 Sedimentador primario

Tanque cuya finalidad es remover el material sedimentable presente en las aguas residuales crudas. Este proceso requiere el tratamiento posterior del lodo decantado.

4.5.7 Tanque de aeración

Cámara donde el agua residual es aerada juntamente con la biomasa producida a fin de remover la materia orgánica.

4.5.8 Sedimentador secundario

Tanque cuya finalidad es la de separar por decantación el lodo biológico del agua residual tratada.

4.5.9 Cloración (desinfección)

Aplicación de cloro o compuestos de cloro al agua residual tratada para la desinfección y en algunos casos para la oxidación química y el control de olores.

4.5.10 Espesado de Lodos

Tratamiento para remover líquido del lodo y reducir su volumen.

4.5.11 Digestión de lodos

Descomposición biológica de la materia orgánica del lodo que produce una mineralización, licuefacción y gasificación parcial.

4.5.12 Deshidratación de Lodos

Proceso de remoción del agua contenida en los lodos.

4.5.13 Disposición final

Disposición del efluente o del lodo tratado de una planta de tratamiento de aguas residuales.

Estos elementos se esquematizan en la fig.4.3

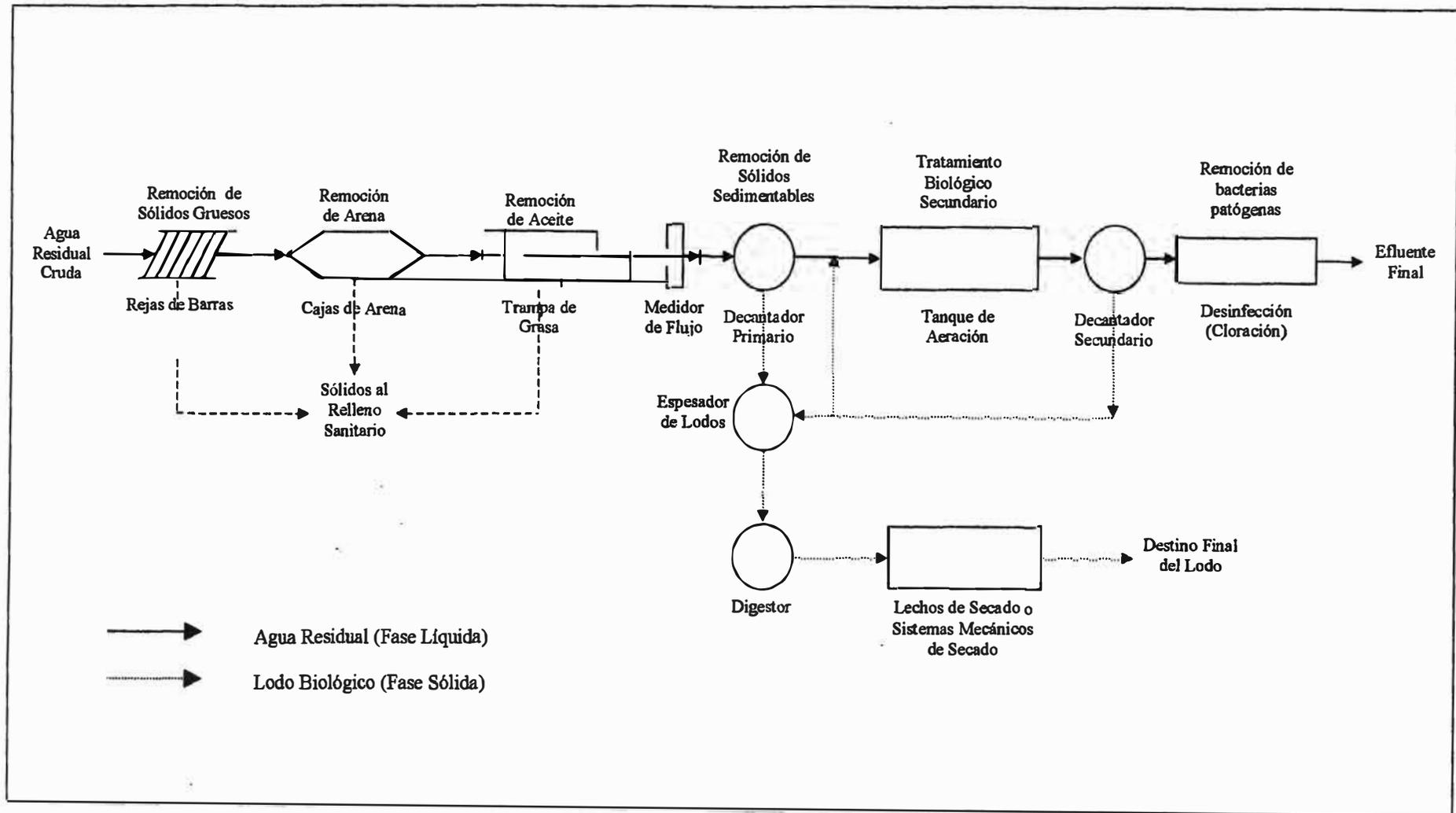


Fig. 4.3 Elementos de una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales

4.6 Variaciones del Proceso de Lodos Activados

Las modificaciones en el proceso convencional de lodos activados han sido desarrolladas para mejorar la operación bajo ciertas circunstancias como por ejemplo cuando las concentraciones de carga orgánica son mayores o menores a la del proceso Convencional.

Existe una gran cantidad de variantes del proceso de lodos activados. Estas han sido agrupadas en este trabajo desde varios puntos de vista.

4.6.1 Desde el Punto de Vista del Tamaño Relativo de la Unidad de Aeración, se encuentran cuatro variantes:

4.6.1.1 Proceso Convencional.

El proceso convencional de lodos activados está limitado a un periodo de aeración (basado en caudal crudo) de 4-8h. La relación de recirculación de lodo es en promedio el 25% del caudal afluente y el intervalo de valores para condiciones mínima y máxima de diseño es del 15 al 50%. Una capacidad instalada de retorno de lodo de por lo menos 50% es deseable por razones operativas, sobre todo en condiciones de puesta en operación inicial.

La carga orgánica de diseño para este proceso está en el orden de 0,48 0,64 Kg DBO/(m³.d). El factor de carga o relación de alimento a microorganismos (A/M) está entre 0,2-0,4 Kg DBO/(Kg SSVLM.d). El tiempo promedio de residencia celular (θ_c) es del orden de 5-15 días. Las remociones promedio de DBO son alrededor del 90% con un intervalo entre el 85 y el 95% dependiendo de una variedad de factores. La concepción convencional del proceso de lodos activados puede tener una serie de variedades, dentro de los mismos valores de parámetros indicados. Las siguientes variaciones estarían dentro de esta categoría:

- Aeración gradual (tapered aeration)
- Lodos activados a mezcla completa (este proceso admite un rango un poco más amplio de valores)

Lodos activados con flujo tipo pistón. En este caso la configuración del tanque de aeración es diseñado con una relación largo a ancho de 50/5.

4.6.1.2 Proceso de Alta Capacidad

Esta variante tiene una configuración semejante a la del proceso convencional, con la diferencia que utiliza un corto periodo de aeración (1-3h) y frecuentemente no se utiliza sedimentación primaria. Este proceso ha sido usualmente propuesto como una primera etapa de tratamiento seguida de una segunda etapa de nitrificación. Debido a su alto costo y bajo rendimiento no presenta características muy atractivas para países en desarrollo.

4.6.1.3 Proceso de Contacto-Estabilización

En este tipo de tratamiento, el agua residual afluyente es mezclada con lodo biológico y aerada brevemente (30-60 minutos) en el tanque de Contacto Inicial. Durante este periodo una fracción apreciable de materia orgánica (suspendida y disuelta) es absorbida por el lodo biológico. Luego, el lodo biológico es separado del efluente por gravedad en el sedimentador secundario y es recirculado a otro tanque de aeración más pequeño (tanque de estabilización), donde el lodo es aerado de 3 a 6 h tiempo en el cual la materia orgánica absorbida es degradada por los microorganismos. De esta forma el lodo biológico que abandona el tanque de estabilización lo hace en condiciones de "inanición" y dispuesto a absorber residuos orgánicos. Cabe mencionar que aunque el proceso de Contacto-Estabilización se muestra en dos tanques por separado, se puede emplear un solo tanque para las dos operaciones utilizando el final de este para la zona de contacto. Los parámetros más comúnmente usados en este proceso son: La edad del lodo (5-15días), el factor de carga (0,2-0,6 kgDBO/kgSSVLM.d), los dos últimos se relacionan con los tiempos de estabilización y contacto. El nivel de sólidos en el licor mezclado (1-3 kg SSTLM/m³) y en el

lodo reaerado (4-10 kg SSTLM/m³) y finalmente el porcentaje de recirculación de lodo (25-100%).

4.6.1.4 Proceso de Aeración Prolongada

El proceso de Aeración Prolongada algunas veces llamado también proceso de Aeración Extendida o proceso de Oxidación Total, es una variación del proceso de lodos activados y es usado en plantas medianas y pequeñas. El diagrama de flujo es esencialmente el mismo que en el sistema de mezcla completa, excepto que en estas plantas generalmente no hay tratamiento primario, a menos que se requiera una determinada condición en el efluente. El tiempo de retención hidráulica varía de 12-36 horas en lugar de 4-8 horas que se usa en el proceso convencional. Este período de aeración permite que se obtenga una alta eficiencia del proceso y una oxidación en la fase endógena, hasta que el lodo residual presente características de buena decantación, buena filtrabilidad y ningún olor. En la fase de respiración endógena la concentración de alimento disponible se halla en un mínimo por lo tanto los microorganismos se ven forzados a metabolizar su propio protoplasma sin reposición del mismo. También, durante esta fase puede presentarse el fenómeno llamado lisis, según el cual los nutrientes que quedan en las células muertas se difunden con objeto de proporcionar alimento a las células existentes. Consecuentemente la masa de lodo tiende a disminuir, mineralizándose, con una DBO residual bastante baja, lo que permite que el lodo sea parcialmente digerido dentro del tanque de aeración, para luego ser desaguado y dispuesto sin necesidad de una digestión complementaria (3).

Las características y tamaño de la unidad de aeración en cada uno de estos procesos se muestra en la fig. 4.4

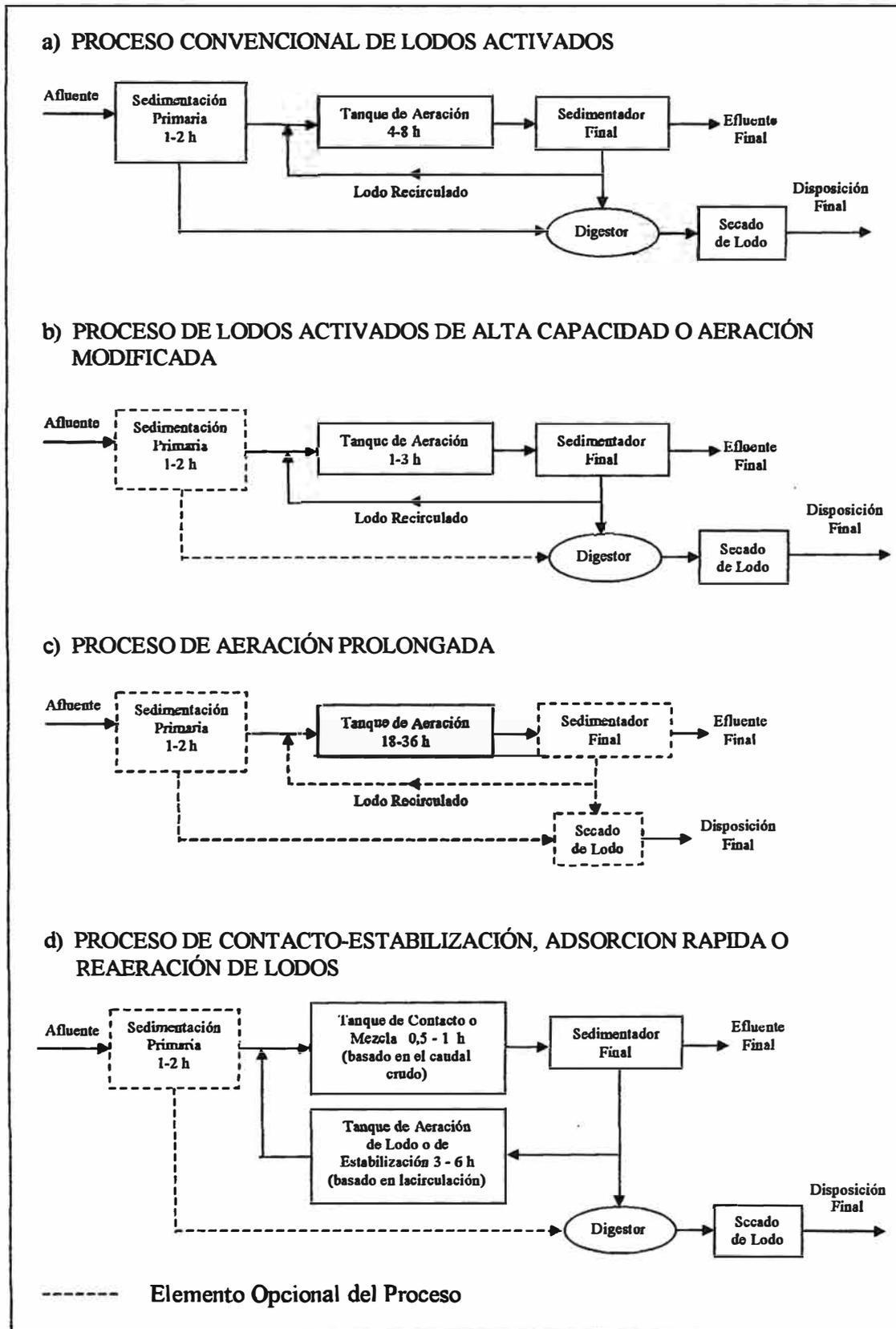


Fig. 4.4 Variantes del Proceso de Lodos Activados desde el Punto de Vista del Tamaño Relativo de la Unidad de Aeración

4.6.2 Desde el Punto de Vista del Modelo de Flujo en el tanque de Aeración los procesos se clasifican en dos grupos:

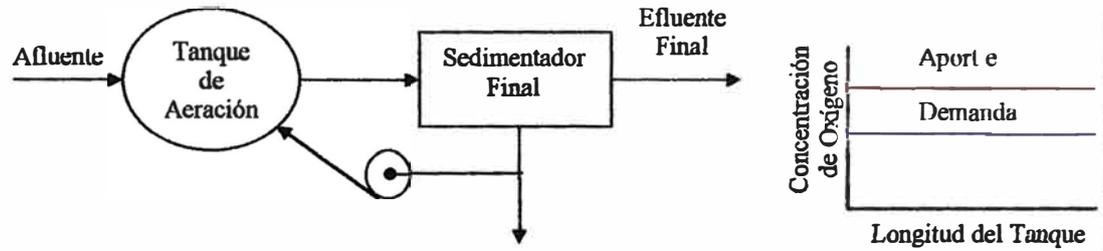
4.6.2.1 Procesos de Mezcla Completa

La figura 4.5 muestra tres ejemplos de los Procesos de Mezcla Completa. En esta modificación del proceso de lodos activados, la alimentación fresca y el lodo recirculado se combinan y se introducen en diversos puntos del tanque de aireación desde un canal central. El líquido aerado abandona el reactor por canales de efluente a ambos lados del tanque de aeración. El suministro y la demanda de oxígeno son uniformes a lo largo del tanque. Es importante mencionar que estos procesos son más insensibles a variaciones de carga orgánica y temperatura puesto que amortiguan el impacto de estas cargas debido a la mezcla instantánea, por lo tanto el abastecimiento y demanda de oxígeno se mantienen al mismo nivel a lo largo del tanque. Como indica la fig.4.5 hay varias configuraciones posibles del proceso. La mayoría de parámetros son similares a los del proceso convencional. La edad del lodo esta normalmente entre 5-15 días. El factor de carga entre 0,2 - 0,6 kgDBO/(kgSSTLM.d). La carga orgánica puede ser un poco mayor que la convencional (0,64-0,96kgDBO/m³.d). El tiempo de aeración de 3-5h. El nivel de sólidos suspendidos en el licor mezclado de 3-5 kgSSTLM/m³ y por ultimo el retorno de lodos entre 25-100% del caudal afluente.

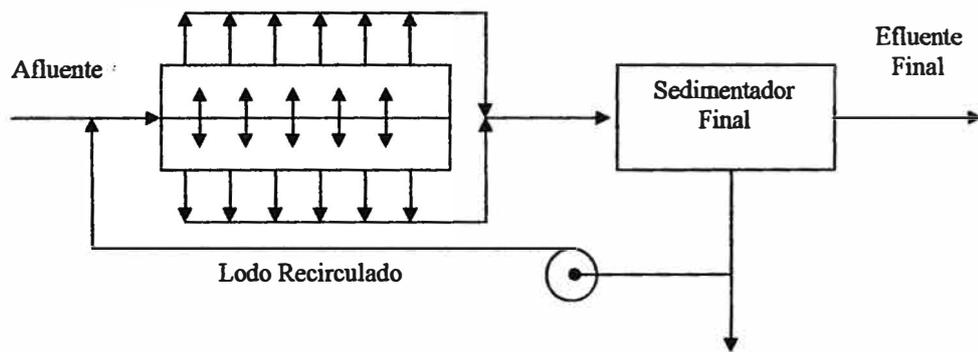
4.6.2.2 Procesos de Flujo a Pistón

Este tipo de flujo simula un tanque largo en donde un infinitésimo de volumen viaja a lo largo del mismo, de comienzo a fin. En estas condiciones, la demanda de oxígeno disminuye a lo largo del tanque de aeración, mientras que el suministro de oxígeno permanece constante. En el proceso convencional se mantiene un solo punto de entrada del afluente al comienzo del tanque (Ver fig.4.6a).

a) INSTALACIONES PEQUEÑAS (AERACIÓN EXTENDIDA)



b) INSTALACIONES GRANDES (CONVENCIONAL)



c) PROCESO CARROUSEL

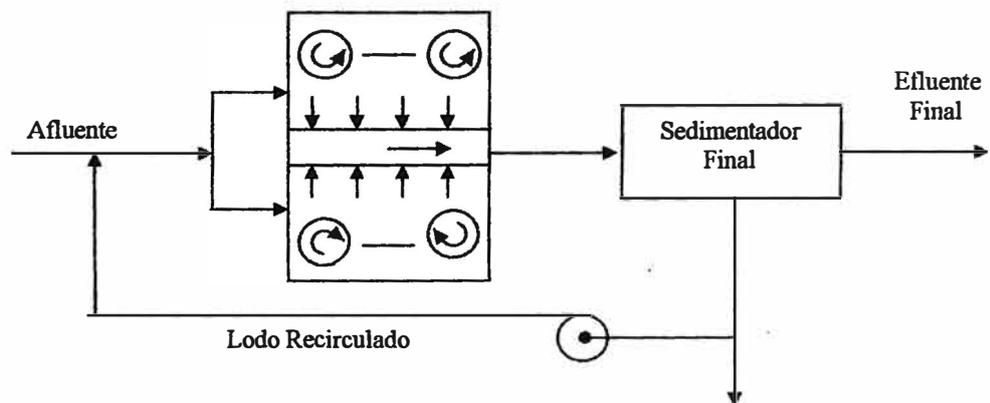


Fig. 4.5 Procesos de Lodos Activados a Mezcla Completa

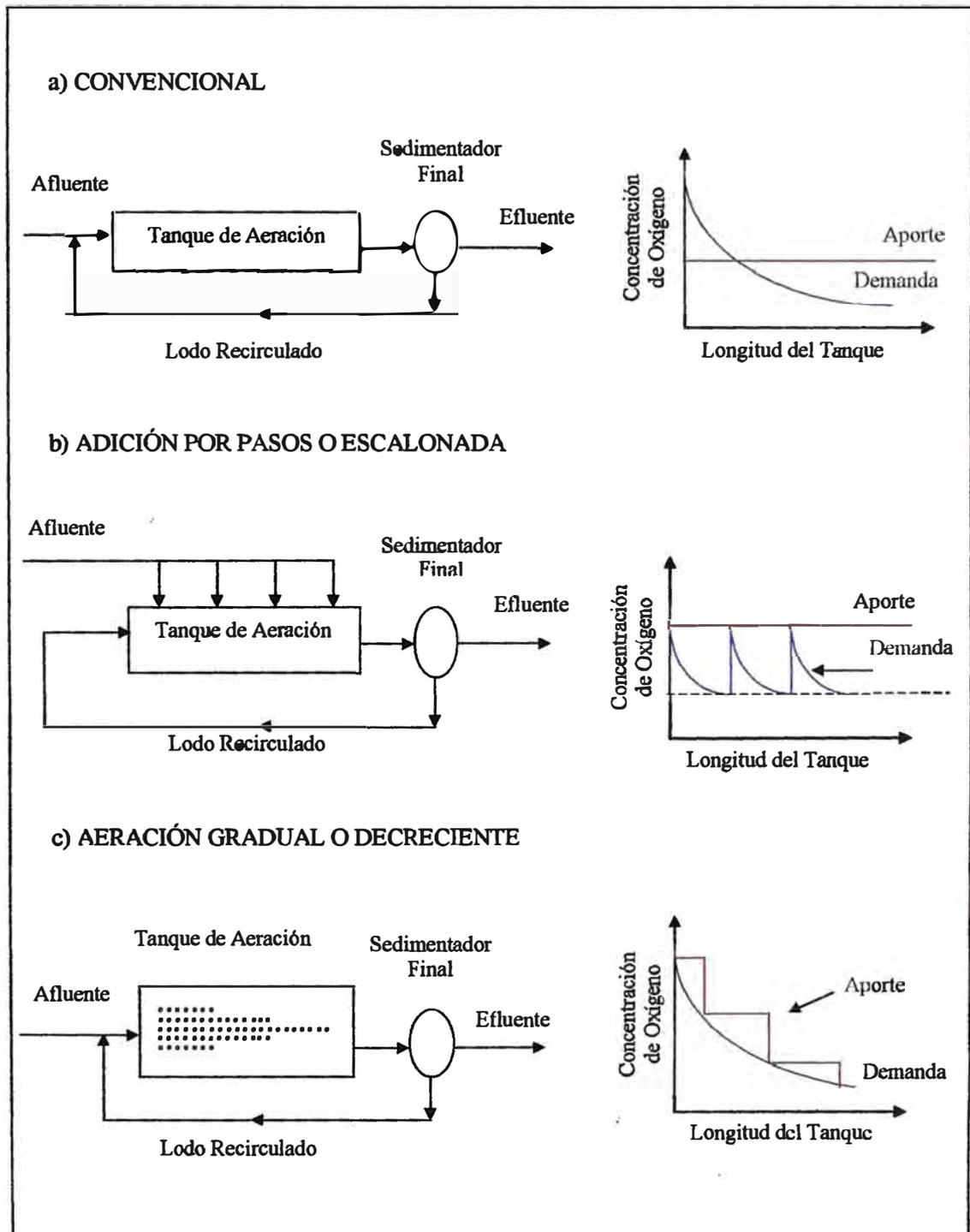


Fig. 4.6 Procesos de Lodos Activados con Flujo Pistón

El proceso de Flujo a Pistón también incluye las siguientes variantes:

4.6.2.2.1. Aeración Decreciente (Tapered aeration)

El tratamiento se realiza en tanques de aeración largos y angostos, puesto que la demanda de oxígeno es mucho mayor a la entrada, entonces mayor cantidad de aire es introducida a la entrada y disminuye gradualmente conforme el proceso avanza a lo largo del reactor siendo mínima a la salida del tanque. La cantidad total de aire es la misma que cualquier sistema de tratamiento, pero su distribución disminuye a lo largo del tanque. Ver fig.4.6c

4.6.2.2.2. Adición por Pasos, Etapas o Escalonada (Step aeration)

La adición escalonada es una modificación del proceso convencional de lodos activados en la cual el agua residual se introduce en diversos puntos a lo largo del tanque de aeración. Esta disposición proporciona un reparto equitativo de la demanda de oxígeno a lo largo del tanque resultando una mayor eficiencia en el uso de oxígeno. Es frecuente el uso de este modelo cuando se quiere aumentar la capacidad de una planta de tratamiento convencional. Ver fig.4.6b

Existen procesos que combinan los sistemas a mezcla completa y flujo a pistón La fig.4.7 indica una combinación de estos sistemas en el proceso de zanjas de oxidación para instalaciones grandes, en donde se han incluido tres zonas de cada tipo. Este proceso puede operar como sistema convencional o con adición por pasos. Las concentraciones de oxígeno para ambos casos abastecimiento y demanda se indican en la misma figura.

4.6.3 Otros Procesos

La figura 4.8 presenta tres sistemas patentados de tratamiento:

- El Proceso Zigerly con la introducción de fibra de asbesto como elemento floculante y para dar mayor facilidad de separación al floculo.
- El Proceso Kraus que utiliza el sobrenadante del digestor y el propio lodo digerido como se indica y

El Proceso UNOX con oxígeno puro en lugar de aire que fue originalmente estudiado en la década de los años cuarenta (25).

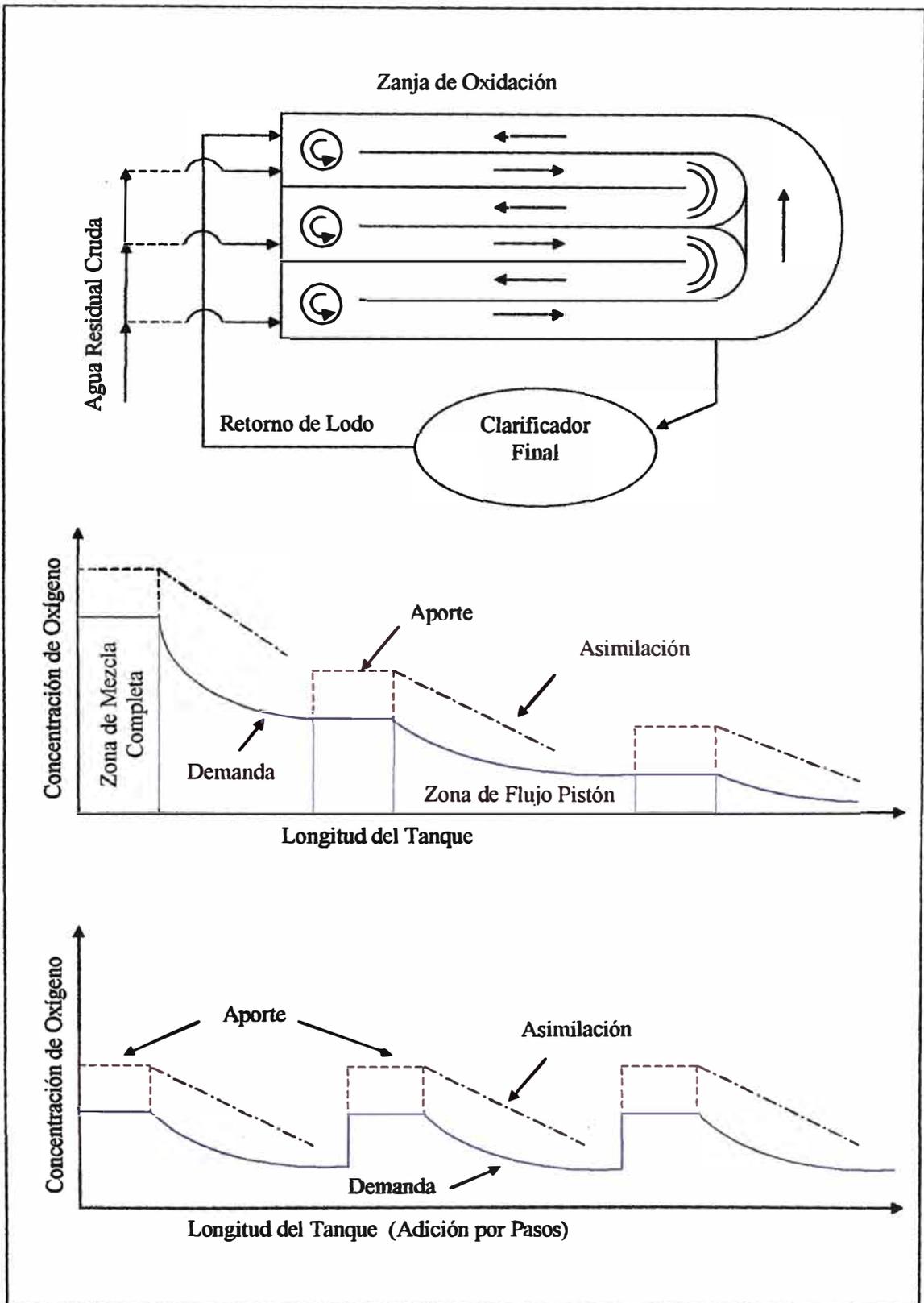
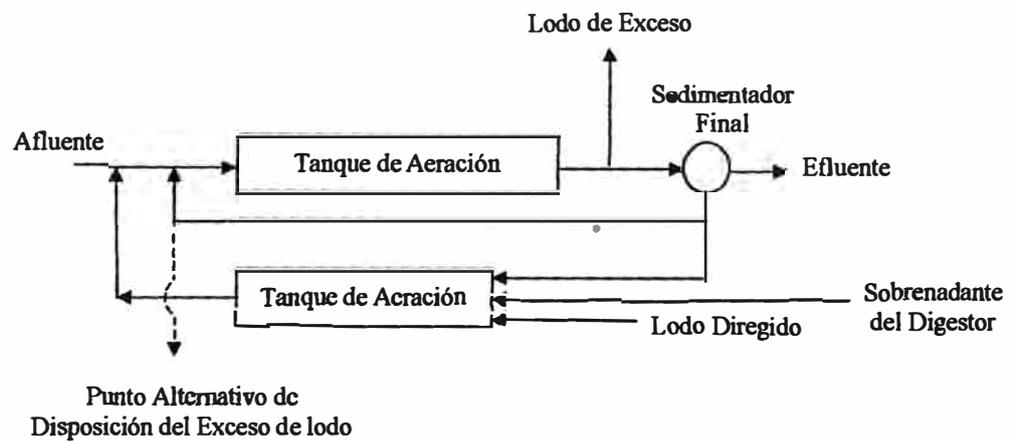


Fig. 4.7 Esquema del Proceso de Aeración Prolongada en Reactor Orbital (Zanjas de Oxidación)

a) PROCESO ZIGERLY



b) PROCESO KRAUS



c) PROCESO UNOX (OXÍGENO PURO)

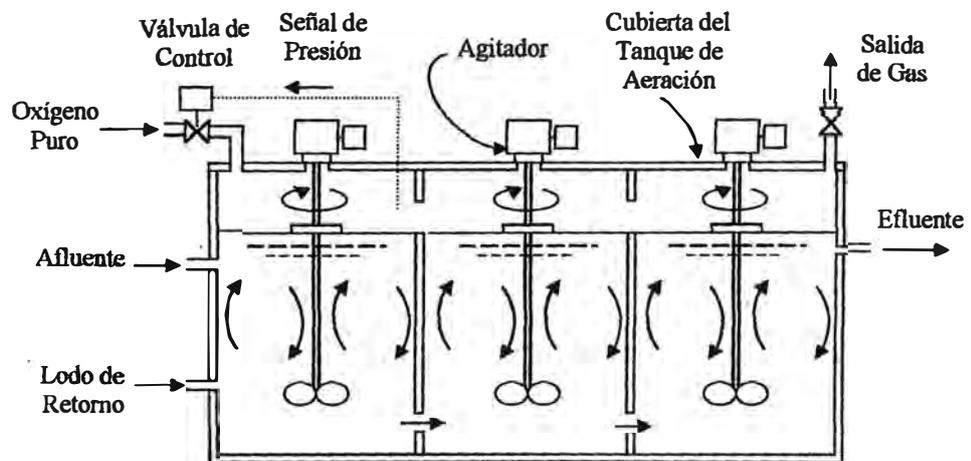


Fig. 4.8 Esquemas Patentados de Lodos Activados

4.7 Comparación entre los Procesos de Aeración Prolongada y Convencional

Los parámetros que distinguen la Aeración Prolongada del proceso Convencional de lodos activados se muestran en el cuadro 4.1 y se resumen en:

- a) Tiempo de Retención Hidráulico del Reactor (θ). En procesos de aeración prolongada este valor varía de 12-36 h mientras que para procesos convencionales θ oscila entre 4-8 h.
- b) Cargas orgánicas (A/M). En el proceso de Aeración prolongada, la carga orgánica, expresada como relación de sustrato a microorganismos (A/M) se encuentra normalmente comprendida entre 0,05 y 0,15 d^{-1} , frente a los valores de 0,2 a 0,7 d^{-1} del proceso convencional de lodos activados.
- c) Concentraciones de Sólidos Biológicos (SSTLM). Estos valores varían entre 2000 y 6000 mg/l en la Aeración prolongada frente a 1500-3000 mg/l del proceso Convencional.
- d) Tiempo de Retención Celular o Edad del Lodo (θ_c). Mayor edad del lodo en el proceso de Aeración prolongada (20-30 días) frente al convencional (3-15 días)
- e) Cargas Volumétricas. Los procesos de Aeración Prolongada operan con cargas volumétricas entre 0.1 y 0.4 $\text{kgDBO}_5/\text{m}^3.\text{d}$; menores a las usadas en reactores convencionales (0.3-0.6 $\text{kgDBO}_5/\text{m}^3.\text{d}$).
- f) Producción de Lodo. En procesos de Aeración Prolongada la producción de lodo es menor (0.01 kg/kg DBO_5 consumida) que el lodo producido en el proceso Convencional (0.03 kg/kg DBO_5 consumida).

Adicionalmente, el cuadro 4.2 muestra la comparación de las características básicas de estos procesos.

Cuadro 4.1 Parámetros Aplicables a los Procesos de Lodos Activados: Convencional y de Aeración Extendida

Modificación del Proceso \ Parámetros	θ_c d	A/M kg DBO ₅ aplicada kg SSVLM.d	Carga Volumétrica kg DBO ₅ aplicada m ³ .d	SSTLM mg/l	$\theta = V/Q$ h	Q _r /Q	• Ref. Bibliográfica:
Convencional	5 - 15	0,2 - 0,4	0,32 - 0,64	1500 - 3000	4 - 8	0,25 - 0,5	David Gidi 1985
	3 - 15	0,2 - 0,5	0,32 - 0,64	1000 - 3000	4 - 8	0,25 - 0,75	Metcalf & Eddy 1991
	5 - 15	0,2 - 0,4	0,3 - 0,6	1500 - 3000	4 - 8	0,25 - 0,5	Metcalf & Eddy 1985
	5 - 15	0,3 - 0,7		2353 - 3529 (*)	4 - 8		Ramalho 1993
	4 - 15	0,2 - 0,4	0,3 - 0,6	1500 - 4000	4 - 8	0,25 - 0,5	Pacheco/Arruda 1995
	3 - 15	0,2 - 0,7	0,3 - 0,64	1500 - 3000	4 - 8	0,25 - 0,75	Promedio
Aeración Prolongada o Extendida	20 - 30	0,05 - 0,15	0,16 - 0,24	2000 - 6000	12 - 36	0,5 - 2	David Gidi 1985
	20 - 30	0,05 - 0,15	0,16 - 0,4	1500 - 5000	18 - 36	0,5 - 1,5	Metcalf & Eddy 1991
	20 - 30	0,05 - 0,15	0,1 - 0,4	3000 - 6000	18 - 36	0,75 - 1,5	Metcalf & Eddy 1985
	20 - 60	0,1 - 0,25		4117 - 5882 (*)	15 - 36		Ramalho 1993
	20 - 30	0,05 - 0,15	0,05 - 0,4	3000 - 6000	16 - 36	1 - 3	Pacheco/Arruda 1995
	20 - 30	0,05 - 0,15	0,1 - 0,4	2000 - 6000	12 - 36	0,5 - 1,5	Promedio

(*) Se uso el Factor SSV/SST=0,85 para convertir SSVLM a SSTLM

Modificación del Proceso \ Parámetros	Convencional	Aeración Prolongada	• Ref. Bibliográfica:
• Rendimiento global de disminución de la DBO ₅ (DBO soluble + insoluble) %	85 - 95 86 - 95	85 - 98 90 - 95	Ramalho Pacheco/Arruda
• Efluente: DBO ₅ soluble (mg/l) DBO ₅ total (mg/l)	10 - 20 15 - 25	10 - 20 20 - 40	Ramalho Ramalho
• Producción de Lodo: (kg /kg DBO ₅ consumida)	~0,03	~0,01	Ramalho
• Requisitos de O ₂ : (como % de DBO ₅ consumida)	90 - 95	120	Ramalho

Fuente: Propia considerando las referencias bibliograficas mencionadas

Cuadro 4.2 Comparación entre los procesos Convencional y de Aeración Extendida

Característica	Proceso Convencional	Proceso de Aeración Extendida
<i>Decantación Primaria</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Presente 	<ul style="list-style-type: none"> • Opcional, normalmente ausente
<i>DBO Soluble Efluente</i>	↓ <ul style="list-style-type: none"> • Baja • Prácticamente despreciable 	↓ <ul style="list-style-type: none"> • Baja • Prácticamente despreciable
<i>DBO en Suspensión Efluente</i>	⇕ <ul style="list-style-type: none"> • Depende de la sedimentabilidad del lodo y el desempeño del decantador secundario • En caso que no haya desnitrificación en el reactor, esta podría ocurrir en el decantador secundario, causando ascensión y pérdida de lodo. • El decantador secundario esta sujeto a problemas con bacterias filamentosas y otras que interfieren en la sedimentabilidad 	⇕ <ul style="list-style-type: none"> • Depende de la sedimentabilidad del lodo y el desempeño del decantador secundario. • Para mayores cargas de sólidos afluentes, el decantador secundario exige la aplicación de parámetros más conservadores en el dimensionamiento de estas unidades. • En caso que no haya desnitrificación en el reactor, esta podría ocurrir en el decantador secundario, causando ascensión y pérdida de lodo. • El decantador secundario esta sujeto a problemas con bacterias filamentosas y otras que interfieren en la sedimentabilidad.
<i>Nitrificación</i>	⇕ <ul style="list-style-type: none"> • Bastante probable, son mas inestables los sistemas que trabajan con edades de lodo (θ_c) cercanas al límite inferior y especialmente a temperaturas bajas. • No se da para θ_c en límites superiores, a menos que ocurran problemas ambientales específicos (por ejemplo presencia de elementos tóxicos, falta de oxígeno disuelto) 	↑ <ul style="list-style-type: none"> • No se da para θ_c en límites superiores, a menos que ocurran problemas ambientales específicos (por ejemplo presencia de elementos tóxicos, falta de oxígeno disuelto)
<i>Area de los Decantadores Secundarios</i>	↓ <ul style="list-style-type: none"> • Reducida 	↑ <ul style="list-style-type: none"> • Elevada, debido a la mayor carga de sólidos y las características de sedimentabilidad del lodo.

Cuadro 4.2 Comparación entre los procesos Convencional y de Aeración Extendida (Continuación)

Característica	Proceso Convencional	Proceso de Aeración Extendida
<i>Requisitos de Oxígeno</i>	↓ • Reducido, debido a la menor biomasa y en consecuencia menor respiración y remoción de DBO en la decantación primaria.	↑ • Elevado, por la mayor cantidad de biomasa que requiere mayor cantidad de oxígeno para su respiración y también por que en algunos casos el proceso no cuenta con un decantador primario
<i>Requisito Energético</i>	↓ • Reducido, debido al bajo consumo de oxígeno.	↑ • Elevado, debido al elevado consumo de oxígeno.
<i>Producción de lodo</i>	↑ • Elevada	↓ • Media
<i>Estabilización de Lodo en el Reactor</i>	↓ • Baja e insuficiente como para destinarlo a la deshidratación natural (malos olores).	↑ • Suficiente y comparable a los procesos de digestión separada como en la digestión de lodos.
<i>Concentración de Lodo</i>	• Necesario (principalmente para el lodo proveniente del decantador secundario)	• Puede ser utilizado. El adensamiento mecánico es más efectivo que el adensamiento por gravedad.
<i>Digestión separada del Lodo proveniente del decantador Primario</i>	• Necesaria	• En algunos casos no es necesario ya que el decantador primario es opcional
<i>Digestión Separada de Lodo proveniente del decantador Secundario</i>	• Necesaria	• Innecesaria
<i>Deshidratabilidad del Lodo</i>	↑ • Buenas condiciones para deshidratación	↓ • Deshidratación pobre
<i>Estabilidad del Proceso</i>	↓ • Susceptibilidad a descargas tóxicas, menos estable que el proceso de aeración prolongada	↑ • Elevada, poco sensible a descargas tóxicas
<i>Simplicidad Operacional</i>	↓ • Reducida	↑ • Mayor, por no incluir las unidades de decantación primaria y digestión y por ser un sistema mas estable

Fuente: Adaptado parcialmente (lodos ativados convencional e aeracão prolongada) de VON SPERLING (1997)

Nota: ↑ = Alta o elevada ↓ = Baja o reducida ⇕ = Variable o Intermedia

Cabe mencionarse con respecto al Tratamiento de Aeración Prolongada lo siguiente:

- Con referencia a la carga orgánica afluyente, Los picos de carga orgánica, los choques biológicos y las cargas con cierta toxicidad tienen un menor impacto gracias a las elevadas cantidades de lodo presentes en el tanque de aeración y el mayor volumen relativo del tanque. De la misma forma, compuestos orgánicos de lenta degradación tienen mejores posibilidades de absorción y oxigenación gracias al mayor tiempo de contacto. Todo esto permite que el sedimentador primario que es normalmente parte integrante de toda instalación de tratamiento pueda ser suprimido sin problemas en el proceso de Aeración Prolongada.
- Con referencia al Lodo. En el reactor de aeración prolongada, el lodo se mantiene a altas concentraciones y recibe una aeración mucho mayor que los demás procesos, pudiéndose obtener un lodo final altamente mineralizado, sin mal olor, con buenas características de decantación y filtrabilidad (flóculos pesados, índice volumétrico de lodo menor que 80). Esto permite que el digestor anaerobio, con todos sus inconvenientes y parte integrante de las instalaciones convencionales de tratamiento pueda ser obviado y que el lodo excedente pase simplemente a ser secado o enviado a un nuevo tanque de aeración para ser procesado mediante una digestión aerobia.
- Con referencia al Volumen del Tanque de Aeración. Debido a que las grandes cantidades de lodo en el tanque y el largo tiempo de aeración, el volumen del tanque de aeración será también mayor, lo que limita el desempeño del proceso a intervalos de carga orgánica e hidráulica equivalentes a 30.000 personas aproximadamente. El cuadro 4.3 muestra valores comparativos para los procesos usuales de oxidación biológica que corresponden al inverso de la carga volumétrica (15).

Cuadro 4.3 Volumen del tanque de aeración (m³) por kg de DBO eliminada por día

TIPO DE TRATAMIENTO	Vol. (m ³)
Lodos Activados Convencional	1,6 a 3,3
Aeración Prolongada	4,0 a 10

Fuente: Pacheco & Arruda (1995) y propia a partir del cuadro 4.1

4.8 Parámetros de Control del Proceso de Lodos Activados

El proceso de lodos activados puede convertir casi toda la materia orgánica del afluente a sólidos biológicos por medio de la síntesis celular. Los sólidos biológicos al ser removidos producen un efluente de alta calidad en términos de materia orgánica. Desafortunadamente cuando hay grandes cantidades de sólidos en las aguas residuales, la sedimentación de los sólidos floculentos no es fácil de predecir, requiriéndose un control operacional cuidadoso de sólidos para producir un efluente de buena calidad. Los siguientes términos son importantes en la evaluación de sistemas de lodos activados:

4.8.1 Sólidos Suspendidos en el Licor Mezclado (SSTLM)

Es la concentración de los Sólidos Suspendidos Totales (SST) del Licor Mezclado en el tanque de aeración. Esta es una medida muy importante y muestra la cantidad de lodo en el tanque de aeración. En plantas grandes este parámetro se determina varias veces al día y en plantas pequeñas sólo una vez.

4.8.2 Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM)

Esta representado por la fracción de masa activa biológica de sólidos en el licor mezclado, en comparación con los SSTLM indica la cantidad inerte de sólidos. Normalmente la cantidad de SSVLM esta entre 70 - 80 % de los SSTLM. Sin embargo, si hay fuertes infiltraciones de aguas subterráneas en el drenaje y acarreo de arcilla, el valor de SSVLM puede disminuir entre 55 - 60 %. Cuando el porcentaje de SSVLM disminuye hay que aumentar los SSTLM en el reactor para mantener el mismo nivel de microorganismos activos (2).

4.8.3 Volumen de Lodo Sedimentado (V30)

Es el volumen de lodo que sedimenta en un cono o cilindro de 1 litro después de media hora de reposo. El volumen de lodo sedimentado de una suspensión biológica es útil para el monitoreo rutinario de procesos biológicos por Lodos Activados, así como en la determinación del flujo de retorno y descarte del lodo. El V30 se emplea en la determinación del índice volumétrico de lodo (IVL). También es común el uso del volumen de lodo sedimentado entre 15 y 30 minutos (15).

4.8.4 Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

Algunos "Índices de Lodo" se usan para controlar el proceso de formación y sedimentabilidad de lodo. El más usado es el Índice Volumétrico de Lodo o Índice de Mohlman. El IVL es por definición el volumen en mililitros que ocupa un gramo de lodo (sólidos suspendidos totales SST), después de una sedimentación de 30 minutos. Puede ser definido además como la razón entre el Volumen de Lodo Sedimentado y su concentración en el tanque de aeración.

$$\text{IVL} = \frac{\text{lodo sedimentado después de 30 min. (ml/l)} \times 1000}{\text{SSTLM (mg/l)}}$$

Se considera que con un IVL de 100 o menos el lodo tiene buena sedimentabilidad. Entre más bajo sea el IVL el lodo es más denso. (Ver figura 4.9)

El inverso al Índice de Mohlman (IVL) es el Índice de densidad de lodo o Índice de Donalson (peso en gramos ocupado por un mililitro de lodo) que es el menos empleado (2).

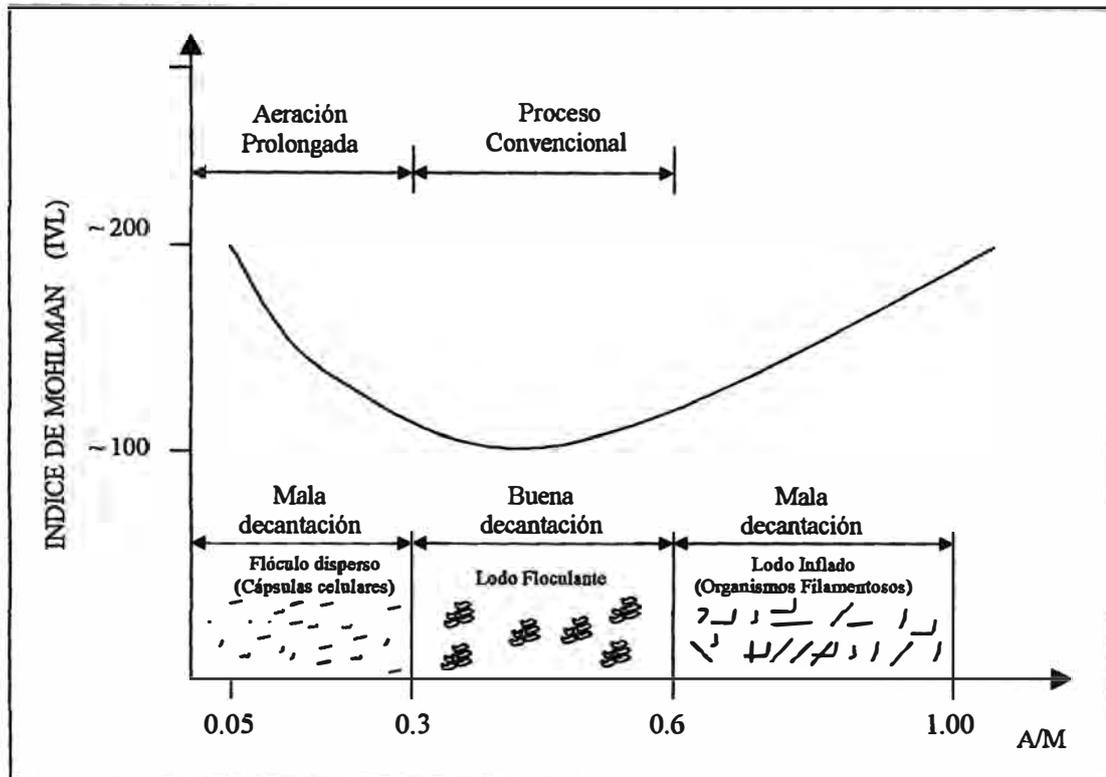


Fig.4.9 Decantabilidad de Lodo Activado

4.8.5 Relación Alimento/Microorganismos (A/M)

La relación A/M constituye un parámetro importante que mide la razón entre el alimento presente en el agua residual (afluente) y los microorganismos presentes en el tanque de aeración expresado como SSVLM, es también conocido por su terminología de lengua inglesa, F/M (F de "food" y M de "microorganisms"). En la figura 4.9 se aprecian 3 zonas:

- Para relaciones A/M bajas (por ejemplo, inferior a $0,3 \text{ d}^{-1}$), la cantidad de alimento (sustrato) presente en el sistema es bajo, por lo que los microorganismos se ven obligados a vivir bajo condiciones de respiración endógena. Una célula de bacteria contiene material citoplasmático rico en proteínas y ácido ribonucleico (ARN) y es la principal porción de la célula que se metaboliza durante el proceso de respiración endógena. El residuo que queda de este proceso está

constituido principalmente por cápsulas celulares muy ligeras que resisten la sedimentación. También bajo estas condiciones hay poca presencia de bacterias filamentosas que sirven de estructura a los flóculos. Consecuentemente, a relaciones bajas de A/M se forman flóculos dispersos con características de decantación muy pobres. Este rango de trabajo corresponde a la modalidad de Aeración Prolongada.

- A relaciones de A/M elevadas (por ejemplo superiores a $0,6 \text{ d}^{-1}$), el medio favorece al predominio de un tipo de microorganismos de naturaleza filamentosa (*Sphaerotilus*). Este tipo de colonia no decanta bien permaneciendo en suspensión casi continuamente. El lodo inflado bajo estas condiciones es el que se denomina "bulking".
- A valores de A/M intermedios (entre $0,3 \text{ d}^{-1}$ y $0,6 \text{ d}^{-1}$). El medio es favorable para la presencia de bacterias formadoras de flóculos (microestructura), en equilibrio con los organismos filamentosos, propiciando la formación de flóculos grandes y resistentes con buenas características de sedimentación. El lodo bajo estas condiciones se denomina floculante y corresponde al proceso Convencional (18).

4.8.6 Tiempo de Retención Celular o Edad del Lodo (θ_c)

Es el tiempo promedio en que los microorganismos permanecen en el sistema. Este parámetro determina la cantidad de lodo en exceso producido y afecta las características de sedimentación del lodo. La experiencia ha demostrado que para el proceso convencional de lodos activados, la edad del lodo debe ser del orden de 4 a 15 días. Valores de θ_c menores a 4 días conducen a la formación de flóculos que no son bastante densos por lo que no tienen una buena decantación (IVL elevado) y θ_c mayores a 15 días a la existencia de flóculos pequeños de difícil sedimentación. La edad del lodo asume así importancia fundamental ya que gobierna la propia sedimentación final de lodo activado y la calidad de efluente tratado (15).

5. CRECIMIENTO BACTERIANO Y OXIDACIÓN BIOLÓGICA

5.1 Crecimiento Bacteriano.

En su inicio, el proceso de degradación de la materia orgánica es discontinuo como consecuencia de la abundancia de compuestos orgánicos solubles, que favorece el desarrollo de una rica flora de bacterias las cuales se alimentan fácilmente de estas sustancias. A medida que las bacterias alcanzan grandes concentraciones se inicia el proceso de floculación. Consecuentemente, aparecen protozoarios ciliados de locomoción libre que se caracterizan por requerir grandes cantidades de energía. Estos ciliados se alimentan de bacterias lo cual reduce la población bacteriana en mayor proporción. Al continuar el proceso de degradación, comienza a escasear el alimento soluble, lo que reduce de la población bacteriana en mayor proporción. Entonces, las bacterias y los ciliados libres disminuyen en predominancia, cediendo lugar a un nuevo tipo de ciliados, los pedunculares, que siendo fijos no requieren de tanta energía. Si la aeración se prolongara en el tiempo se presentará un número muy reducido de bacterias y partículas orgánicas libres, desarrollándose una fauna de rotíferos, vermes y grandes ciliados que se alimentan de fragmentos de los propios flóculos. La figura 5.1 representa el crecimiento típico de un sistema discontinuo.

Generalmente en un sistema aerobio de tratamiento de aguas residuales hay una alimentación continua de nuevas cargas orgánicas al sistema, por lo cual no se puede observar la evolución de los microorganismos por todas las etapas antes mencionadas, pero tomando en cuenta el tiempo de retención celular del sistema, la gráfica 5.1 ayuda a visualizar de manera aproximada la predominancia de los microorganismos en cada etapa (5).

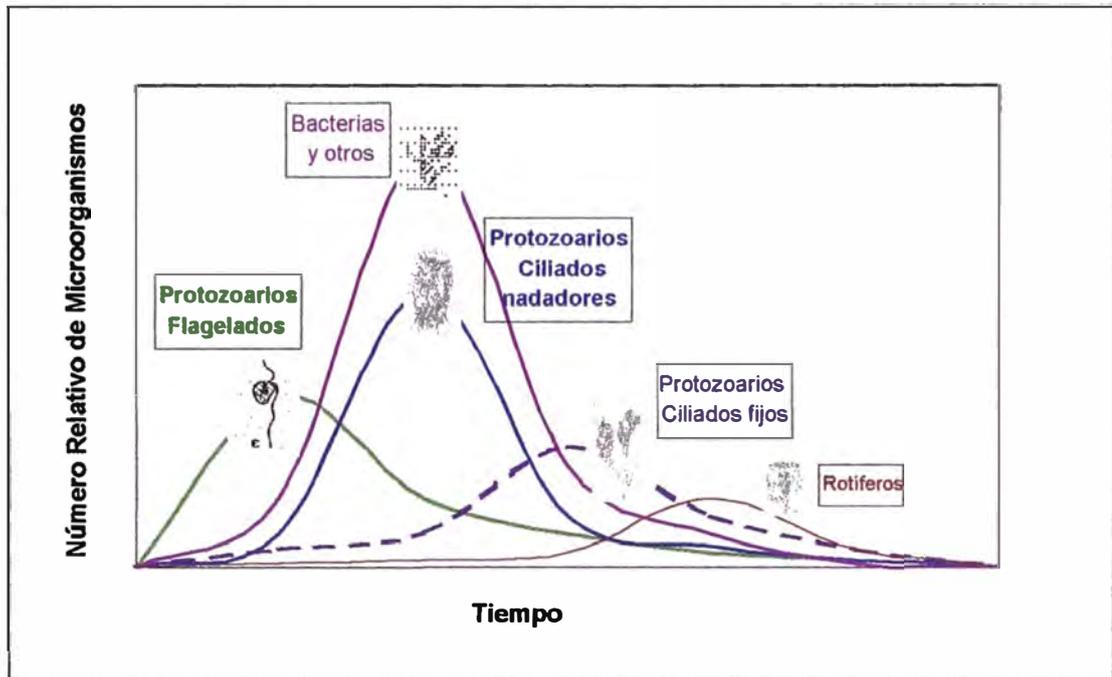


Fig.5.1 Curva de Crecimiento de Microorganismos durante la Estabilización de un Sistema Discontinuo

5.2 Oxidación Biológica (Metabolismo Oxidativo):

El Término Metabolismo se refiere a la utilización de sustrato por los microorganismos. Durante el metabolismo se llevan a cabo simultáneamente los procesos de Anabolismo y Catabolismo:

Anabolismo (Asimilación, Síntesis o Metabolismo Celular): En este proceso parte del sustrato después de haber sido consumido como alimento por los microorganismos, se utiliza para sintetizar nuevas células, lo que conduce a un incremento de la biomasa. Esto corresponde a la Fase de Síntesis.

Catabolismo (Disimilación, Oxidación o Metabolismo Energético): En este proceso el sustrato restante se oxida, siendo los productos finales fundamentalmente CO_2 y H_2O . Este proceso es esencial para la producción de energía de mantenimiento, la cual es utilizada por las células para continuar sus funciones vitales, tales como síntesis de nuevas células y movilidad.

Conforme el sustrato (materia orgánica) se consume para sustentar el Catabolismo y el Anabolismo, la concentración de la materia orgánica ira disminuyendo. Una vez agotada se inicia el proceso de Autoxidación o Decaimiento Bacteriano en el que las bacterias obtienen energía de mantenimiento a partir de sus propias reservas nutritivas y de los nutrientes de otras células muertas, produciendo compuestos gaseosos y materia residual no biodegradable, dando como resultado la reducción de la cantidad de biomasa. Este proceso corresponde a la fase de respiración endógena (22). Estos procesos se esquematizan en la fig.5.2

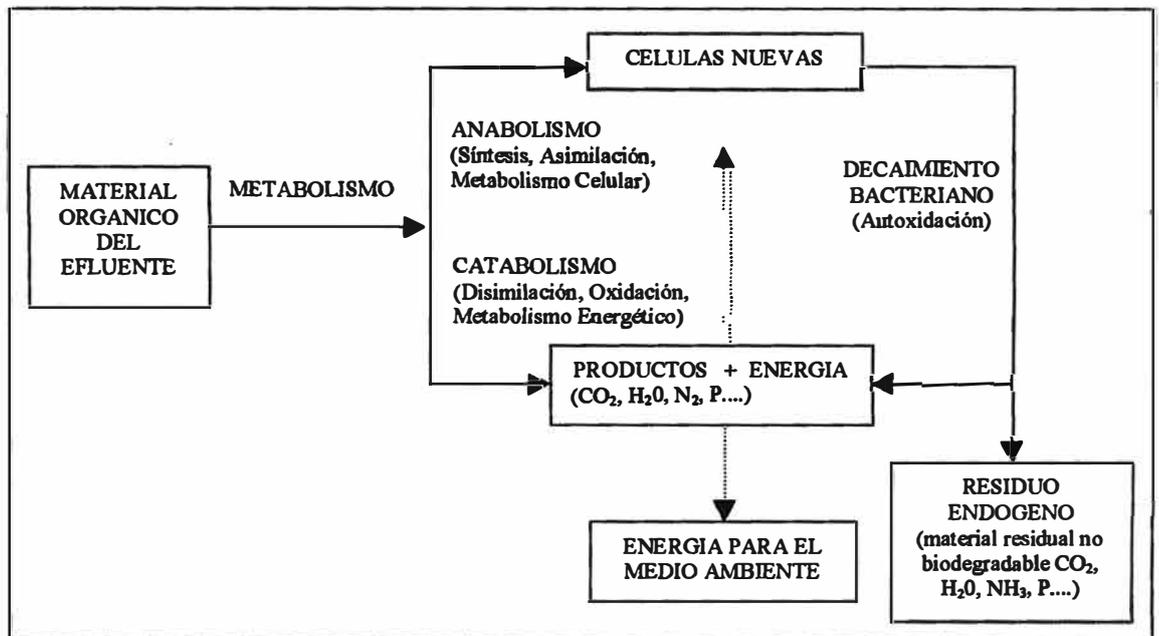
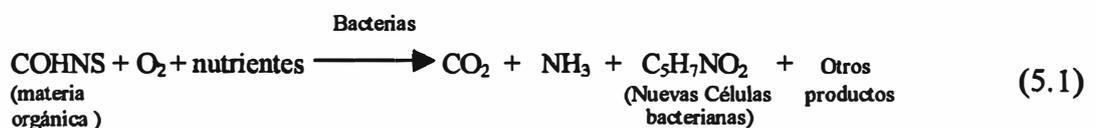


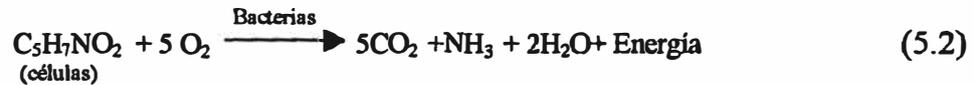
Fig.5.2 Representación Esquemática de los Procesos Metabólicos en un Ambiente Aerobio

Estequiométricamente, los tres procesos (Anabolismo, Catabolismo y Decaimiento bacteriano) pueden representarse como sigue para un proceso aerobio:

- Oxidación y Síntesis (Catabolismo y Anabolismo):



- Respiración Endógena (Autoxidación):



5.3 Cinética del Crecimiento Biológico y Remoción del Sustrato.

El estudio de la cinética del tratamiento biológico aerobio conduce a determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan un residuo específico y por lo tanto suministran información básica necesaria para definir el tamaño de los reactores biológicos aerobios (18).

La acción de los microorganismos sobre la materia a ser degradada en un reactor discontinuo se puede representar mediante las siguientes fases:

- Fase de Síntesis (De 0 a t_c): Esta etapa también es conocida como Fase de Crecimiento, se da en presencia de abundante alimento. En la fig.5.3 ΔX_1 representa el aumento de microorganismos desde el inicio hasta el fin de esta fase.
- Fase de Respiración Endógena (De t_c a t_d): En esta fase llamada también de Decaimiento Endógeno ocurre una autoxidación después del agotamiento de las reservas de alimento. Los microorganismos metabolizan su propio material celular sin reposición de nuevas especies; en esta fase puede ocurrir el fenómeno denominado "ruptura o lisis celular", donde los nutrientes de la célula muerta son liberados para alimentar a las demás células. En la fig. 5.3, ΔX_2 representa la reducción de organismos en esta fase. El máximo de la curva de SSVLM corresponde al punto t_c . Esto ocurre cuando las velocidades de destrucción celular de microorganismos y la de síntesis de nuevas células son exactamente iguales (15).

La fig. 5.3 muestra las curvas típicas de disminución de la concentración de sustrato soluble (S) y la variación de la concentración de lodo biológico (SSVLM) con el tiempo. El valor S_n corresponde a la cantidad de materia no biodegradable.

Las zonas A,B,C que corresponden a condiciones típicas de operación de reactores continuos cuyas características son:

La zona B corresponde al proceso convencional de lodos activados. En este caso hay una producción neta de SSVLM (pendiente positiva).

La zona C corresponde al proceso de Aeración Prolongada. En este caso la producción neta de SSVLM es teóricamente nula (la tangente a la curva SSVLM es paralela al eje de abscisas).

La zona A corresponde al proceso de lodos activados a carga elevada

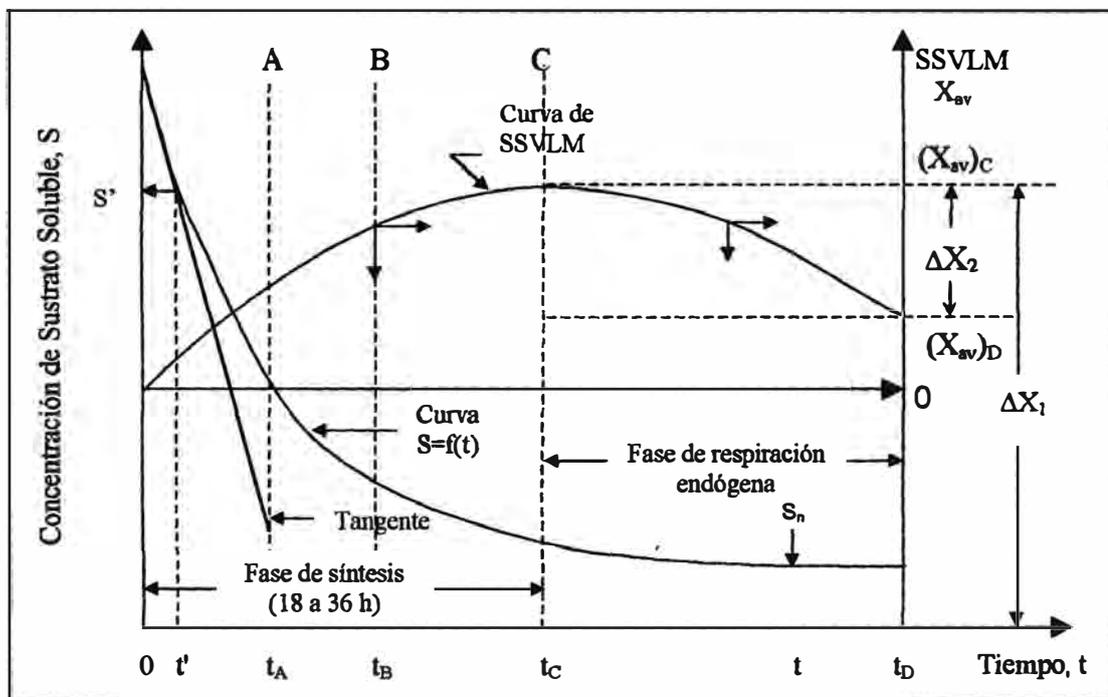


Fig.5.3 Curvas típicas de la concentración de sustrato soluble y de los SSVLM en un reactor discontinuo

5.3.1 Balance de Masa de los Microorganismos en el Sistema

Considerando un reactor biológico continuo que opera bajo el régimen estacionario y con mezcla completa (RFCTA).

El balance de masa de los microorganismos en el sistema es el siguiente:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{Acumulación de} \\ \text{microorganismos dentro} \\ \text{de los límites del sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos} \\ \text{que entran en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos} \\ \text{que salen del} \\ \text{sistema} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Crecimiento neto de} \\ \text{los microorganismos} \\ \text{dentro de los límites} \\ \text{del sistema} \end{array} \right) \quad (5.3)$$

Bajo el régimen estacionario o permanente, la acumulación de microorganismos dentro del sistema es nula y por lo tanto el primer miembro de la ecuación desaparece esto es:

$$0 = \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos} \\ \text{que entran en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos} \\ \text{que salen del} \\ \text{sistema} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Crecimiento neto de} \\ \text{los microorganismos} \\ \text{dentro de los límites} \\ \text{del sistema} \end{array} \right) \quad (5.4)$$

Considerando la fig.4.1, la ec.(5.4) se representa como:

$$0 = [QX_{vo}] - [Q'.X_{ev} + Q''X_{uv}] + \left[\frac{dX_{av}}{dt} \right] \cdot V \quad (5.5)$$

Donde:

$X_o \cdot Q$ = Cantidad de microorganismos que entran en el sistema

$Q'.X_{ev} + Q''.X_{uv}$ = Cantidad de microorganismos que salen del sistema

(dX_{av}/dt) = Crecimiento neto de los microorganismos

V = Volumen del Reactor

El crecimiento neto de microorganismos (dX_{av}/dt) resulta de la suma de la variación de microorganismos debido a la síntesis celular $((dX_{av})_s/dt)$ y la variación durante la fase de respiración endógena $((dX_{av})_e/dt)$ como se muestra en la siguiente ecuación :

$$\frac{(dX_{av})}{dt} = \frac{(dX_{av})_s}{dt} + \frac{(dX_{av})_e}{dt} \quad (5.6)$$

5.3.1.1 Biomasa producida durante la Síntesis Celular:

Existe una fracción "Y" de la materia orgánica removida que corresponde a la síntesis de nuevas células. Esta fracción es también conocida como *Coefficiente de Producción*, tal que en el reactor la variación de masa de los organismos es proporcional a la variación de la concentración de sustrato expresado como:

$$\frac{(dX_{av})_s}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} \quad (5.7)$$

Donde:

$(dX_{av})_s$ = Incremento de la concentración de microorganismos debido a la síntesis de nuevas células (masa/volumen).

$\frac{dS}{dt}$ = Tasa de utilización de sustrato por los microorganismos (masa/volumen.tiempo).

Y = Fracción de sustrato utilizado para la síntesis de nuevos microorganismos (masa de microorganismos /masa de sustrato utilizado), o coeficiente de producción.

5.3.1.2 Biomasa durante la Respiración Endógena:

Se ha demostrado experimentalmente que la masa de microorganismos consumidos por el fenómeno de respiración endógena en un determinado periodo es proporcional a la masa disponible de microorganismos presentes e independiente de la concentración de sustrato y se expresa de la manera siguiente:

$$\frac{(dX_{av})_e}{dt} = -k_d \cdot X_{av} \quad (5.8)$$

Donde:

$(dX_{av})_e$ = Decremento de la concentración de microorganismos en la fase de respiración endógena.

X_{av} = Concentración de microorganismos en el reactor.

k_d = Tasa específica de respiración endógena (tiempo⁻¹).

El coeficiente " k_d " esta constituido por la fracción de los microorganismos que son destruidos por unidad de tiempo en la fase de respiración endógena o de autoxidación. Esta fracción es también conocida como *Coficiente de Autodestrucción de Microorganismos*.

Entonces la ecuación (5.6) correspondiente al crecimiento neto de microorganismos se expresa como:

$$\frac{dX_{av}}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} - k_d \cdot X_{av} \quad (5.9)$$

Reemplazando la ec. (5.9) en la ec.(5.5) y dividiéndola entre $X_{av} \cdot V$ se tiene:

$$0 = \frac{QX_o - (Q'X_{ev} + Q''X_{uv})}{X_{av} \cdot V} + \frac{Y}{X_{av}} \frac{dS}{dt} - k_d \quad (5.10)$$

Considerando la concentración de microorganismos a la entrada del sistema despreciable ($Q \cdot X_o \approx 0$) resulta :

$$\frac{(Q'X_{ev} + Q''X_{uv})}{X_{av} V} = \frac{Y}{X_{av}} \frac{dS}{dt} - k_d \quad (5.11)$$

5.3.1.3 Edad del Lodo, θ_c :

La θ_c edad del lodo (unidad en días) representa el tiempo medio que una partícula en suspensión permanece bajo aeración dentro del tanque de aeración. Es también conocida como *Tiempo Medio de Residencia de los Microorganismos* o *Tiempo Medio de Retención Celular*. Es numéricamente igual a la relación entre la masa de sólidos suspendidos volátiles en el tanque de aireación y la masa de sólidos suspendidos volátiles en exceso descartada por día (también conocida como producción de lodo ΔX). Considerando la fig.4.1, el tiempo de retención celular es:

$$\theta_c = \frac{X_{av} \cdot V}{Q'' X_{uv} + Q' X_{ev}} = \frac{X_{av} \cdot V}{\Delta X} \quad (5.12)$$

Donde:

$$Q = Q' + Q''$$

Q = Flujo afluente al reactor

Q' = Flujo efluente

Q'' = Flujo de lodo descartado

X_{av} = Concentración de SSV en el efluente

X_{ev} = Concentración de SSV en el tanque de aeración

X_{uv} = Concentración de SSV en el lodo descartado

El término $(\Delta X/X_{av} \cdot V)$ también es conocido como *Velocidad Específica de Crecimiento de Biomasa " μ "*.

El primer miembro de la ec.(5.11) corresponde al inverso del segundo miembro de la ec.(5.12), entonces reemplazando la ec.(5.11) en la (5.12) se tiene la siguiente expresión para el inverso de la edad del lodo:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y}{X_{av}} \frac{dS}{dt} - k_d \quad (5.13)$$

Es importante mencionar que el tiempo de retención celular (θ_c) es diferente al tiempo de retención hidráulico del reactor (θ_H) el cual se define como el volumen del reactor entre el caudal del afluente al reactor.

$$\theta_H = \frac{V}{Q + Q_r} \quad (5.14)$$

En el presente trabajo se considerara θ como el tiempo de retención hidráulico basado exclusivamente en la alimentación inicial Q como se muestra en la ecuación (5.15):

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (5.15)$$

Cabe mencionar que en el presente trabajo se considerara el tiempo de retención celular igual a la edad del lodo, puesto que estos valores son muy aproximados. Otros autores (ver ref. 18 y 25) explican más detalladamente la diferencia entre estos dos parámetros.

5.3.2 Balance de Masa de Sustrato en el Sistema

El balance de masa de sustrato que entra y sale del sistema puede escribirse como sigue:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{Acumulación de} \\ \text{sustrato dentro de los} \\ \text{límites del sistema} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{sustrato que} \\ \text{entra en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{sustrato que} \\ \text{sale del} \\ \text{sistema} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad a la} \\ \text{que el sustrato} \\ \text{se oxida en el} \\ \text{reactor} \end{array} \right) \quad (5.16)$$

En estado estacionario o permanente, la acumulación de sustrato es nula y el primer miembro de la ecuación desaparece.

$$0 = \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{sustrato que} \\ \text{entra en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{sustrato que} \\ \text{sale del} \\ \text{sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad a la} \\ \text{que el sustrato se} \\ \text{oxida en el} \\ \text{reactor} \end{array} \right) \quad (5.17)$$

Entonces del balance de masa de sustrato considerando la figura 4.1 resulta:

$$0 = [QS_o] - [Q'.S_e + Q''S_e] - \left[\frac{dS}{dt} \right] \cdot V \quad (5.18)$$

Donde:

S_o = Concentración de sustrato en el afluente expresado en DBO_5 soluble

S_e = Concentración de sustrato en el efluente expresado en DBO_5 soluble

(dS/dt) = Tasa de utilización de sustrato por los microorganismos

Despejando la ec (5.18) resulta:

$$\left[\frac{dS}{dt} \right] = \frac{Q \cdot (S_o - S_e)}{V} \quad (5.19)$$

5.3.2.1 Tasa Específica de Utilización de Sustrato, U:

El proceso de lodos activados se relaciona íntimamente con la velocidad con que ocurre la degradación de materia orgánica, esto es la velocidad con que los microorganismos consumen el sustrato

orgánico expresado como DBO_5 o DQO. Se puede así admitir que existe una velocidad de remoción de sustrato (dS/dt), relativo a una masa de microorganismos con concentración X_{av} en el reactor. Esta relación se llama *tasa específica de utilización o remoción de sustrato "U"*, que también es conocida como *Velocidad Específica de Consumo de Sustrato* y se expresa de la siguiente manera:

$$U = \frac{\frac{dS}{dt}}{X_{av}} \quad (5.20)$$

$$U = \frac{Q \cdot (S_o - S_e)}{X_{av} \cdot V} \quad (5.21)$$

$$U = \frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta} \quad (5.22)$$

Reemplazando las ec.(5.20) y (5.21) en la ec.(5.13) se llega a las siguientes expresiones:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot U - k_d \quad (5.23)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{Q \cdot (S_o - S_e)}{X_{av} V} - k_d \quad (5.24)$$

$$X_{av} = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_o - S_e)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)} \quad (5.25)$$

$$V = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot Q \cdot (S_o - S_e)}{X_{av} \cdot (1 + k_d \theta_c)} \quad (5.26)$$

5.3.2.2 La Ecuación de Michaelis-Menten

La ecuación de Michaelis-Menten proporciona una representación general de la cinética del consumo de sustrato. Se ha demostrado que la ecuación se reduce a tres modelos diferentes:

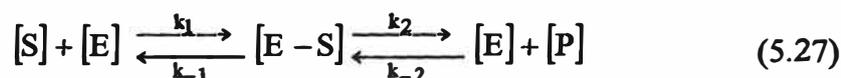
- Modelo cinético de orden cero, se aplica en la zona de concentraciones elevadas de sustrato ($\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} \gg 500 \text{ mg/l}$).
- Modelo cinético de orden entre cero y uno, se aplica en la región de concentraciones intermedias de sustrato ($\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} > 500 \text{ mg/l}$).
- Modelo cinético de primer orden, se aplica en la zona de concentraciones bajas de sustrato ($\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} < 500 \text{ mg/l}$).

La formulación de la ecuación de Michaelis-Menten se basa en estudios con cultivo puro. Sin embargo se emplea para determinar la cinética de degradación de sustratos mediante una población heterogénea de microorganismos, como en el caso de los procesos de lodos activados.

La degradación de los residuos mediante microorganismos se lleva a cabo a través de una serie compleja de reacciones bioquímicas. Estas reacciones se desarrollan bajo la acción de catalizadores orgánicos (enzimas) presentes en los microorganismos.

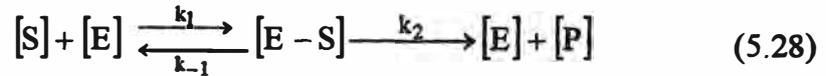
La acción de las enzimas se representa por la ecuación química siguiente:

Sustrato + Enzima = Complejo enzima-sustrato = Enzima + Productos
o simbólicamente:



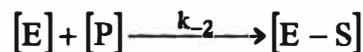
En la que k_1 , k_{-1} , k_2 , k_{-2} representan las constantes de las velocidades de reacción. En la ec.(5.27) se muestra que el sustrato y la enzima se unen para formar un complejo enzima sustrato. Esto viene seguido por la rotura de este complejo, formándose los productos finales ($\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$), CO_2 , H_2O y otros. La enzima permanece inalterada y lista para volver a entrar en la reacción actuando por lo tanto como un catalizador.

La velocidad de consumo de sustrato se obtiene de la ec. (5.27) haciendo la suposición que la rotura del complejo es irreversible. Entonces la ec.(5.27) puede escribirse como:



Esta suposición es correcta si inmediatamente después de la introducción del sustrato no se permite la formación excesiva de producto considerándose $[P] \approx 0$.

Bajo estas circunstancias la velocidad de la reacción inversa



viene dada por:

$$k_{-2}[E][P]$$

Ya que $[P] \approx 0$, puede suponerse que la rotura del complejo enzima sustrato es irreversible. Por tanto la ec.(5.27) se escribirá como ec.(5.28). La velocidad de reacción medida bajo estas condiciones es la que se presenta inmediatamente después del contacto del sustrato y los microorganismos y se denomina velocidad inicial de reacción. La velocidad de consumo de sustrato dS/dt , para el caso de un reactor discontinuo corresponde a la pendiente de la curva de la DBO_5 soluble de la fig. (5.3) a cualquier tiempo especificado t , y a su vez a una concentración S de sustrato. En las ecuaciones (5.20) y (5.22) se definió la velocidad específica de consumo de sustrato U para el caso del reactor continuo de laboratorio:

$$U = \frac{1}{X_{av}} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta}$$

La velocidad específica de consumo de sustrato puede igualarse a la velocidad de formación de producto P , y viene dada por la ecuación:

$$U = k_2[E-S] \quad (5.29)$$

Análogamente, la velocidad de formación del complejo enzima-sustrato (E-S) es:

$$\text{Velocidad de formación de (E-S)} = k_1[S][E] \quad (5.30)$$

La velocidad de conversión del complejo enzima-sustrato a E y S, es:

$$\text{Velocidad de conversión de (E-S)} = k_{-1}[\text{E-S}] \quad (5.31)$$

Por lo tanto, el cambio neto de concentración de complejo enzima-sustrato es:

$$d[\text{E-S}]/dt = \underbrace{k_1[\text{S}][\text{E}]}_{\text{formación}} - \underbrace{k_{-1}[\text{E-S}]}_{\text{destrucción}} - \underbrace{k_2[\text{E-S}]}_{\text{destrucción}} \quad (5.32)$$

Haciendo que E_1 , denote la concentración total de enzima en el sistema reaccionante. Esta incluye no sólo la enzima libre (E) sino también la enzima en forma combinada como complejo enzima-sustrato (E-S), como se muestra en las ecuaciones:

$$[E_1] = [E] + [E-S] \quad (5.33)$$

$$[E] = [E_1] - [E-S] \quad (5.34)$$

Sustituyendo [E] en la ec.(5.32) por su valor dado en la ec (5.34) se llega a:

$$d[\text{E-S}]/dt = k_1([E_1] - [E-S])[S] - k_{-1}[E-S] - k_2[E-S] \quad (5.35)$$

En condiciones de equilibrio, esto es en régimen estacionario, se supone normalmente que la concentración de los complejos intermedios (complejo enzima-sustrato en este caso) permanece inalterable. Esta suposición se denomina aproximación de equilibrio.

Por lo tanto:

$$d[\text{E-S}]/dt = 0 \quad (5.36)$$

y la ec.(5.35) se expresa como:

$$k_1([E_1] - [E-S])[S] - k_{-1}[E-S] - k_2[E-S] = 0 \quad (5.37)$$

Despejando [E-S] se tiene :

$$[E-S] = \frac{[E_1][S]}{(k_{-1} + k_2)/k_1 + [S]} \quad (5.38)$$

El término $(k_{-1} + k_2)/k_1$ se denomina constante de Michaelis-Menten y se presenta por K_s :

$$K_s = (k_{-1} + k_2)/k_1 \quad (5.39)$$

Por ello, la ec.(5.38) puede reescribirse como la ec. (5.40):

$$[E - S] = \frac{[E_1][S]}{K_s + [S]} \quad (5.40)$$

Sustituyendo este valor en la ec. (5.29), se obtiene la siguiente expresión para la velocidad específica de consumo de sustrato U :

$$U = k_2 \frac{[E_1][S]}{K_s + [S]} \quad (\text{Ecuación de Michaelis Mentel}) \quad (5.41)$$

Para el reactor continuo en las condiciones de equilibrio, $[S] = S_e$, y la ec.(5.41) se transforma en:

$$U = k_2[E_1] \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (5.42)$$

- **Corolarios de la Ecuación de la Ecuación de Michaelis Menten**

A partir de la ec. (5.42) se obtienen dos corolarios:

Corolario 1.: A concentraciones elevadas de sustrato, el consumo del mismo sigue la cinética de las ecuaciones de orden cero.

A concentraciones elevadas de sustrato:

$$S_e \gg K_s \quad (5.43)$$

En el denominador de la ecuación (5.42), K_s resulta despreciable en comparación con S_e , simplificando se tiene:

$$U = k_2[E_1] = U_{\max} \quad (5.44)$$

La ec.(5.44) indica que a concentraciones elevadas el consumo de sustrato se lleva a cabo a una velocidad máxima (U_{\max}) independiente de la concentración. Se supone que, a estas concentraciones elevadas, todos los puntos activos de las enzimas están saturados con sustratos y por ello, la reacción transcurre lo más deprisa posible independientemente de la concentración de sustrato (reacción de orden cero). Esto corresponde a la sección inicial de la curva de la DBO_5 soluble de la figura (5.3), desde el tiempo cero hasta un tiempo t' , en la que la

tangente de la curva de la DBO₅ coincide esencialmente con la propia curva (pendiente constante).

Con los datos de laboratorio obtenidos con reactores continuos puede prepararse una representación de $U = (S_0 - S_e)/(X_{va} \cdot \theta)$ frente a S_e , para un intervalo amplio de concentraciones de S_e . En este caso, se obtiene la hipérbola rectangular presentada en la fig. (5.4).

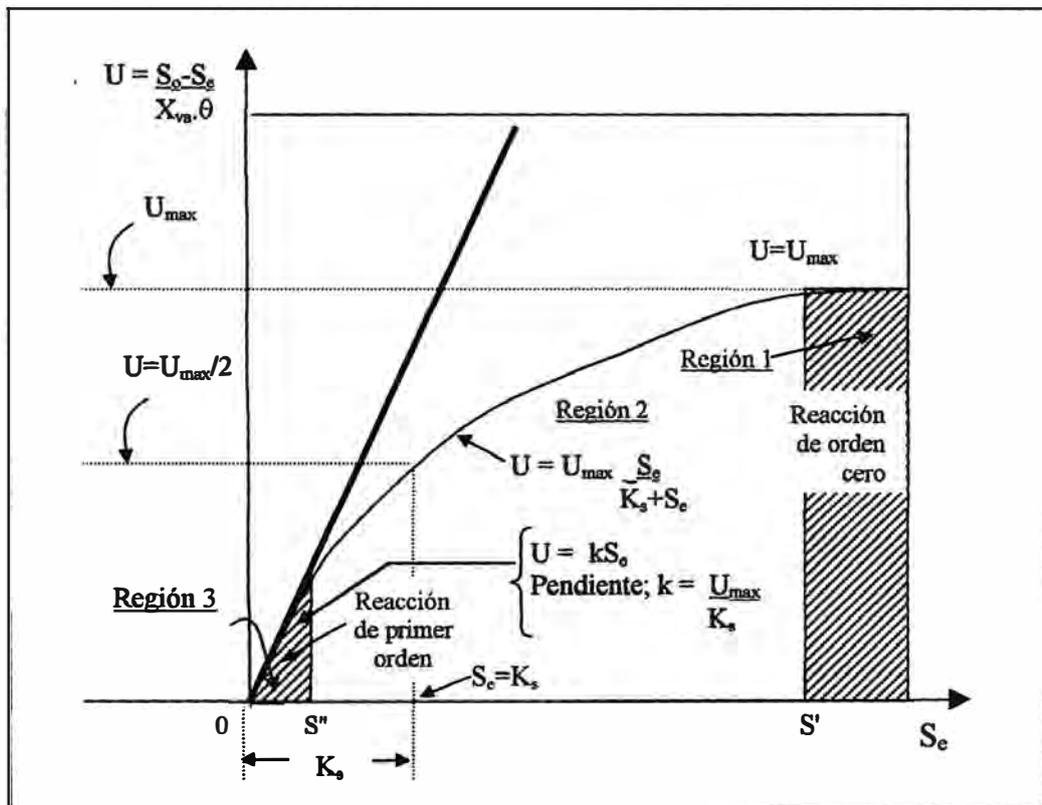


Fig.5.4 Representación de U en función de S_e

La región de concentraciones elevadas de sustrato incluye valores altos de S_e hasta la concentración S' (que corresponde al tiempo t' de la fig.(5.3)). Esta es la región en la que $U = U_{max} =$ constante, independiente de la concentración de sustrato. Reemplazando la ec. (5.44) en la ec.(5.42) se tiene:

$$U = \frac{U_{max} S_e}{K_s + S_e} \quad (5.45)$$

Corolario 2: El consumo de sustrato a concentraciones bajas del mismo sigue una cinética de primer orden.

A concentraciones bajas de sustrato:

$$S_e \ll K_s \quad (5.46)$$

Despreciando S_e en el denominador de la ec.(5.45) al compararlo con K_s

$$U = (U_{\max} / K_s) S_e \quad (5.47)$$

Ya que U_{\max} y K_s son constantes para una agua residual específica, la ec.(5.47) puede escribirse como:

$$U = k S_e \quad (5.48)$$

$$k = U_{\max} / K_s \quad (5.49)$$

Donde :

k = constante de degradación de sustrato o constante de velocidad de consumo ($d^{-1} \cdot l/mg$).

La ec. (5.48) indica que a concentraciones bajas de sustrato el consumo del mismo sigue una cinética de primer orden. En la fig.(5.4) esto corresponde a la sección de la curva desde el valor de abscisas $S_e = 0$, hasta $S_e = S''$. En esta zona la curva está constituida esencialmente por una línea recta que pasa por el origen (con pendiente = k) (18).

- Significado de la constante K_s de Michaelis Menten

Con la ec. (5.45) se demuestra de K_s es igual a la concentración de sustrato cuando la velocidad de su consumo U se hace igual a la mitad del máximo, esto es cuando $U = U_{\max}/2$. Esto se demuestra haciendo $U = U_{\max}/2$ en la ec. (5.45) y despejando S_e . El resultado final es:

$$S_e = K_s \quad (\text{para } U = U_{\max}/2)$$

RESUMEN DE LAS ECUACIONES DE MICHAELIS-MENTEN

1. Concentraciones elevadas (región 1)

(Línea recta paralela al eje de las abscisas)

$$U = \frac{1}{X_{av}} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta} = U_{max} \quad (5.50)$$

2. Concentraciones intermedias (región 2)

(Hiperbola rectangular)

$$U = \frac{1}{X_{av}} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta} = U_{max} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (5.51)$$

3. Concentraciones bajas (región 3)

(Línea recta que pasa por el origen)

$$U = \frac{1}{X_{av}} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta} = \frac{U_{max}}{K_s} S_e = k S_e \quad (5.52)$$

Si: $S_e \gg K_s$ Si: $S_e \ll K_s$

Puesto que la tasa específica de utilización de sustrato "U" sigue una cinética de primera orden cuando los reactores aerobios en continuo operan con concentraciones bajas de sustrato ($DBO_5 \text{ soluble} < 500 \text{ mg/l}$), en el presente trabajo se considerara este modelo como se muestra en la ec.(5.52).

$$U = \frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta} = k S_e$$

Entonces reemplazando el valor de $U = k S_e$ en la ec.(5.23) se obtiene la concentración de sustrato en el efluente ec.(5.52) que junto con las ecuaciones(5.25) y (5.26) forman las bases del diseño del proceso de lodos activados:

$$S_e = \frac{(1 + k_d \theta_c)}{k \cdot \theta_c \cdot Y} \quad (5.53)$$

$$X_{av} = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_o - S_e)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)}$$

$$V = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot Q \cdot (S_o - S_e)}{X_{av} \cdot (1 + k_d \theta_c)}$$

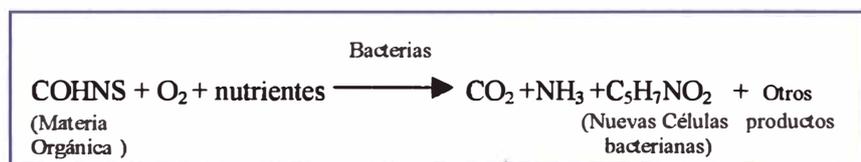
5.3.3 Consumo de Oxígeno

El Consumo Total de Oxígeno en un sistema biológico esta dado por los requerimientos de oxígeno para oxidar el sustrato con objeto de proporcionar energía a los microorganismos y el oxígeno utilizado en el proceso de Respiración Endógena.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Consumo} \\ \text{Total de} \\ \text{Oxígeno} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Oxígeno} \\ \text{Requerido para} \\ \text{Oxidar el} \\ \text{Sustrato} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Oxígeno} \\ \text{Requerido en la} \\ \text{Respiración} \\ \text{Endógena} \end{array} \right) \quad (5.54)$$

El oxígeno requerido para oxidar el sustrato se puede determinar partiendo de la ecuación (5.19) correspondiente a la velocidad a la que el sustrato se oxida en el reactor y la ec.(5.1) correspondiente a la oxidación de sustrato. Calculando la cantidad de oxígeno estequiométricamente se tiene:

$$\left[\frac{dS}{dt} \right] = \frac{Q \cdot (S_o - S_e)}{V} \quad (5.19)$$



Pesos Moleculares: PM_{MO} \swarrow \nearrow PM_{O_2}

(masa/tiempo): $\left[\frac{dS}{dt} \right] \cdot V$ \swarrow \nearrow ?

$$\begin{aligned} \text{Masa de Oxígeno requerido para oxidar el Sustrato} &= \underbrace{\left(\frac{dS}{dt} \right) \cdot V}_{Q \cdot (S_o - S_e)} \cdot \underbrace{\left(\frac{\text{PM}_{\text{O}_2}}{\text{PM}_{\text{MO}}} \right)}_{a'} \\ &= Q \cdot (S_o - S_e) \cdot a' \end{aligned}$$

De la misma forma la masa de Oxígeno consumido en la Respiración endógena se puede obtener estequiométricamente partiendo de la ec.(5.2) correspondiente al proceso de respiración endógena y considerando la ec. (5.8) correspondiente a la velocidad de microorganismos consumidos en esta etapa.

$$\frac{(dX_{av})_e}{dt} = -k_d \cdot X_{av} \quad (5.8)$$



Pesos Moleculares: 113 160

(masa/tiempo): $\left[\frac{dX_{av}}{dt} \right] \cdot V$?

$$\begin{aligned} \text{Masa de Oxígeno requerido en la Respiración endógena} &= \underbrace{(dX_{av}/dt) \cdot V}_{(160/113)} \\ &= X_{av} \cdot V \cdot \underbrace{k_d}_{(160/113)} \\ &= X_{av} \cdot V \cdot b' \end{aligned}$$

Entonces el consumo total de oxígeno se puede representar como:

$$kgO_2/d = (VUO) \cdot V = a' \cdot (S_o - S_e) Q + b' \cdot X_{av} V = \quad (5.55)$$

Donde:

a' : Coeficiente de requisitos de Oxígeno para la oxidación,
(kg O₂/kg DBO₅ soluble destruido)

b' : Coeficiente de requisitos de Oxígeno para la respiración endógena,
(kg O₂/kgSSVLM. d)

VUO: Velocidad de utilización de oxígeno (mg O₂.d.l). Es el oxígeno consumido por día por unidad de volumen del reactor

Dividiendo la ecuación (5.55) entre $X_{av} V$ y reemplazando $V/Q = \theta$ (tiempo de retención hidráulico del reactor) se obtiene:

$$(VUO)/ X_{av} = a' \cdot [(S_o - S_e)/ X_{av} \cdot \theta] + b' \quad (5.56)$$

El término $(S_o - S_e)/ X_{av} \cdot \theta$ se definió en la ec.(5.21) como *velocidad específica de consumo de sustrato "U"*

$(VUO)/ X_{av}$, se denomina *velocidad específica de consumo de oxígeno "R_{O2}"* y es una medida del consumo de oxígeno por unidad de tiempo y unidad de masa del lodo biológico presente en el reactor. Entonces la ec. (5.56) se puede expresar también como:

$$R_{O_2} = a' U + b' \quad (5.57)$$

5.3.4 Relación entre los parámetros "b'" y "k_d"

Considerando C₅H₇NO₂ como fórmula empírica de los microorganismos en un sistema de tratamiento biológico, entonces existirá una relación aproximada entre las constantes "b'" y "k_d".

"k_d" está constituido por la fracción de los microorganismos en el reactor que son destruidos por unidad de tiempo en la fase de respiración endógena, entonces la masa de microorganismos oxidados por unidad de tiempo en esta fase será igual a: $k_d \cdot X_{av} \cdot V$

"b'" es la cantidad de oxígeno utilizado por la masa de lodo en el tanque de aeración ($X_{av} \cdot V$) por unidad de tiempo en la fase de respiración endógena. Entonces la masa de oxígeno requerido por unidad de tiempo en esta etapa será igual a: $(b' \cdot X_{av} \cdot V)$

Considerando el cálculo aproximado de oxígeno requerido durante la respiración endógena en el ítem 5.3.3 se tiene:

$$k_d \cdot (160/113) = b' \quad (5.58)$$

Simplificando se tiene:

$$b' / k_d = 1,42 \quad (5.59)$$

En consecuencia, teóricamente se consumen 1,42 kg de Oxígeno para oxidar 1 kg de SSVLM.

Cabe reiterar que el valor 1,42 solo se cumple si se considera $C_3H_7NO_2$ como fórmula empírica correspondiente a los microorganismos.

Experimentalmente se ha encontrado que este valor puede oscilar entre 1,07 y 1,77; puesto que los requerimientos de oxígeno dependen de las características del sustrato, además la fórmula empírica utilizada para representar la composición de los microorganismos no es constante y puede variar de C_4H_8ON a $C_8H_{15}O_5N$, dependiendo de la etapa de crecimiento y del sustrato utilizado (7).

El cuadro 5.1 muestra el valor de las constantes cinéticas para diferentes tipos de aguas residuales reportadas por la bibliografía.

Cuadro 5.1 Constantes Cinéticas Típicas de Distintas Aguas Residuales

Agua Residual	K (d ⁻¹ .l/mg)	Y	k _d (d ⁻¹)	a'	b' (d ⁻¹) (*)	Referencia Bibliográfica
Domestica	0,017-0,03	0,73	0,075	0,52	0,12	Ramalho 1993
		0,4-0,8	0,025-0,075	-	0,036-0,107	Metcalf & Eddy 1991
		0,49-0,64	0,2 (<11°C)	0,52	0,284	Yánez 1979
		-	0,25 (>13°C)	-	0,036	Yánez 1979
		-	0,075 (20°C)	-	0,107	Yánez 1979
		-	0,055 (15°C)	-	0,078	Yánez 1979
		0,5	0,055	-	0,078	Heukelekian
		0,38-0,5	0,069	-	0,098	Middlebrooks
		0,53	0,001	-	0,001	Jenkins e Menar
		0,60	0,05	-	0,071	Haas e Pearson
		0,73	0,075	-	0,107	Eckenfelder
		0,30-0,70	0,03-0,07	-	0,043	Qasim
		Refinería	0,074	0,49-0,62	0,10-0,16	0,4-0,77
0,31	-			0,56	-	Yánez 1979
Químicas y Petroquímicas	0,0029-0,018	0,31-0,72	0,05-0,17	0,31-0,76	0,071-0,241	Ramalho 1993
Cervecera	-	0,56	0,1	0,48	0,142	Ramalho 1993
		0,39	-	0,44	-	Yánez 1979
Farmacéuticas	0,018	0,72-0,77	-	0,46	-	Ramalho 1993
Pastas Kraft y Blanqueado	-	0,5	0,08	0,65-0,8	0,114	Ramalho 1993
		0,5	-	0,65-0,8	-	Yánez 1979
Lecherías	-	-	0,3 (25°C)	-	0,426	Yánez 1979
Fibra Sintética	-	0,38	-	0,55	-	Yánez 1979

Fuente: Propia considerando las referencias bibliográficas mencionadas en el presente cuadro

(*) Puesto que las distintas fuentes bibliográficas no reportaban valores de b', se determinaron valores aproximados teóricos de b' multiplicando el valor de las constantes k_d por el valor 1,42.

El anexo 10.3 muestra un ejemplo explicativo del significado de las Constantes Cinéticas Y, k_d, a' y b' en los Procesos Metabólicos en un Ambiente Aerobio.

6. DETERMINACIÓN DE CONSTANTES CINÉTICAS A PARTIR DE UN REACTOR DE FLUJO CONTINUO.

6.1 Estudios de Tratabilidad Biológica

Han habido muchos casos de plantas de tratamiento de aguas residuales que han sido sobredimensionadas o subdimensionadas resultando ser ineficientes debido a que fueron construidas sin estudios de tratabilidad previos ó basándose en las constantes de diseño obtenidas en países industrializados cuyas condiciones climáticas y concentraciones de efluentes son diferentes a las de los países en desarrollo. Por esta razón la Norma S.090 correspondiente a Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales establece lo siguiente:

- *Item 4.4.4.1: La finalidad de los estudios de tratabilidad biológica es determinar en forma experimental el comportamiento de la biomasa que llevará a cabo el trabajo de biodegradación de la materia orgánica, bajo diferentes condiciones climáticas y de alimentación. En algunas circunstancias se tratará de determinar el comportamiento del proceso de tratamiento, frente a sustancias inhibidoras o tóxicas. Los resultados más importantes de estos estudios son:*
 - *Las constantes cinéticas de biodegradación y mortalidad de bacterias.*
 - *Los requisitos de energía (oxígeno) del proceso.*
 - *La cantidad de biomasa producida, la misma que debe tratarse y disponerse posteriormente.*
 - *Las condiciones ambientales de diseño de los diferentes procesos.*
- *Item 4.4.4.2: Estos estudios deben llevarse a cabo obligatoriamente para ciudades con una población actual (referida a la fecha de estudio) mayor a 75000 habitantes y otras de menor tamaño que el organismo competente considere de importancia por su posibilidad de crecimiento, el uso inmediato de aguas del cuerpo receptor, la presencia de cargas industriales, etc.(23)*

El objetivo del presente capítulo es describir en forma detallada el desarrollo experimental para la determinación de constantes cinéticas, lo cual forma parte de los estudios de tratabilidad biológica que deberían estar desarrollando en nuestro país y con mayor urgencia en la ciudad de Lima cuya población bordea los ocho millones de habitantes; cantidad que sobrepasa los 75000 habitantes que establece la ley S.090.

6.2 Desarrollo Experimental

El presente trabajo fue desarrollado en el laboratorio del Departamento de Ingeniería Ambiental, Física y Meteorología de la Facultad de Ciencias de la Universidad Agraria La Molina -UNALM y en las instalaciones de la Unidad de Apoyo Técnico para el Saneamiento Básico del Area Rural-UNATSABAR del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente-CEPIS.

6.3 Descripción del Sistema Utilizado

6.3.1 Reactor

El diseño del reactor se basó en el modelo recomendado por la bibliografía (Eckenfelder W.W. Water Pollution Control, 1970). El sistema estuvo conformado por seis celdas construidas con planchas de acrílico. Cada una de estas celdas se dividió en dos secciones: La cámara de aeración y decantación que simulaban el tanque de aeración y el sedimentador secundario de una planta real de lodos activados. Las cámaras de aeración y decantación estaban separadas por una puerta deslizante (deflectores o pantallas) que se dejaban a una luz libre en el fondo del tanque de 1,2cm de la base. La capacidad aproximada de cada cámara de decantación era tres litros y el volumen de la respectiva cámara de aeración era alrededor de siete litros. El aire era suministrado por un compresor y el sustrato era distribuido a cada celda mediante un dosificador, el cual era alimentado por una bomba peristáltica. El efluente se recolectó en un

tubo inclinado, cuyo extremo superior estaba sellado y el extremo inferior conectado a una manguera que transportaba el efluente hacia el punto de disposición final.

Las celdas N°1 y 2 fueron diseñadas para operar con tiempos de retención hidráulica (θ) entre 6 y 8h correspondiente al proceso Convencional y las cuatro celdas restantes operaban con (θ) entre 12 y 36h correspondiente al proceso de Aeración Extendida. El equipo utilizado se muestra en la fig.6.1 y los planos del sistema en las figs. 6.2 y 6.3.

6.3.2 Aeración:

El aire para la agitación del lodo biológico fue suministrado por un compresor, el cual prendía y apagaba automáticamente cada 15 minutos. El aire era transportado por una manguera de alta presión hacia un tubo de PVC el cual estaba sellado en uno de sus extremos y tenía 6 perforaciones en donde se conectaban mangueras flexibles que alimentaban de aire a cada celda. Cada una de estas mangueras tenía adaptada una válvula de venoclisis con la cual se regulaba el flujo de entrada de aire. Dentro de las cámaras de aeración, cada una de estas mangueras estaba conectada a los difusores. Debido a los inconvenientes respecto a la disposición y el tamaño de los difusores se usaron las distribuciones que se muestran en la fig.6.4.

* Modelo N°1

Se usó un difusor por cada celda. Los difusores tenían forma de prisma triangular con un largo aproximadamente de 6cm. Este tipo de difusores formaban burbujas gruesas y la distribución de aire no era uniforme a lo largo del difusor por lo que se abandonó este modelo.

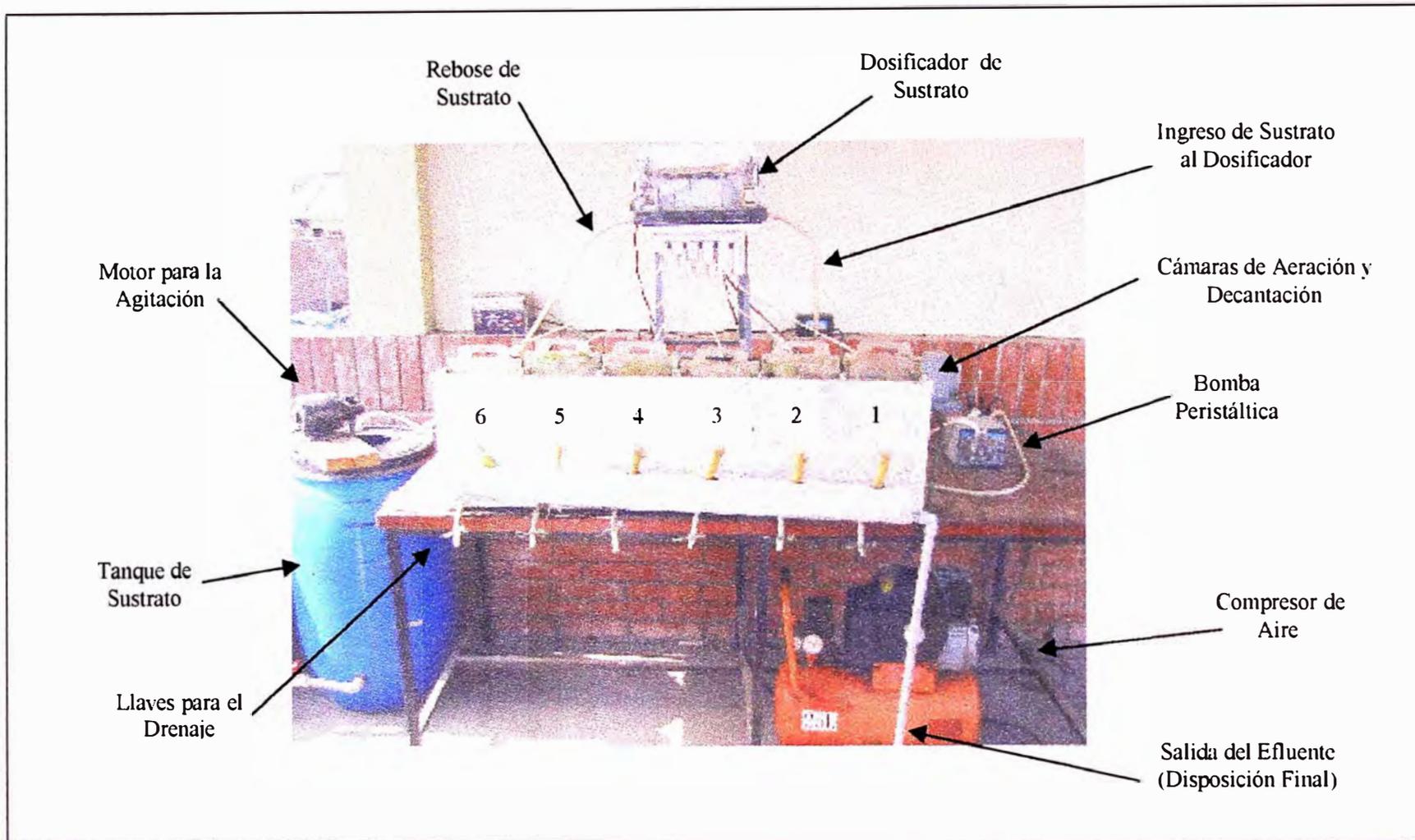


Fig.6.1 Reactor Utilizado en las Pruebas Experimentales

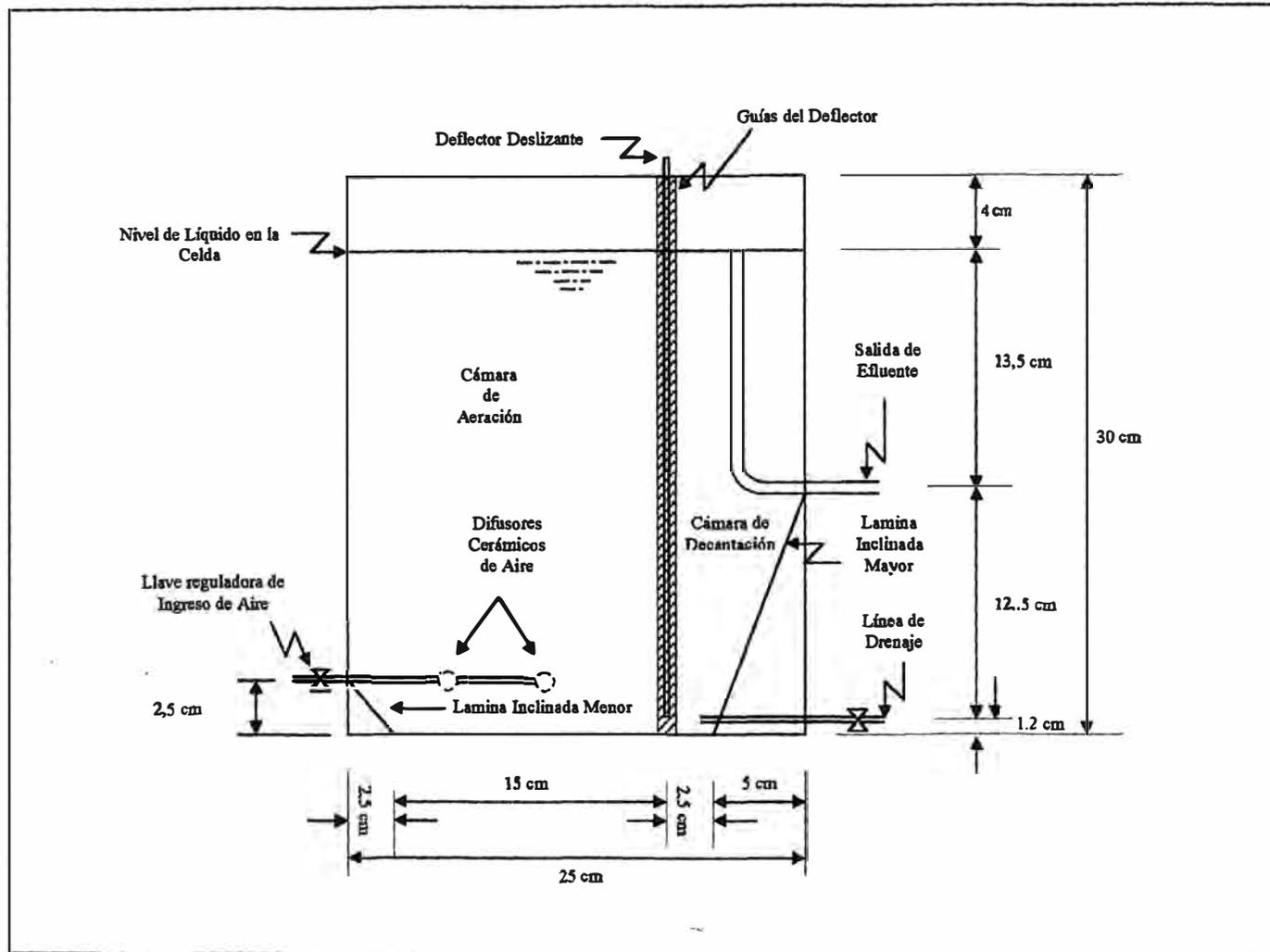


Fig.6.2 CORTE A-A' de las Celdas

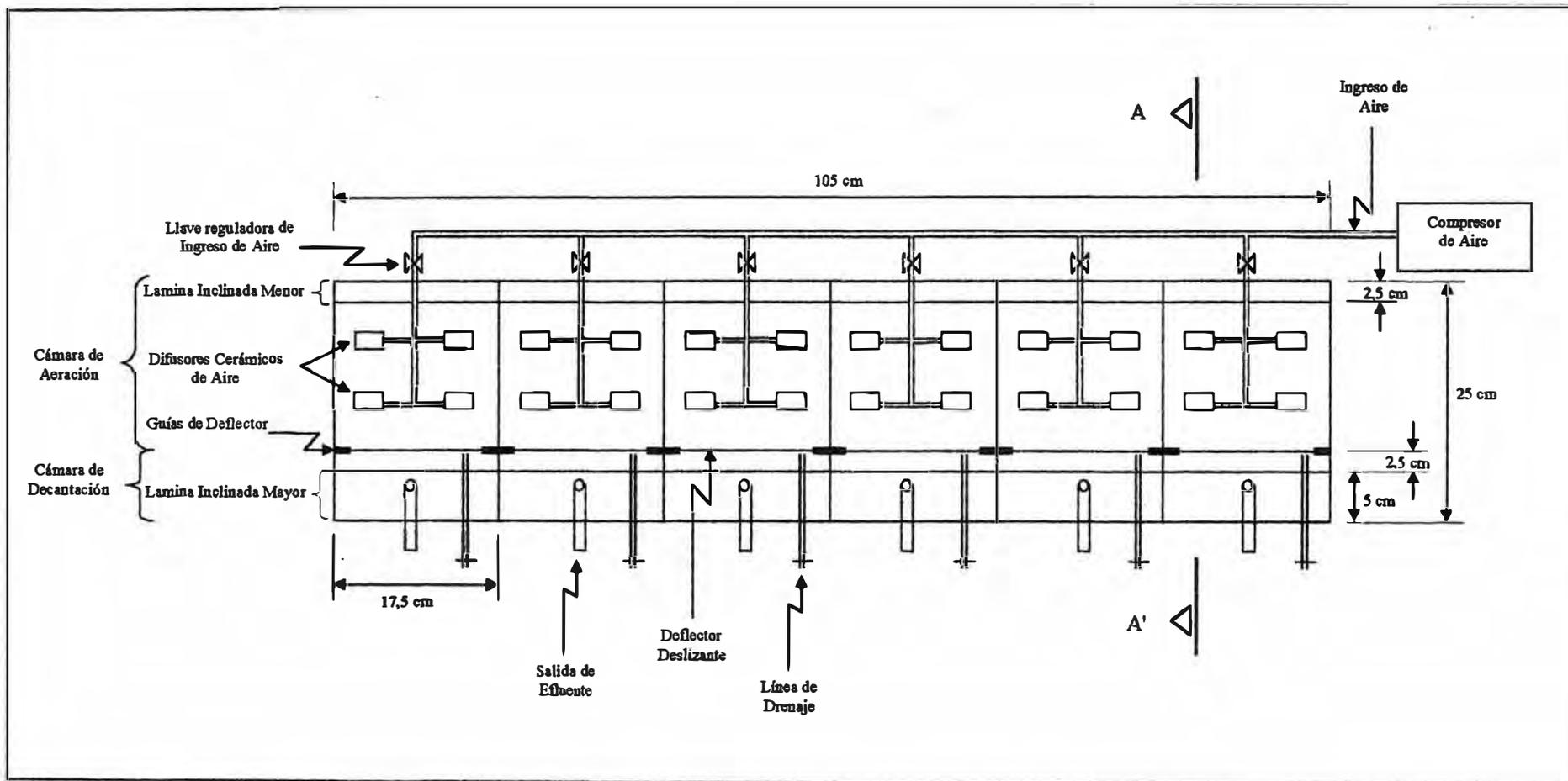


Fig.6.3 Vista en Planta de las Celdas

*** Modelo N°2**

Se usó dos difusores por celda. Los difusores tenían forma cilíndrica de diámetro aproximado igual a 3cm x 3,5cm de largo. Este tipo de difusores formaba burbujas finas, sin embargo la presión de aire que salía de ellos no era suficiente para mantener en suspensión la mezcla de lodo y agua residual (licor mezclado), además el compresor se prendía y apagaba en periodos más cortos, por lo tanto se tuvo que cambiar de modelo.

*** Modelo N°3**

Se usó 4 difusores por celda dispuestos paralelamente en dos filas. Los difusores tenían forma cilíndrica de diámetro aproximado igual a 1,5cm x 2,5cm de largo. Con este tipo de difusores se formaban burbujas finas, la presión del aire inyectado era suficiente para mantener el licor mezclado en suspensión y la disposición de los difusores permitía que la distribución de oxígeno fuera mas uniforme en la cámara de aeración. Por esta razón se decidió usar este arreglo durante todo el experimento.

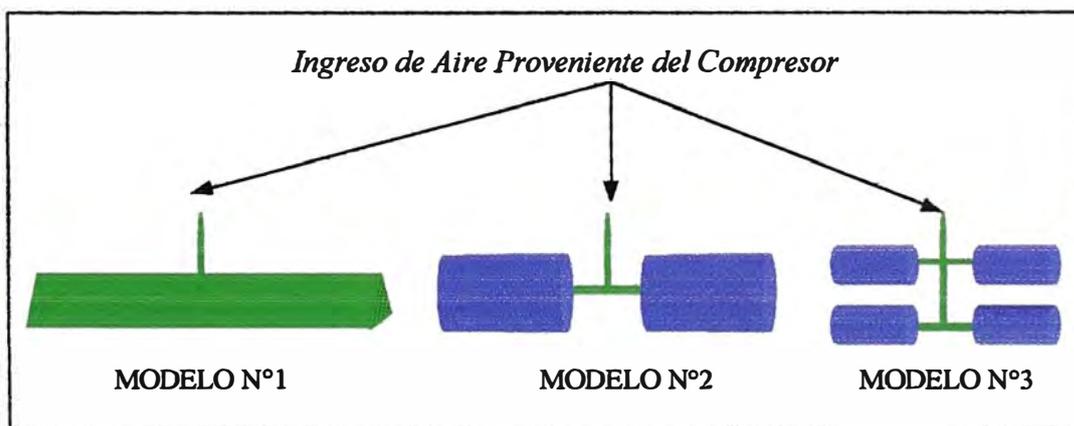


Fig.6.4 Arreglo de los Difusores Utilizados en el Experimento

6.3.3 Dosificador de Sustrato

El sustrato se almacenó en un bidón de 120 L de capacidad. El sustrato era agitado y homogeneizado mediante un mezclador accionado por un motor. El consumo diario de sustrato era aproximadamente de 90L/d. Debido a limitaciones económicas, no se contaba con una bomba

peristáltica para cada celda por lo cual se decidió construir un dosificador que suministrara diferentes caudales de sustrato a las seis celdas usando una sola bomba peristáltica. En este experimento se evaluaron dos tipos de dosificadores:

- MODELO N°1

Inicialmente, se utilizó una columna dosificadora (ver fig.6.6). Este sistema fue construido usando un tubo de PVC al cual se le practicaron agujeros donde se colocaron tapones de jebe en los cuales a su vez se insertaron agujas conjuntamente con soportes adicionales para mantener fijas las agujas. El tubo trabajaba en posición vertical y se encontraba sellado por el extremo inferior, en la parte superior tenía un sistema de rebose, de tal forma que la carga de sustrato se mantuviera constante al ser alimentado el tubo por la parte superior. Las agujas se encontraban a diferentes distancias con respecto a la parte superior del tubo con lo que se lograba obtener diferentes caudales que fluctuaban entre 5 y 30ml/min. El calculo se realizó aplicando la siguiente ecuación:

$$Q_n = A\sqrt{2 \cdot g \cdot H_n} \quad (6.1)$$

Donde :

Q_n = Flujo de sustrato que sale de la aguja número 'n'

H_n = Altura hidráulica de sustrato que corresponde a la aguja número 'n'

A = Area del orificio de las agujas

g = gravedad

n = Indica el número de celda que le corresponde.

Al probar el funcionamiento del dosificador inicialmente con agua y posteriormente con sustrato no se observaron problemas, sin embargo después de varios días de funcionamiento se formó una película gelatinosa (película biológica) en las paredes de las agujas causando su obstrucción, por lo tanto se decidió abandonar este modelo y construir un segundo dosificador (Ver fig.6.7).

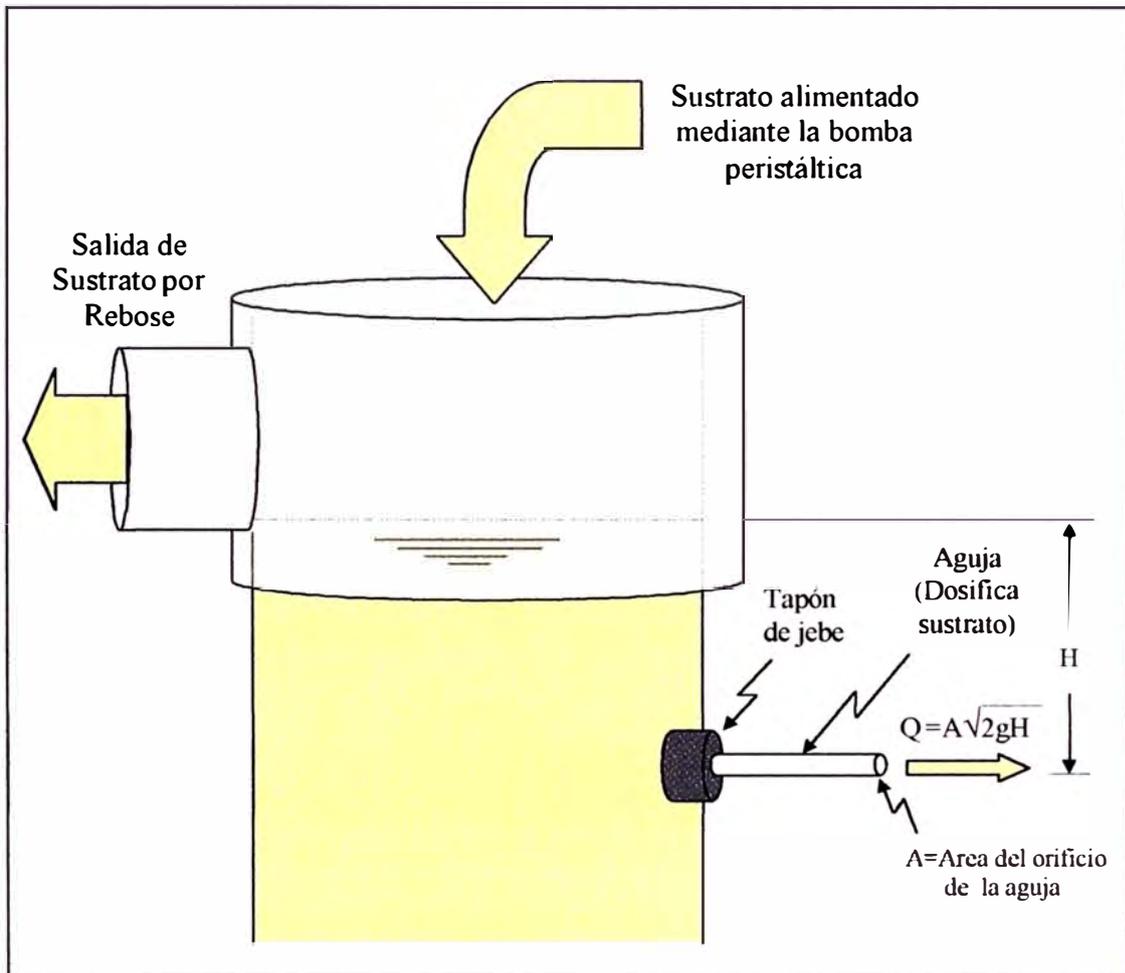


Fig. 6.5 Sistema de Rebose utilizado en el dosificador MODELO N°1

- MODELO N°2

Este modelo se diseñó para dosificar volúmenes predeterminados de sustrato en forma pulsante. El dosificador estaba formado por 6 cilindros dispuestos verticalmente, los cuales alojaban un determinado volumen de sustrato y tenían una válvula de salida en la parte inferior que normalmente se encontraba cerrada, complementándose el dosificador con un sistema de rebose en la parte superior. El ciclo de funcionamiento se iniciaba con el encendido de la bomba peristáltica la cual bombeaba sustrato durante 40 segundos, durante este periodo los cilindros se llenaban y el sustrato excedente era retornado al tanque de sustrato. Al término de los 40 segundos la bomba peristáltica se apagaba, las válvulas de salida de cada cilindro se

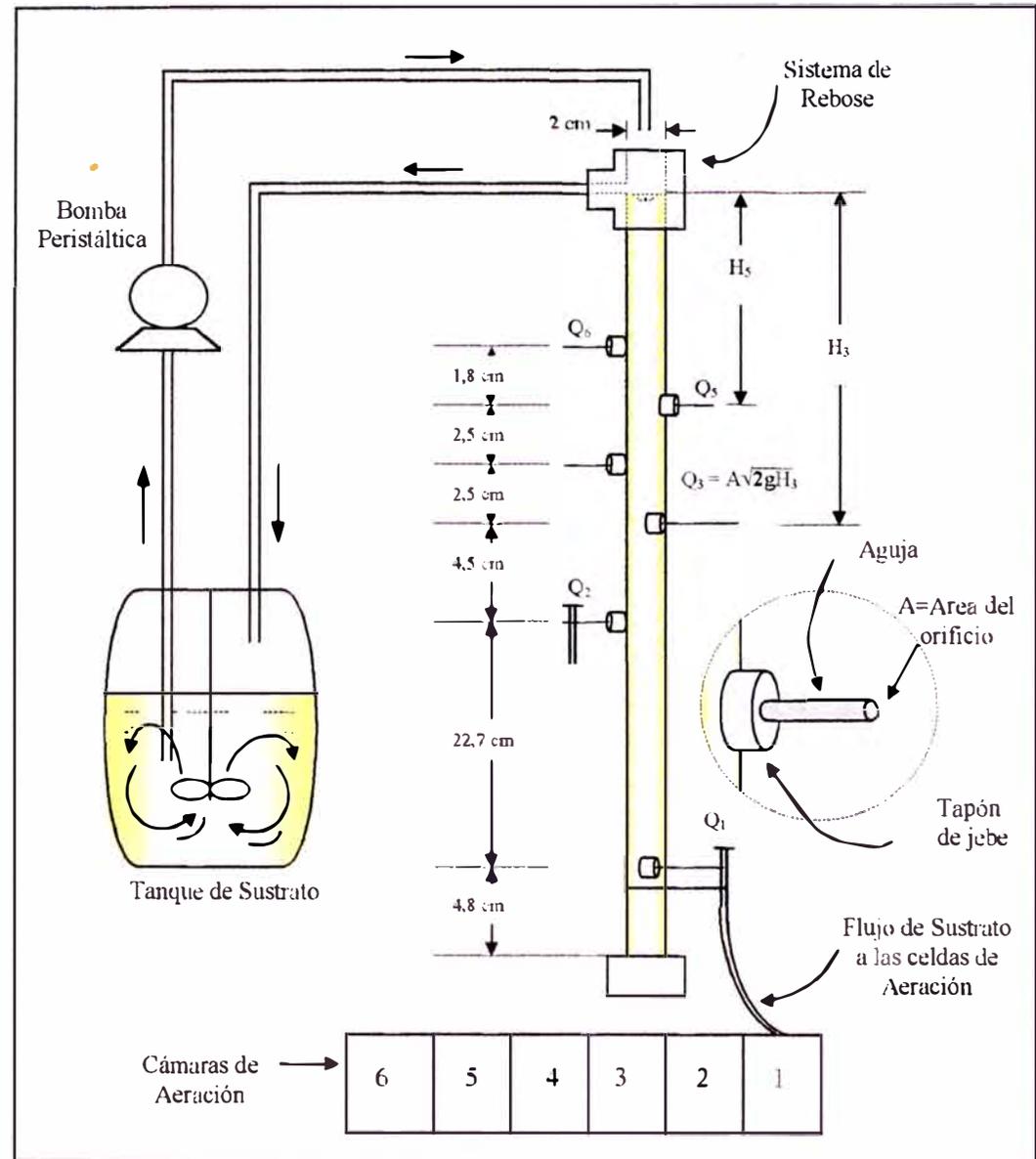
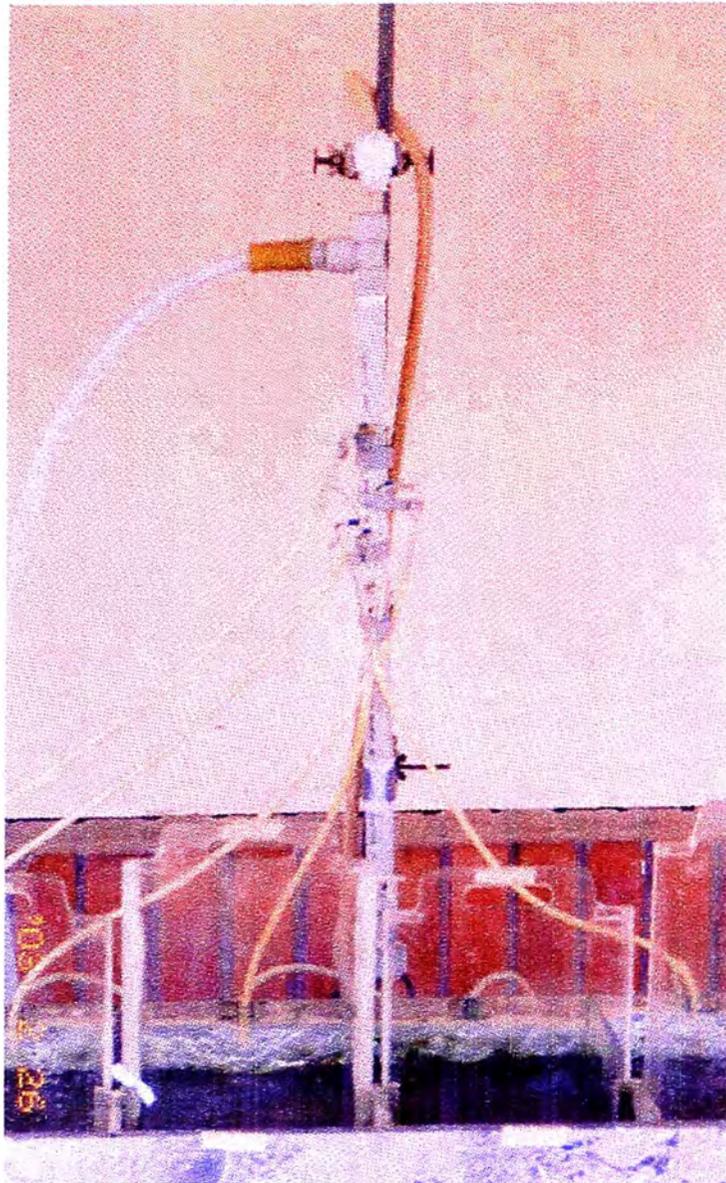


Fig.6.6 Dosificador -Modelo N° 1

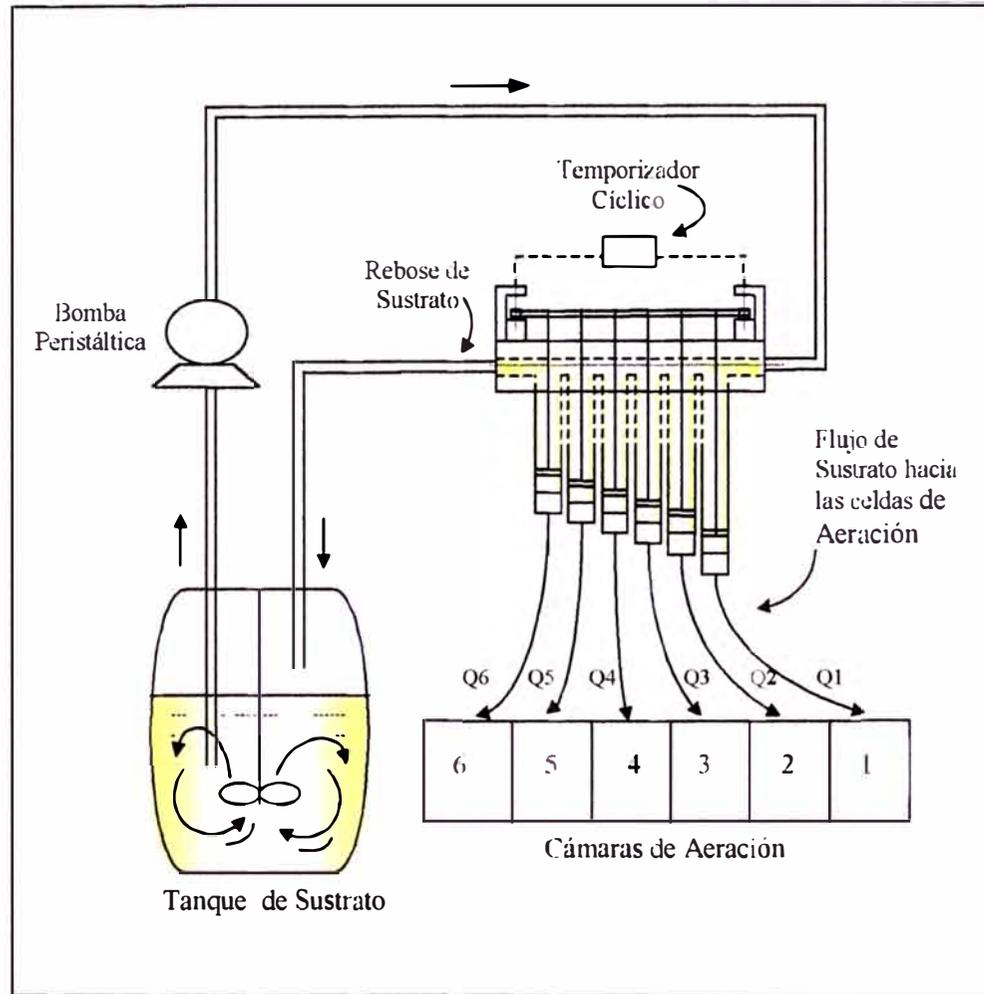
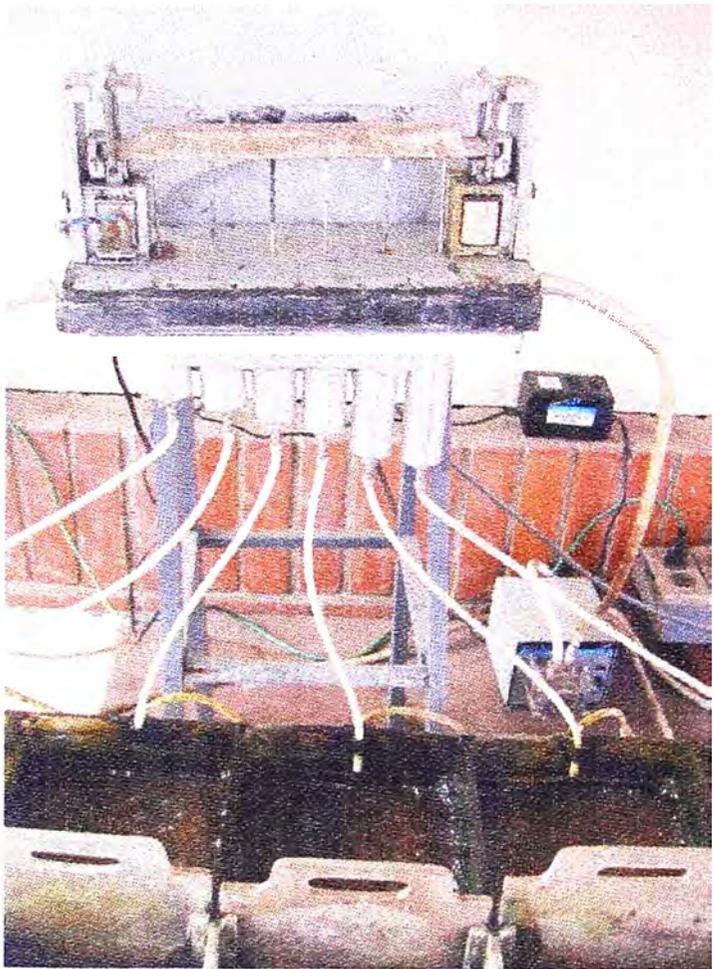


Fig.6.7 Dosificador -Modelo N° 2

abrían y el volumen alojado en los cilindros era dosificado a cada celda por 20 segundos. Todo este proceso era controlado por un temporizador cíclico de 60 segundos. Transcurrido este tiempo, las válvulas de los cilindros se volvían a cerrar, la bomba peristáltica se encendía y el llenado de los cilindros se iniciaba nuevamente, repitiéndose de esta forma el ciclo de funcionamiento.

6.3.4 Especificación de Equipos y Accesorios

Cuadro 6.1 Equipos y Accesorios para la Dosificación de Sustrato

DESCRIPCION	FUNCION
• 2 Bidones de Plástico de 120L	- Preparación del sustrato
• 2 Bombas Peristálticas Masterflex L/S Modelo N° 77200-10 35-200 r.p.m. Torque : 20 oz-in, máx.	- Alimentación del sustrato al sistema dosificador
• 2 Transformadores Globtek Inc. ADAPTOR TD23J2400I/2 CP Input 230V ~50Hz 0,3A Output 13,5V ----- 2,4 A	- Proveer de corriente continua a las bombas peristálticas
• 2 Cabezales Cole Parmer Instrument Company Numero: 07016-20	- Alimentación de sustrato al sistema dosificador
• Manguera de Tygon Masterflex L/S 6424-18 Di : 7,9mm De: 12mm L: 2m	- Conducción de sustrato al sistema dosificador mediante la bomba peristáltica.
• Mezclador	- Uniformizar la solución de Sustrato
• Motor de mezclador de Paleta Gerald K. Heller Co. Tipo: GTGO-10 N°B00I18074 Potencia: 1/20 HP 115V 50/60Hz Torque: 12 LbX pulg 360 RPM Ratio: 10:1	- Accionar el mezclador
• Equipo Dosificador: - Este equipo incluía un Temporizador Cíclico Modelo: Orbi, Marca: Siemens	- Dosificar sustrato
• Manguera de Tygon Masterflex L/S 6424-16 Di : 3,1mm De: 6,3mm L _T : 0,5m	- Distribución de sustrato a cada cámara de aeración desde el dosificador

Cuadro 6.2 Equipos y Accesorios para la Inyección de Aire

DESCRIPCION	FUNCION
<ul style="list-style-type: none"> 1 Compresor KAILI Modelo: ZB-0.12/8 Aire Desplazado: 120L/min Presión: 0,8Mpa Velocidad: 3400 r.p.m. Potencia: 1,5Kw 220V/60Hz 	Inyección de Aire, funcionamiento automático
<ul style="list-style-type: none"> 1 Manguera para fluidos de alta presión RUBBER HOSE TOYOBA Di: 0,6 cm, L: 2m 	Conducción de aire a la línea de inyección
<ul style="list-style-type: none"> Línea de Inyección: <ul style="list-style-type: none"> - 1 Tubo de PVC, D:1,27cm, L:1m - 1 Tapón de PVC, D:1,3 cm - 3 Codos para inyección de aire para pecera - 6 Válvulas para venoclisis - 6 Mangueras Flexibles D: 0,6cm, L: 50cm 	Transporte de Aire a las cámaras de aeración
24 difusores:4 difusores en cada reactor unidos mediante conectores (accesorios para pecera)	Difundir el aire inyectado

Cuadro 6.3 Materiales para construir las Cámaras de Aeración y Decantación

DESCRIPCION	FUNCION
<ul style="list-style-type: none"> Planchas de Acrílico transparente de 0,5cm de espesor 	Deflectores, paredes y base de las cámaras de aeración y sedimentación
<ul style="list-style-type: none"> Mangueras de látex de 0,6cm de diámetro 	Conducción del efluente al desagüe
<ul style="list-style-type: none"> Manguera de Tygon Masterflex L/S 6424-16 Di : 3,1mm De: 6,3mm L_T: 0,5m 	Conducción de la purga de lodos
<ul style="list-style-type: none"> 12 Tubos de acrílico 	Drenaje del efluente de los sedimentadores hacia el desagüe y tuberías para extracción de muestras del sedimentador
<ul style="list-style-type: none"> 6 Pinzas Mohr, 	Llave para la extracción de muestras del sedimentador

6.4 Sustrato:

Normalmente en plantas de tratamiento de aguas residuales, el sustrato esta constituido por las aguas residuales crudas, sin embargo en el desarrollo del presente trabajo se decidió utilizar un sustrato sintético por las siguientes razones:

Este trabajo requería el uso de un sustrato que mantuviera una concentración de DBO constante durante todo el experimento. Esta característica era fácil de lograr usando un sustrato sintético.

El lugar donde se llevo a cabo el experimento no disponía de un flujo continuo de aguas residuales crudas.

- Debido a la falta de información detallada referente al desarrollo de este tipo de trabajos de investigación y a la falta de experiencia con respecto a la metodología a seguir, se prefirió usar un sustrato sintético de composición conocida con el cual se podría ensayar la metodología con menor riesgo a la contaminación.

Para definir la composición del sustrato sintético a utilizar en el presente experimento se estudiaron diferentes composiciones de sustratos las que fueron divididas en tres grupos principales:

- Fuente Orgánica

Macronutrientes (Elemento o compuesto que se necesita en cantidades relativamente grandes por un organismo)

Micronutrientes (Elemento o compuesto que es requerido en muy pocas cantidades por un organismo).

Los sustratos que incluían concentraciones definidas de cada componente con sus respectivas composiciones aproximadas de DQO y DBO se muestran en el cuadro 6.4.

Adicionalmente, se encontraron otros sustratos cuya DBO requería ser ajustada debido a la naturaleza de sus componentes, estas formulaciones se presentan en el cuadro 6.5.

Cuadro 6.4 Comparación entre las Composiciones de Sustrato

Componentes / Sustrato N°	COMPOSICION (mg/l)						
	1	2	3	4	5	6	
FUENTE ORGANICA	Glucosa	161				350	1500
	Peptona	161				150	
	Jabón de Tocador		3				
	Almidón		300				
	Gelatina		60				
	Papel Higiénico		4				
	Leche en Polvo Desnatada		180				
	Extracto de Carne			250 *	110	100	
	Sacarosa			40 *			
	Almidón Comercial			120 *			
	Celulosa			40 *			
	Aceite de Soya			50 *			
	CH ₃ COONH ₄						400
	CH ₃ OH (99,8%)						0,5 •
	Peptona de Caseína				160		
	MACRONUTRIENTES	MgSO ₄ ·7H ₂ O	50	3		2	7,2
(NH ₄) ₂ Fe(SO ₄) ₂		3					
KH ₂ PO ₄		44,5		6		4	8,5
K ₂ HPO ₄				22,5	28		21,75
(NH ₄) ₂ SO ₄		74,2					
NaHCO ₃		115	150				2000
Na ₂ HPO ₄ ·7H ₂ O						18,8	33,4
NaH ₂ PO ₄			10				
MgCl ₂ ·6H ₂ O				7			
NaCl				249,6	7	10	
CaCl ₂ ·2H ₂ O		39,81		4,48	4	6,63	59,1
FeSO ₄ ·7H ₂ O				200			5
CaCO ₃				120			
Na ₂ S				30			
Urea (NH ₂) ₂ CO			15		30		
Tiourea (NH ₂) ₂ CS			20				
KCl			4			5	
FeCl ₃ ·6H ₂ O			5	1,35		2,5	
SeO ₂							8,5
Acido Nitrilo Triacético (NTA)			12,8				
MICRONUTRIENTES	MnCl ₂ ·4H ₂ O			0,1			
	CoCl ₂ ·6H ₂ O			0,0024			
	CaCl ₂ ·2H ₂ O			0,1			
	FeCl ₃ ·6H ₂ O						0,25
	ZnCl anhidro			0,1			
	CuCl ₂ ·2H ₂ O			0,025			
	H ₃ BO ₃			0,01			
	Molibdato de Sodio·H ₂ O			0,024			
	NaCl			1			
	Na ₂ SeO ₃ ·5H ₂ O			0,026			
	CoCl ₂						0,08
	NiSO ₄						1
	NiCl ₂ ·6H ₂ O			0,12			
	DQO (mg/l)	320 ±15	~ 550	~ 500			
DBO ₅ (mg/l)		~ 350		100 ±15	~ 350	~2000	

Fuente:: Propia considerando la siguiente referencia bibliografica

Sustrato N°	Referencia Bibliográfica
1	Journal of environmental Engineering (11)
2	Universidad de Valencia -Departamento de Ingeniería Química - Lab de aguas Residuales (3)
3	Composición y Uso de Agua Residual Doméstica en Reactores a Escala de Laboratorio (19)
4	Norma Alemana (9)
5	Revista DAE - Características e preparo do substrato (10)
6	Water Science and Technology - Kinetic studies on a UASB reactor -Vol.25 Num.7 1992

* Expresado en mg/l de DQO

• Expresado en ml/l

Cuadro 6.5 Sustratos con Concentraciones de DBO a Regular

Nº	FUENTE ORGANICA	NUTRIENTES	OBSERVACIONES
7	- Agua residual concentrada de destilería de Vino (Vinaza): pH 3,4	NH_4Cl 530 mg/l KH_2PO_4 50 mg/l $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 10000 mg/l $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 10000 mg/l	-Diluir la Vinaza a la concentración requerida -Neutralizar el pH de la solución usando NaOH(10N) para aumentarlo y zumo de limón para disminuirlo.
8	- Extracto de Hígado de vaca 0,7 ml/l - Glucosa 210 mg/l	NaHCO_3 1050 mg/l K_3PO_4 4 mg/l MgSO_4 15 mg/l $\text{NH}_4\text{CH}_3\text{COO}$ 850 mg/l	- Preparar el extracto de hígado (1kg de hígado licuado en 1250 ml de agua) y refrigerar. -Extraer muestras de extracto de hígado de acuerdo a la concentración requerida. -La concentración de DBO en el sustrato es variable debido a que extracto de hígado presenta concentración variable. -Las ventajas de este sustrato son el bajo costo y diversidad de nutrientes necesarios para el crecimiento microbiano
9	-Vinaza "in natura" que es obtenida durante la producción de alcohol (la materia prima es jugo de caña de azúcar y melaza). Presenta las siguientes características: N 0,37 g/l NH_4^+ 0,04 g/l P 0,024 g/l SO_4 0,42 g/l K 1,3 g/l pH=3,9 DQO= 31,5 g/l -Efluente reciclado del mismo reactor de aguas residuales.	Urea 7,4g N/kgDQO H_3PO_4 1,7g P/kgDQO	-Diluir la Vinaza a la concentración requerida. -Usar NaOH para neutralizar -La Urea y el ácido fosfórico fueron utilizados para aportar Nitrógeno y Fósforo a la vinaza.

Fuente: Propia considerando las siguientes referencias bibliográficas:

Sustrato Nº	Referencia Bibliográfica
7	S. Mathiot – Anaerobic fluidised bed reactor.
8	A.L.F.C. Maragno, J.R. Campos – Anaerobic fluidised bed reactor.
9	M.E. Souza, G. Fuzaro, A.R. Polegato – Thermophilic Anaerobic Digestion

Artículos de la Revista *Water Science and Technology* Vol.25 Num.7 1992

En este experimento se usaron las composiciones de dos sustratos:

- PRIMER SUSTRATO:

Durante la puesta en marcha del reactor, se usó el sustrato N°4 correspondiente al cuadro 6.4 extraído de una norma Alemana. En este periodo el pH del sustrato se mantuvo neutro, sin embargo el pH del licor mezclado era inestable con tendencia decreciente llegando a valores de 5,8. También se observaron otros problemas tales como formación de bolas de lodo en las cámara de decantación de las celdas, concentración de sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado (SSVLM) por debajo de los valores reportados en la bibliografía. Debido a que la concentración del sustrato se encontraba alrededor de 100 mg/l de DBO, se decidió incrementar este parámetro duplicando la concentración de los componentes del sustrato, sin embargo se observó que esta modificación acentuaba los problemas de acidificación y formación de bolas de lodo, por lo que se decidió cambiar de sustrato.

- SEGUNDO SUSTRATO

La composición del segundo sustrato utilizado se muestra en el cuadro 6.6. (Composición adaptada del sustrato N°2 tomado de la Guía de Laboratorio de Aguas Residuales, Departamento de Ingeniería Química, Universidad Valencia –España). Entre los diferentes sustratos mostrados en los cuadros 6.4 y 6.5 el sustrato N°2 incluía en la fuente orgánica componentes de bajo costo y como no se contaba con suficiente presupuesto para comprar algunos nutrientes adicionales, se decidió reemplazar los compuestos que faltaban por otros de composición similar que se tenían a disposición.

Con la dosificación de este nuevo sustrato se superaron los problemas mencionados anteriormente y fue utilizado hasta finalizar el experimento.

Cuadro 6.6 Segundo Sustrato Utilizado en la Prueba Experimental

SUSTRATO DEFINITIVO (N°10)	
Componentes	(mg/l)
Gelatina	34
Almidón	171
Leche en polvo	102
Jabón de tocador	1,7
MgSO ₄ .7H ₂ O	3
(NH ₄) ₂ Fe(SO ₄)	3
KH ₂ PO ₄	44,5
(NH ₄) ₂ SO ₄	74,2
NaHCO ₃	150

6.5 Inoculo:

Se usó como inoculo una muestra de lodo biológico extraída de la planta de lodos activados de Los Jardines de la Paz de la Molina. La adaptación de las especies no fue inmediata demandando 6 días para su acondicionamiento en el nuevo medio de cultivo (sustrato sintético). Además se inoculó estiércol de ganado vacuno (cepas biológicas) a fin de acelerar el crecimiento microbiano.

6.6 Metodología

6.6.1 Antes de la Puesta en Marcha

- Se colocaron marcas correspondientes a diferentes volúmenes de liquido en los bidones de preparación del sustrato. De esta forma se tenía una referencia del volumen de agua que se debería llenar en los bidones al momento de preparar el sustrato.
- Se hicieron varios análisis de DBO₅ soluble al sustrato, para verificar que su concentración fuera la requerida para las pruebas de Tratabilidad.
- Se calibró el dosificador estableciendo los flujos de entrada de sustrato a cada celda, de tal forma que se obtuvieron tiempos de retención hidráulico (θ) entre 4h y 36h. Estos parámetros definieron

las dos primeras celdas como proceso Convencional y las cuatro celdas restantes como proceso de Aeración Extendida.

- Se determinó el volumen de cada celda llenándolas con agua medida con una probeta de 1000ml.
- Se verifico la hermeticidad de las celdas usando agua del grifo para descartar posibles problemas del sistema tal como fugas, obstrucciones, aeración deficiente, etc.
- Teniendo en cuenta que el factor Alimento/Microorganismos (A/M) debe encontrarse dentro del rango de los parámetros aplicables correspondientes a los procesos Convencional y de Aeración Extendida mostrados en el cuadro 4.1, se establecieron las concentraciones aproximadas de sólidos suspendidos volátiles (SSVLM) que se utilizarían en cada celda. El cálculo de estos parámetros se muestra en el cuadro 10.1 de los anexos. (Puesto que las concentraciones iniciales de SSVLM solo eran aproximadas, posteriormente fueron reemplazadas por las concentraciones experimentales reales. El ajuste de los parámetros de acuerdo a estas concentraciones se muestra en el cuadro 10.2 de los anexos).
- Se verificó que las burbujas de aire que salían por los difusores fueran uniformes y que la cantidad de aire inyectado fuera suficiente para mantener en suspensión todo el lodo biológico en las cámaras de aeración de las celdas y así evitar zonas muertas (zonas de decantación de lodo).
- Se verificó la existencia de todos los instrumentos, equipos y materiales requeridos para los análisis de laboratorio. Cabe mencionar que cuando se trabaja simultáneamente con 6 celdas, es necesario contar con aproximadamente 70 botellas de DBO e incubadoras con suficiente capacidad para mantener estas botellas por 5 días.
- Se verificó la existencia de suficiente cantidad de nutrientes, para la preparación del sustrato durante toda la etapa experimental.

Se pidió autorización a los encargados de la planta de Tratamiento de Aguas Residuales mediante Lodos Activados para la extracción de lodo biológico que sería inoculado al reactor del presente proyecto.

- Teniendo listo el sistema, se preparó los primeros 120L de sustrato y se procedió a inocular el lodo biológico que fue extraído de la planta de lodos activados el mismo día de la puesta en marcha del sistema.

6.6.2 Puesta en marcha del sistema

- Se colocó en cada celda aproximadamente 100ml de lodos activados (inoculo) extraídos de la línea de recirculación de lodo de la planta de lodos activados de Los Jardines de la Paz de la Molina y el volumen restante se completó con el sustrato.
- Se encendió el compresor y se reguló la entrada de aire a cada celda.
- Se colocaron los deflectores dejando una abertura en el fondo de 6 a 13mm.
- Se encendió la bomba peristáltica que alimentaba sustrato al dosificador y se dejó funcionando el sistema de forma continua las 24 horas.

6.6.3 Período de Aclimatación (Estabilización del Reactor)

- Se midió el pH, oxígeno disuelto y Volumen de lodo sedimentado en 30 minutos, para asegurar el buen funcionamiento del sistema y se verificó que el pH y oxígeno disuelto se mantuviera dentro del rango óptimo de trabajo:

pH :	7,3 - 7,6
O ₂ (mg/l) :	1 - 3

- Se controló el crecimiento diario de la población de microorganismos a través de mediciones de Volumen de lodo sedimentado en 30 minutos y determinaciones periódicas de la concentración de sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado (SSVLM) en cada celda. Al inicio estos análisis se realizaban una

vez por semana y a medida que se acercaba el valor establecido de SSVLM los análisis se realizaban con mayor frecuencia.

- Inicialmente se observó un efluente turbio que fue aclarándose progresivamente, hasta obtener un efluente totalmente claro lo que indicaba la estabilización del sistema.

6.6.4 Período de Régimen Continuo

Debido a que se requería usar sustrato fresco durante toda la etapa experimental (para evitar alteraciones de la concentración de DBO por degradación) era necesario preparar aproximadamente 100L de sustrato diariamente para lo cual se utilizaron dos bidones de 120L de capacidad, de tal forma que uno de estos bidones era utilizado para preparar el sustrato fresco mientras que el otro bidón seguía abasteciendo de sustrato a las celdas hasta ser reemplazado con el nuevo sustrato preparado.

- Se conectaron los dos bidones disponibles de 120 litros mediante dos llaves globo y una unión universal de esta forma se disponía de un mayor volumen de sustrato durante los días que no se tenía acceso al patio de pruebas donde se llevaba a cabo el experimento (domingos y feriados).
- Los bidones eran lavados diariamente para controlar el crecimiento de hongos u otros microorganismos (película biológica).
- Se prepararon soluciones concentradas de los componentes correspondientes a los macro y micronutrientes del sustrato y se guardaron refrigeradas en frascos de vidrio, de esta forma sólo se tomaban volúmenes fijos de cada solución y se evitaba estar pesando todos los componentes para la preparación diaria del sustrato.
- No se prepararon soluciones concentradas de aquellos componentes correspondientes a la fuente orgánica (leche en polvo, extracto de carne, Peptona, etc.) puesto que eran mas fácilmente degradables en solución, estos componentes requerían ser pesados diariamente.

- Se hicieron mediciones diarias de O₂, pH y V30 con la finalidad de controlar que el proceso se desarrollase dentro de los límites adecuados para los sistemas Convencional y de Aeración Extendida.
- Se trató de mantener el licor de mezcla a un pH neutro agregando H₂SO₄ para disminuirlo o NaOH para aumentarlo.

Las muestras se tomaron, elevando los deflectores y mezclando completamente el contenido de las cámaras de aeración y decantación de cada celda y se determinó la concentración de SSVLM mediante análisis de laboratorio.

Se correlacionaron los datos de SSVLM con las medidas de V30, de esta forma se controlaba el crecimiento diario de lodo y se podía predecir la concentración aproximada de SSVLM en cada celda.

- Se determinó experimentalmente la producción de lodos (ΔX). Para la determinación de este parámetro se requirió analizar cada 24 horas la concentración de SSVLM. El resultado de (ΔX) se obtuvo al multiplicar el valor de la diferencia de concentraciones de SSVLM de dos días consecutivos por el valor del volumen total de la celda (cámara de aeración más cámara de decantación), de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\Delta X = V_T (X_{t+24} - X_t) \quad (6.2)$$

Donde:

V_T = Volumen de la celda (cámara de aeración más cámara de decantación)

X_t y X_{t+24} = Concentraciones de SSVLM medidos cada 24h

- Una vez que la concentración de SSVLM llegó a niveles preestablecidos, se retiró periódicamente el lodo producido (ΔX) en exceso, con la finalidad de mantener constante los SSVLM y llegar al estado de equilibrio.

- Después de mantener constante la concentración de SSVLM por una semana, se realizaron los análisis, siguiendo el cronograma indicado en el cuadro 6.7.

Cuadro 6.7 Cronograma de Análisis para la determinación de las Constantes Cinéticas

Análisis	Frecuencia	Afluente ^a	Licor Mezclado ^b	Efluente ^c
1. DBO	3 / Semana	X		X
2. pH, Temperatura	Diariamente	X	X	X
3. SSTLM, SSVLM	3 / Semana		X	X
4. Velocidad de Utilización de Oxígeno	3 / Semana		X	
5. Oxígeno Disuelto	Diariamente		X	
6. Índice Volumétrico de lodos	3 / Semana		X	

^a Muestra extraída del tanque de sustrato

^b Muestra extraída de la celda desprovista del deflector deslizante

^c Muestra tomada a la salida del efluente

6.6.5 Control y Mantenimiento de los Equipos

- **Compresor:**

- Periódicamente se controló que el nivel de aceite se encontrara dentro del rango de trabajo. (El funcionamiento por debajo del nivel de aceite produce sobrecalentamiento del compresor y el exceso de aceite origina formación de carbón).
- Semanalmente se purgaba el agua acumulada en el tanque del compresor.
- Mensualmente se limpiaban los contactores del presostato para eliminar el carbón formado por los continuos arranques y paradas del equipo.
- Mensualmente se ajustaba los pernos, ya que se aflojaban por la continua vibración.
- Mensualmente se limpiaba el filtro de aire del compresor para no afectar el suministro de aire y el sobrecalentamiento del compresor.

- **Bomba Peristáltica**
 - Semanalmente se enjuagaban y limpiaban las mangueras presionándolas para remover la película biológica formada en las paredes interiores.
Semanalmente se cambiaba la posición de la manguera con respecto a la posición del cabezal, ya que la manguera tendía a desgastarse, romperse y producir fugas.
 - Semanalmente se agregaba silicona a la porción de manguera que era friccionada por los cilindros del cabezal para lubricar y reducir el desgaste.
 - Semanalmente se alternaba el uso de las dos bombas peristálticas y sus respectivos transformadores para evitar el trabajo continuo y destrucción acelerada de solo una bomba y transformador.
- **Dosificador:**
 - Semanalmente se limpiaban las mangueras del sistema y las cavidades cilíndricas del dosificador.
- **Agitador:**
 - Diariamente se limpiaban las paletas.
- **Difusores :**
 - Mensualmente se limpiaban los difusores para evitar obstrucciones y una mala distribución de aire.

6.6.6 Análisis de Laboratorio

Los Análisis se desarrollaron de acuerdo a los procedimientos recomendados por la APHA-AWWA-WEF. «Standard Methods for the Examination of Water Wastewater » y fueron los siguientes:

- **DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno)**
 - Numero de Análisis: 5210 B. *Prueba ROB de 5 días*
 - Debido a que no se contaba con una incubadora apropiada para almacenar aproximadamente 70 botellas de DBO se utilizaron coolers llenos con agua en reemplazo de la incubadora.

- Antes de llevar a cabo el experimento y durante las pruebas se analizaron paralelamente muestras de concentración conocida (muestras patrón de glucosa y ácido glutámico) como control de los análisis que estaban realizando.
- Debido a que la temperatura del agua de los coolers no era 20°C (temperatura establecida en los métodos estandarizados) se utilizó un factor de ajuste para la temperatura.

Factores de Ajuste para el Cálculo de la DBO:

La ecuación para la determinación de la DBO en 5 días es:

$$DBO_5 = DBO_{\mu} \cdot (1 - 10^{-5 \cdot K_B}) \quad (6.3)$$

Donde:

DBO_5 : DBO a los 5 días, (mg/l)

DBO_{μ} : DBO última, (mg/l)

K_B : Constante de biodegradación, (d^{-1})

El ajuste de la constante " K_B " a otras temperaturas se efectúa mediante la ecuación

$$K_{BT} = K_{B20} \cdot \theta_t^{(T-20)} \quad (6.4)$$

Donde:

K_{BT} : Constante de reacción a la temperatura T

K_{B20} : Constante de reacción a la temperatura 20 °C

T: Temperatura de Prueba

θ_t : Coeficiente de Temperatura (Constante de Vant Hoff-Arrhenius)

20 - 30 °C = 1.056

04 - 20 °C = 1.135

Los valores de ajuste de Temperatura para la DBO_5 se obtienen a través de la relación:

$$\frac{DBO_{5 \text{ } 20^{\circ}\text{C}}}{DBO_{5 \text{ } T^{\circ}\text{C}}} = \left(\frac{1 - 10^{-5K_{B20}}}{1 - 10^{-5K_{B20} \cdot \theta_t^{(T-20)}}} \right) = f \quad (6.5)$$

Entonces el valor de la DBO_5 ajustada a 20 °C se calcula multiplicando el valor de la DBO_5 obtenida a la temperatura de trabajo por el factor de ajuste de temperatura (f) como se muestra en la siguiente ecuación:

$$DBO_{5 \text{ } 20^{\circ}\text{C}} = DBO_{5 \text{ } T^{\circ}\text{C}} \cdot \left(\frac{1 - 10^{-5K_{B20}}}{1 - 10^{-5K_{B20} \cdot \theta_t^{(T-20)}}} \right) = DBO_{5 \text{ } T^{\circ}\text{C}} \cdot (f) \quad (6.6)$$

Considerando un valor para K_{B20} igual a 0.1 el cual es un valor promedio para la DBO de aguas residuales municipales, se obtiene los siguientes factores de corrección:

TEMPERATURA (°C)	FACTOR (f)
25	0.877
24	0.898
23	0.922
22	0.946
21	0.972
20	1.000
19	1.073
18	1.157
17	1.255
16	1.366
15	1.495

Por ejemplo:

La DBO₅ ejecutada a 22 °C dio como resultado 225 mg/l. La DBO a 20 °C es de $225 \times 0.946 = 213$ mg/l

Los valores de DBO₅ obtenidos corresponden a la DBO soluble, para lo cual se filtraron las muestras del afluente y efluente antes de ser analizadas.

- Se utilizó un agitador magnético para homogeneizar las muestras al momento de tomar las lecturas de oxígeno.
- SSV (Sólidos Suspendidos Volátiles)
 - Numero de Análisis: 2540 E. *Sólidos Fijos y Volátiles incinerados a 550 °C*
 - Entre las cápsulas de porcelana y los crisoles Gooch se prefirió utilizar crisoles Gooch ya que trabajando con cápsulas usualmente se perdía muestra durante la filtración (parte del lodo se adhería a la paredes del embudo buchner).
- SST (Sólidos Suspendidos Totales)
 - Numero de Análisis: 2540 D. *Sólidos Totales en Suspensión Secados a 103 – 105 °C*
- IVL (Indice Volumétrico de Lodos)
 - Numero de Análisis: 2710 D. *Indice Volumétrico de Lodo*
- V30 (Volumen Sedimentable de Lodo en 30 minutos)
 - Numero de Análisis: 2710 C. *Volumen de Lodo Sedimentado*

- Los análisis se realizaron tomando una muestra de 500 ml y usando conos Inhoff.
- Las muestras de licor mezclado tomadas de las celdas eran colocadas directamente a los conos Inhoff y no se requería de un mecanismo de agitación
- VUO (Velocidad de Utilización de Oxígeno)
 - Numero de Análisis: 2710 B. *Tasa de Consumo de Oxígeno*

Los análisis de Oxígeno disuelto, pH y Temperatura se midieron utilizando el equipo multímetro portátil (pHmetro, oxímetro, conductímetro) WTW/Multi 340i/ SET 2F30-114111 al cual se le conectaban electrodos para realizar las respectivas mediciones.

6.7 Cuidados a Tener Presente en las Pruebas de Tratabilidad

En el desarrollo de proyectos de investigación, usualmente se presentan dificultades y en especial en países en desarrollo como el nuestro, en el que además de las limitaciones técnicas y económicas, se carece de información experimental detallada de la metodología a seguir como en el caso de los estudios de tratabilidad biológica de aguas residuales.

Durante el desarrollo del presente trabajo también se presentaron diversos problemas que forman parte de los cuidados a tener presente en los futuros trabajos de investigación referentes a pruebas de tratabilidad biológica de aguas residuales:

- Al comenzar el proyecto:
 - Al llenar con agua las celdas de acrílico, se observaron fugas tanto en las uniones de las paredes de las celdas como en las conexiones de los tubos de rebose y purga, las mismas que se trataron de sellar de diversas formas empleando cloroformo (usado para unir piezas de acrílico), silicona, hasta que finalmente se lograron sellar totalmente todas las fugas usando resina epóxica. Los tubos de rebose y purga

inicialmente de vidrio se cambiaron por otros de acrílico; ya que estos se adherían mejor a las paredes de las celdas construidas con este material.

- También se presentaron fugas en los orificios del tubo que distribuía el aire a las celdas. Las fugas en los orificios del tubo del sistema de distribución de aire fueron selladas también con resina epóxica. La verificación de las fugas de aire, se realizó mojando con agua jabonosa las posibles zonas de fuga (la formación de burbujas indicaba fuga de aire).
- Las mangueras tanto de distribución de sustrato al reactor como de rebose y purga en las celdas eran semirígidas por lo que eran difíciles de conectar al sistema. Esto llevó a que las mangueras fueran reemplazadas por otras más flexibles.
- La cantidad de aire suministrado por los difusores no era el adecuado debido a que algunos eran muy porosos y formaban burbujas muy gruesas o en otros casos los difusores ofrecían una fuerte resistencia y se necesitaba mayor presión de aire para mantener el lodo en suspensión lo cual requería que el compresor se mantuviera mayor tiempo prendido. Esto llevo a probar tres modelos diferentes de difusores (ver fig. 6.4), eligiéndose finalmente el modelo de cuatro difusores por celda pero también se notó que a pesar de que los difusores eran de la misma marca, estos no tenían la misma porosidad por lo que en algunos casos el aire no salía uniformemente por los cuatro difusores. Sin embargo, esto se superó inyectando aire a los difusores los cuales estaban sumergidos en un balde con agua y agrupando los que tuvieran la misma porosidad de tal forma que el tamaño y la cantidad de burbujas que salían de los cuatro difusores era uniforme.

- **Aclimatación**
 - Se recogió la muestra de lodos activados de la planta de tratamiento, pero al llegar se observó que el agua se había sedimentado completamente y el volumen de lodos solo alcanzaba los 3 litros en un balde de 10 litros. Por lo que se recomienda extraer la muestra de la planta, esperar a que decante el lodo, drenar el efluente clarificado y extraer el lodo. Este proceso debe repetirse, de esta forma se conseguirá lodo más concentrado.
 - Se observó que las celdas 1 y 2 se tornaban lechosas y había presencia de algas. Luego se pudo deducir que el exceso de luz influía en la predominancia de algas en el reactor lo cual no es común en un sistema real de lodos activados. Entonces se cubrió las paredes de las celdas con papel aluminio, de esta forma se evitaba el exceso de luz sobre los reactores.
- **Problemas con los equipos:**
 - Al inicio de las pruebas el compresor de aire dejó de trabajar y se pensó que se había malogrado, sin embargo se encontró que se había formado carbón en los contactores por los continuos arranques y paradas del equipo. La limpieza mensual de los contactores eliminaba este problema.
 - Luego de un tiempo de funcionamiento del sistema, el ruido que emitía el compresor molestaba a los vecinos, encontrándose que los pernos del compresor se habían aflojado por la vibración de la carcasa y esto incrementaba los niveles de ruido. Finalmente, se construyó una caja recubierta con dos planchas de cartón y tecnopor con lo cual se logró disminuir el ruido.
 - A medida que transcurrían los días se observó que el compresor se prendía y apagaba con mayor frecuencia, encontrándose que el tanque había acumulado agua, por lo que se procedía a purgar el agua del tanque una vez por semana.

- Con el tiempo las mangueras de las bombas peristálticas tendían a desgastarse y agujerarse como consecuencia de la fricción, esto llevo a alternar semanalmente la posición de la manguera y agregar silicona a la porción de manguera que seria friccionada por los cilindros del cabezal. En casos de presencia de agujeros, estos fueron sellados con teflón y recubiertos con cinta adhesiva, y la porción de manguera con agujeros era desplazada fuera del cabezal.
- No se contaba con incubadoras para almacenar aproximadamente 70 botellas de DBO lo cual llevo a utilizar coolers llenos con agua en reemplazo de las incubadoras los cuales sirvieron para mantener constante la temperatura de las botellas.

6.8 Análisis Matemático para la Determinación de las Constantes Cinéticas.

Usando las ecuaciones (5.52), (5.56) y (5.24) que tienen tendencia lineal, es posible deducir las constantes cinéticas al determinar la pendiente y el intercepto con el eje de las ordenadas de estas ecuaciones. Las constantes deducibles son:

- "k" : Constante de velocidad de consumo de sustrato. (Ec.5.52)
- "a' " y " b' " : Parámetros de utilización de oxígeno. (Ec. 5.56)
- "Y" y " kd " : Parámetros correspondientes a la producción neta de biomasa. (Ec. 5.24)

6.8.1 Cálculo de la Constante de Velocidad de Consumo de Sustrato, k:

Teniendo en cuenta la ecuación:

$$\frac{S_o - S_e}{X_{av} \cdot \theta} = k \cdot S_e \quad (5.52)$$

Se tiene que esta expresión corresponde a la ecuación de una línea recta. Entonces se graficará $[(S_o - S_e)/X_{av} \cdot \theta]$ en el eje de las ordenadas y la DBO efluente (S_e) en el eje de las abscisas. La pendiente de la recta corresponde a la constante de velocidad de consumo de sustrato "k" (Ver fig. 6.8)

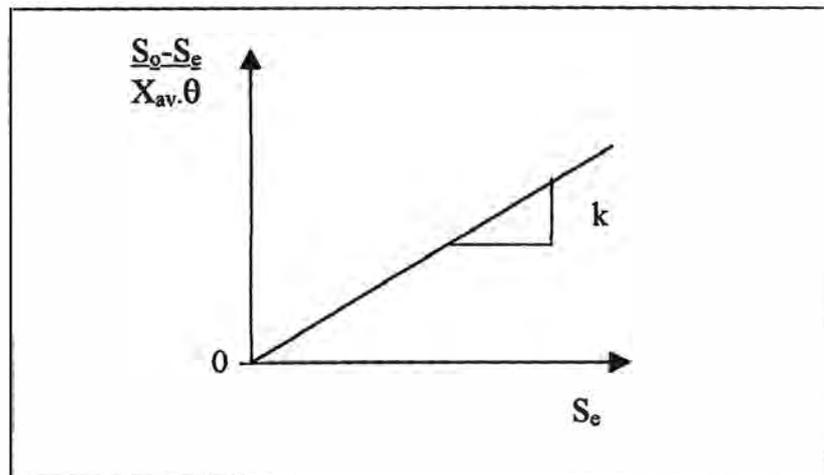


Fig.6.8 Determinación de la constante k

6.8.2 Cálculo de los Parámetros de utilización de oxígeno "a'" y "b'"

Al igual que en el caso anterior la ecuación (5.56) tiene forma lineal:

$$\frac{(VUO)}{X_{av}} = a' \cdot \frac{(S_o - S_e)}{X_{av} \cdot \theta} + b'$$

De esta forma se representara (VUO/X_{av}) en el eje de las ordenadas y $[(S_o - S_e)/(X_{av} \cdot \theta)]$ en el eje de las abscisas. La pendiente de la recta corresponde al coeficiente de requisitos de oxígeno para la oxidación "a'" y el intercepto con el eje de las ordenadas corresponde al coeficiente de requisitos de oxígeno para la respiración endógena "b'" (Ver fig. 6.9).

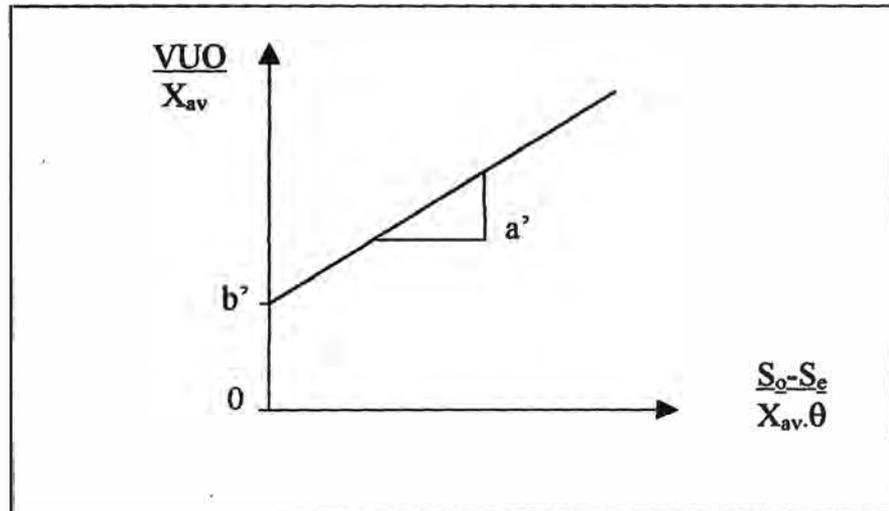


Fig.6.9 Determinación de las constantes a' y b'

6.8.3 Cálculo de los Parámetros Correspondientes a la Producción Neta de Biomasa, "Y" y "k_d":

Considerando la ecuación (5.24) se tiene:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y \cdot (S_o - S_e) \cdot Q}{X_{av} \cdot V} - k_d$$

Según la ec. (5.12), $(1/\theta_c)$ es equivalente a $(\Delta X/X_{av}V)$. Entonces reemplazando esta expresión en la ecuación anterior se tiene:

$$\frac{\Delta X}{V \cdot X_{av}} = Y \cdot \frac{(S_o - S_e)}{X_{av} \cdot \theta} - k_d \quad (6.1)$$

Al igual que en los casos anteriores esta ecuación tiene forma lineal, entonces se graficará $(\Delta X / X_{av} V)$ en el eje de las ordenadas y $(S_0 - S_e) / (X_{av} \cdot \theta)$ en el eje de las abscisas. La pendiente de la recta corresponde al coeficiente de producción “Y” y el intercepto con el eje de las ordenadas corresponde a la tasa específica de respiración endógena “ k_d ”. (Ver fig. 6.10).

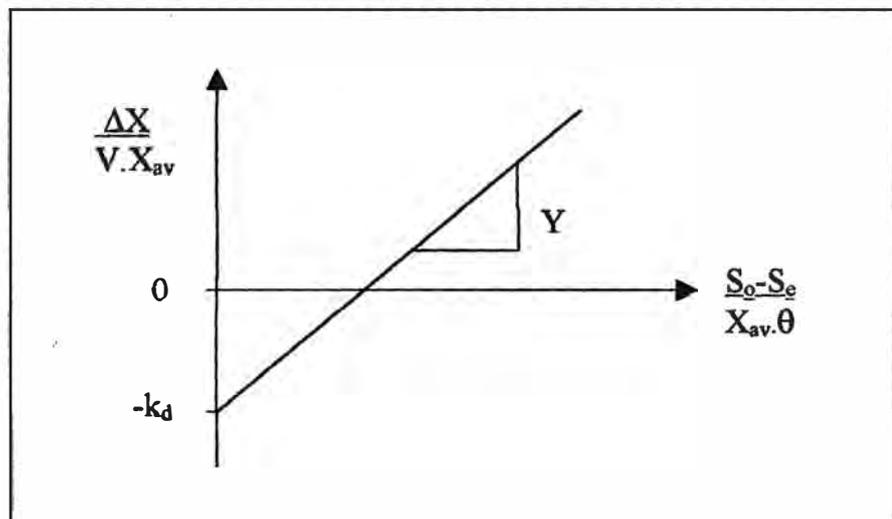


Fig.6.10 Determinación de las constantes Y y k_d

6.9 Resultados

- a) Las figs. 6.11 a la 6.14 muestran los valores de pH, Temperatura, Oxígeno disuelto y V30 medidos durante el desarrollo del experimento comprendido entre el 10 de Noviembre del 2002 al 30 de Junio del 2003. El cuadro 6.8 resume los hechos mas importantes a lo largo de este tiempo. Las figuras 6.15 a la 6.18 muestran los valores de pH, Temperatura, Oxígeno disuelto y V30 del licor mezclado durante la etapa en la que el sistema opero en estado estacionario (Los datos empleados para elaborar las fig. 6.11 a la 6.18 se muestran en el cuadro 10.3 de los anexos)

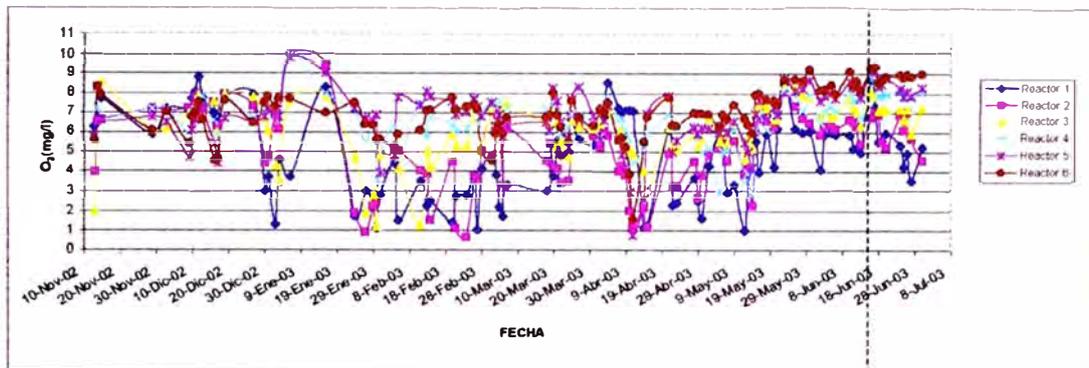


Fig. 6.11. Variación de O_2 durante todo el experimento

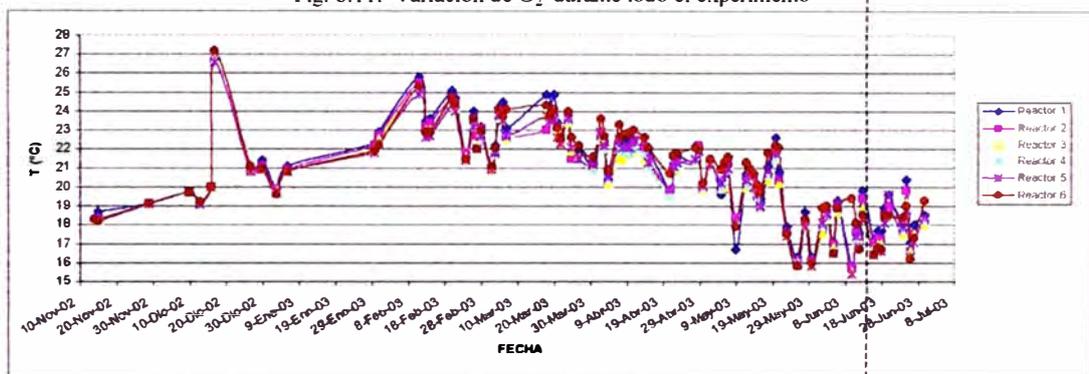


Fig. 6.12 Variación de la Temperatura durante todo el experimento

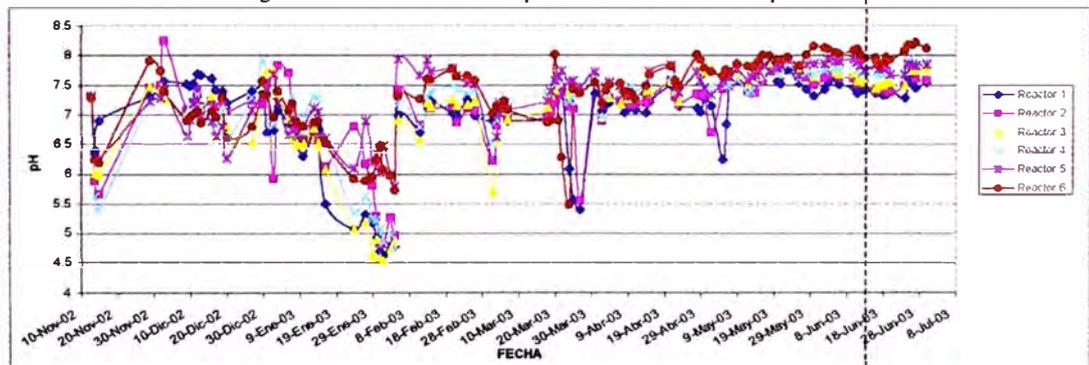


Fig. 6.13 Variación de pH durante todo el experimento

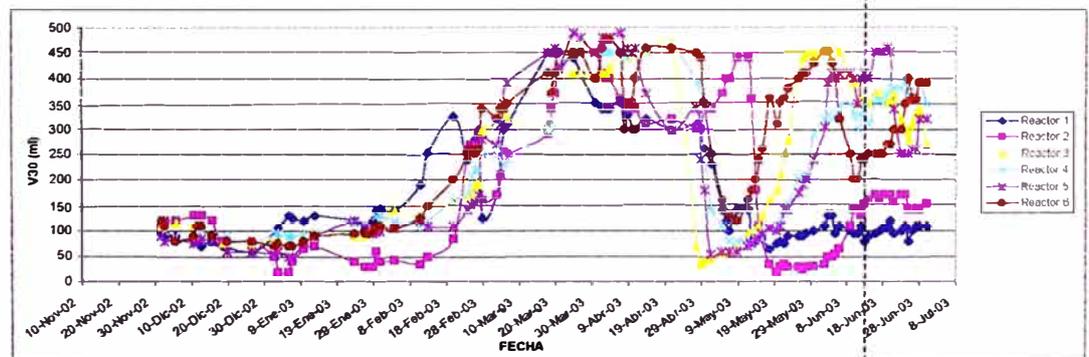


Fig. 6.14 Variación de V30 durante todo el experimento

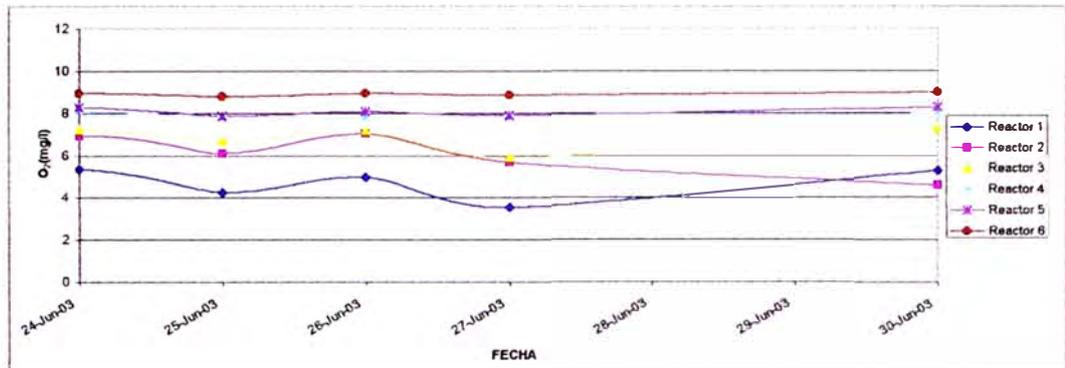


Fig. 6.15. Variación de O₂ Durante el Estado Estacionario

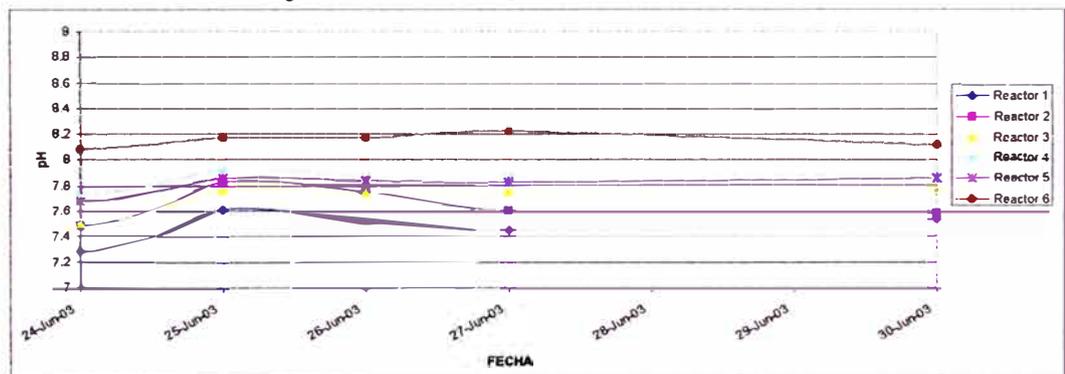


Fig. 6.16 Variación de la Temperatura Durante el Estado Estacionario

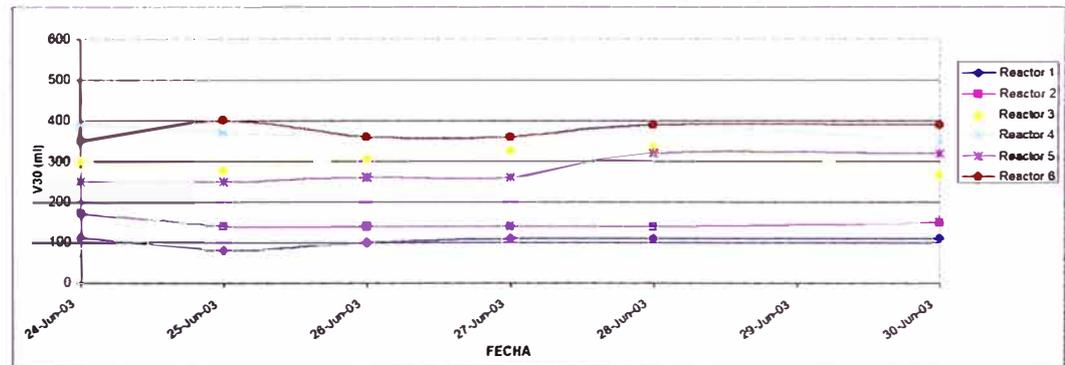


Fig. 6.17 Variación de pH Durante el Estado Estacionario

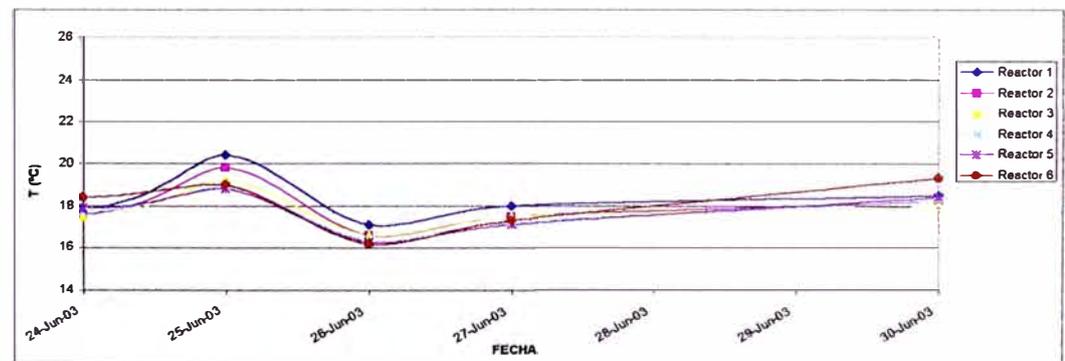


Fig. 6.18 Variación de V30 Durante el Estado Estacionario

Cuadro 6.8 Observaciones durante el desarrollo del Experimento

Fecha	Observaciones
11/11/02	- Inicio de la prueba para compenetrarse con su operación
28/11/02	- Funcionamiento del reactor en proceso continuo.
09/12/02	- Formación de bolas de lodos.
23/12/02	- Cambio de los difusores.
26/12/02	- Disminución en la proporción de extracto de carne en el sustrato.
17/01/03	- Cobertura de las paredes de las celdas con papel metálico para el control de algas.
05/02/03	- Cambio del sustrato N°4 por el sustrato N°10 usando inicialmente la mitad de la concentración.
08/03/03	- Extracción de lodo.
31/03/03	- Incremento en la concentración de sustrato (200 mg/l de DBO ₅ total).
07/04/03	- Cambio de dosificador.
29/04/03	- Perdida de lodo en la celda N°3 el cual fue compensado con el lodo extraído de las otras celdas. Se agrego estiércol a todas las celdas para acelerar el crecimiento microbiano (50g por celda).
12/05/03	- Se agrego estiércol a las celdas N°2 y N°6 (25g por celda).
16/06/03	- El funcionamiento del sistema era confiable y se inicio el desarrollo de los análisis para el calculo de las constantes cinéticas.

- b) Del 16 al 19 de Junio del 2003 se tomaron muestras del licor mezclado y se analizó la cantidad de SSVLM y el V30. Los valores de V30 obtenidos sirvieron de referencia para determinar la cantidad de lodo que debería ser extraído durante la siguiente semana en la que se llego al estado estacionario.
- c) Los valores de SSVLM permitieron calcular la producción de Lodo (ΔX) correspondiente a cada celda, esto resulto de multiplicar la diferencia de concentraciones de SSVLM medidos cada 24 horas ($X_{t+24} - X_t$) por el volumen total de la celda ($V_{\text{reactor}} + V_{\text{decantador}}$). El resultado de estos cálculos se muestra en el cuadro 6.9.

Cuadro 6.9 Producción de Lodo (ΔX)

Celda N°	Variación de SSVLM en 24 horas			$(X_{t+24} - X_t)$ Promedio		$V_T = V_{\text{react}} + V_{\text{decant}}$	$\Delta X = V_T \cdot (X_{t+24} - X_t)$
	16/06/03-17/06/03	17/06/03-18/06/03	18/06/03-19/06/03				
	$X_{t+24} - X_t$ (mg/l.d)			(mg/l.d)	(g/l.d)	(l)	(g/d)
1	233	307	340	293.333	0.293	10.32	3.0272
2	394	98	9	167.000	0.167	10.15	1.6951
3	--	--	139	139.000	0.139	10.15	1.4109
4	120	40	190	116.667	0.117	10.25	1.1958
5	87	--	62.4	74.700	0.075	10.26	0.7664
6	13	107	98	13.000	0.013	10.05	0.1307

- d) Durante el 23 al 30 de Junio se mantuvo el sistema en estado estacionario y fue la semana en la que se desarrollaron los análisis de laboratorio programados para el cálculo de las constantes cinéticas como indica el cuadro 6.7. En esta etapa el sustrato utilizado fue el N°10 (fue el que mejor se adaptó a las pruebas), los análisis de laboratorio se desarrollaron interdiariamente y los resultados de los SSTLM, SSVLM, IVL, DBO_{5 soluble} y VUO se muestran en los cuadros 6.10 al 6.14.

Cuadro 6.10 Demanda Bioquímica de Oxígeno soluble (DBO_{5 soluble})

Efluente (Se) Celda N° \ Fecha	DBO (mg/l) 20°C			Promedio
	23/06/03	25/06/03	27/06/03	
1	5.61554	4.78238	2.77997	4.393
2	1.82742	2.31433	2.15826	2.100
3	3.07752	3.47689	3.02619	3.194
4	2.45079	2.20798	1.42534	2.028
5	1.76212	2.09036	1.90752	1.920
6	0.38658	0.66957	0.78885	0.615
Afluente (So) Sustrato N°10	DBO (mg/l) 20°C			Promedio
	23/06/03	25/06/03	27/06/03	
	91.82	237.94	108.78	146.179

Cuadro 6.11 Índice Volumétrico de Lodos (IVL)

Celda N°	Parámetro \ Fecha	25/06/03	26/06/03	30/06/03	Promedio
1	V 30	80	100	110	58.6
	SSTLM (mg/l)	2967	3162	3194	
	IVL	53.9	63.3	68.9	
2	V 30	140	140	150	91.0
	SSTLM (mg/l)	3026	3133	3693	
	IVL	92.5	89.4	81.2	
3	V 30	280	310	270	177.6
	SSTLM (mg/l)	3079	3577	3698	
	IVL	181.9	173.3	146.0	
4	V 30	370	360	350	214.8
	SSTLM (mg/l)	3556	3250	4007	
	IVL	208.1	221.5	174.7	
5	V 30	250	260	320	151.3
	SSTLM (mg/l)	3666	3129	3304	
	IVL	136.4	166.2	193.7	
6	V 30	400	360	350	336.4
	SSTLM (mg/l)	2226	2297	2632	
	IVL	359.4	313.5	266.0	

Cuadro 6.12 Sólidos Suspendedos Totales del Licor Mezclado (SSTLM)

Celda N°\Fecha	SSTLM (mg/l)			Promedio
	25/06/03	26/06/03	30/06/03	
1	2967	3162	3194	3065
2	3026	3133	3693	3080
3	3079	3577	3698	3328
4	3556	3250	4007	3403
5	3666	3129	3304	3398
6	2226	2297	2632	2262

Cuadro 6.13 Sólidos Suspendedos Volátiles del Licor Mezclado (SSVLM)

Celda N°\Fecha	SSVLM (mg/l)			Promedio
	25/06/03	26/06/03	30/06/03	
1	2568	2766	3220	2667
2	2500	2673	3433	2587
3	2417	2942	2708	2680
4	2708	2657	2915	2683
5	2980	2551	2593	2766
6	1660	1783	2000	1722

- e) Para calcular el valor de la Velocidad de Utilización de Oxígeno se graficó la concentración de Oxígeno disuelto correspondiente al licor mezclado de cada celda con respecto al tiempo, como se muestra en las figuras 6.19 a la 6.36
- f) Los análisis de VUO se repitieron durante tres días de acuerdo al cronograma establecido en el cuadro 6.7 y el resumen de los datos obtenidos se muestra en el cuadro 6.14.

Cuadro 6.14 Velocidad de Utilización de Oxígeno (VUO)

Celda N°\Fecha	24/06/03	26/06/03	30/06/03	Promedio
	VUO (mg/l.min)			
1	0.5441	0.3741	0.4445	0.4542
2	0.2316	0.2311	0.7267	0.3965
3	0.2393	0.2747	0.3156	0.2765
4	0.2073	0.2070	0.2075	0.2073
5	0.2314	0.2340	0.2288	0.2314
6	0.0833	0.0826	0.0840	0.0833

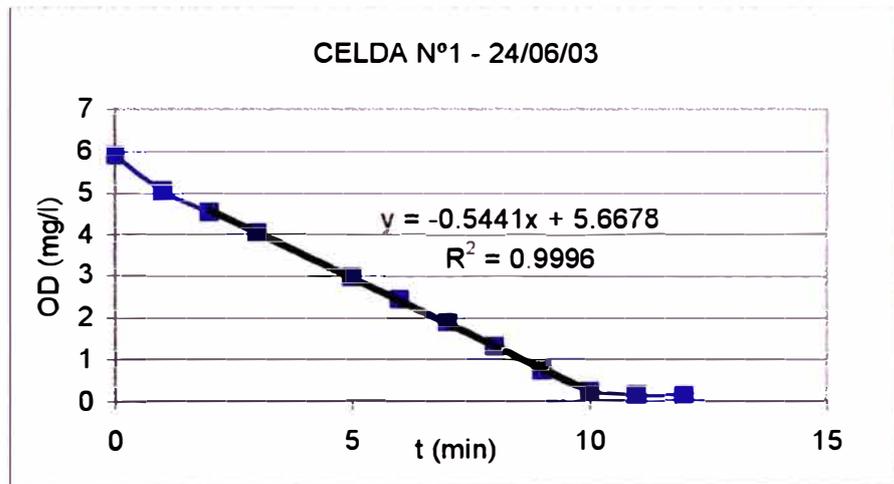


Fig.6.19 Determinacion de la VUO Celda N°1 - 24/06/03

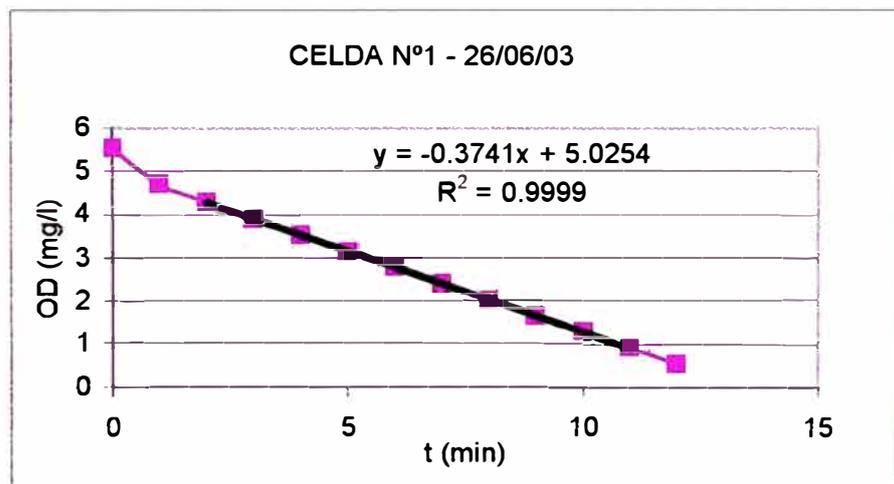


Fig.6.20 Determinacion de la VUO Celda N°1 - 26/06/03

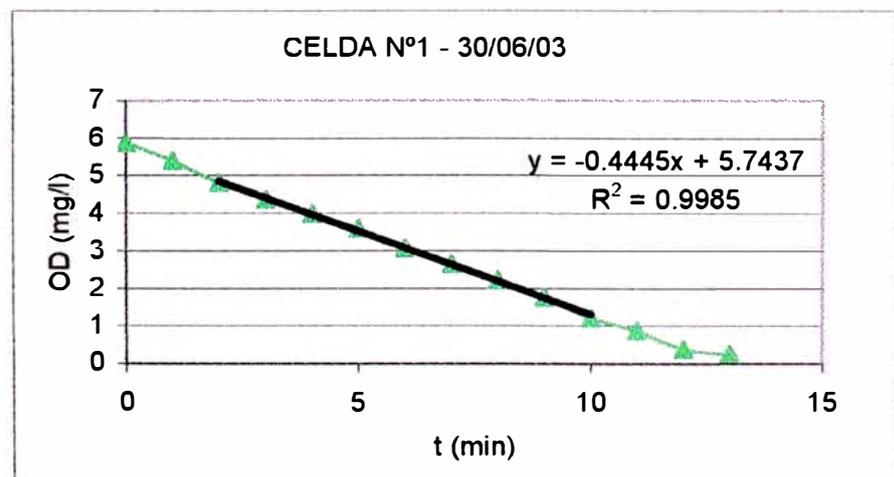


Fig.6.21 Determinacion de la VUO Celda N°1 - 30/06/03

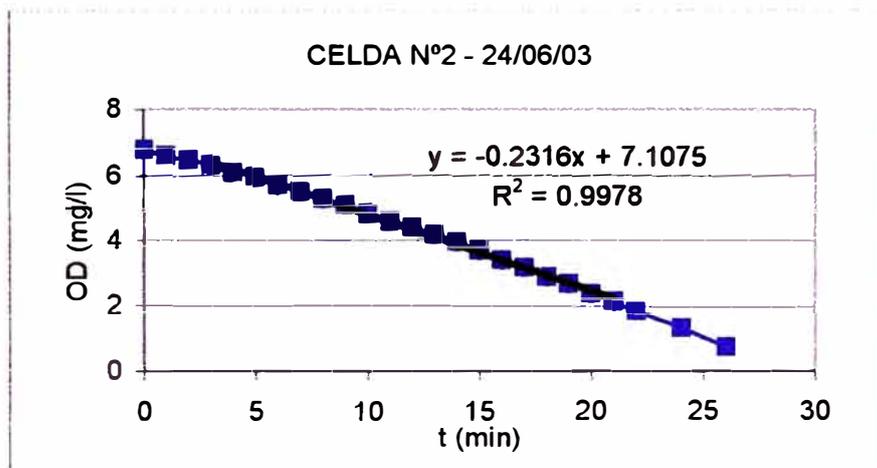


Fig.6.22 Determinacion de la VUO Celda N°2 - 24/06/03

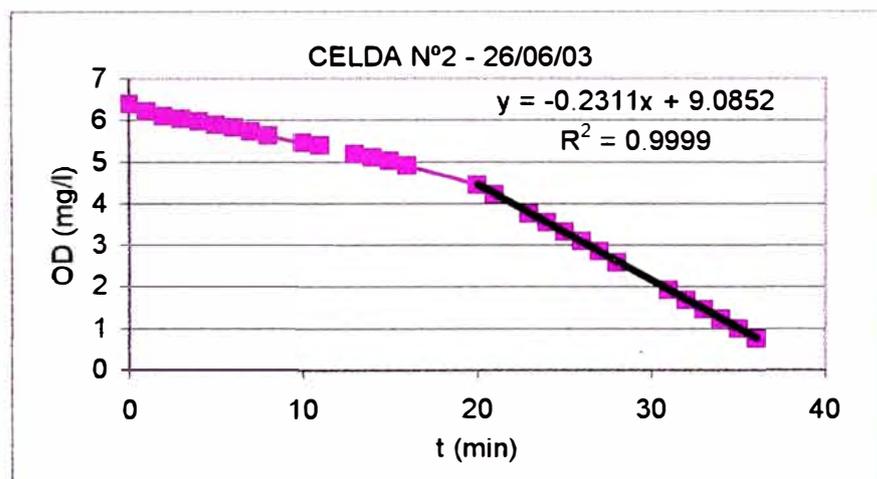


Fig.6.23 Determinacion de la VUO Celda N°2 - 26/06/03

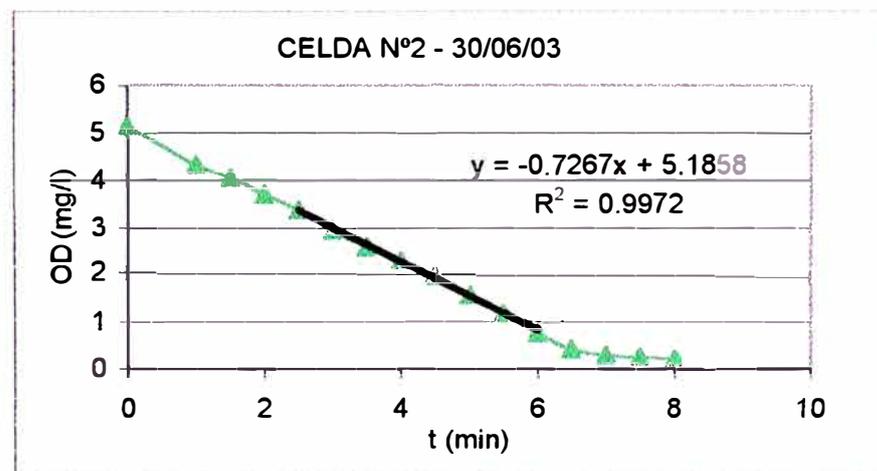


Fig.6.24 Determinacion de la VUO Celda N°2 - 30/06/03

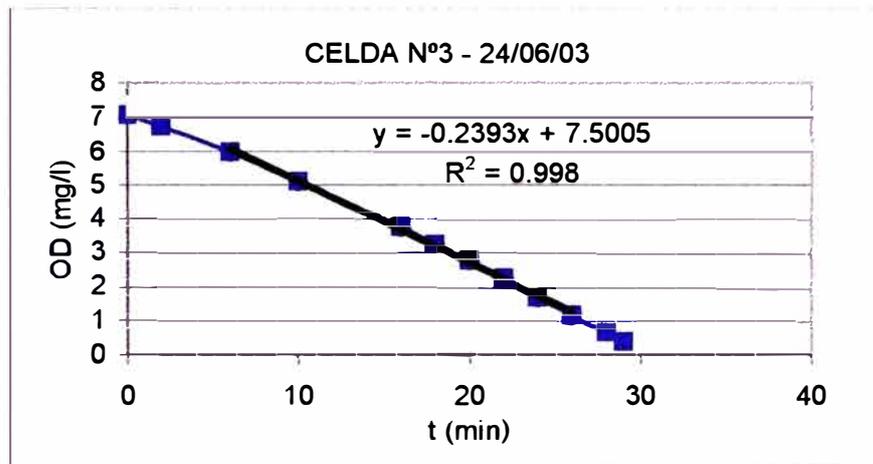


Fig.6.25 Determinacion de la VUO Celda N°3 - 24/06/03

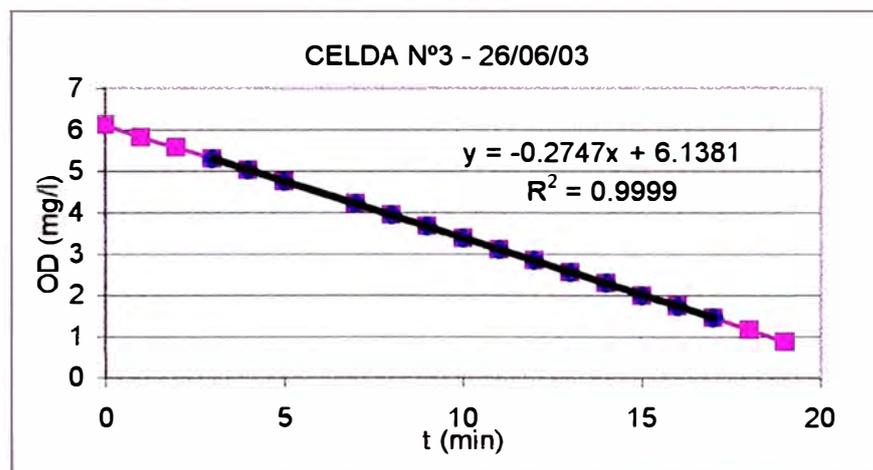


Fig.6.26 Determinacion de la VUO Celda N°3 - 26/06/03

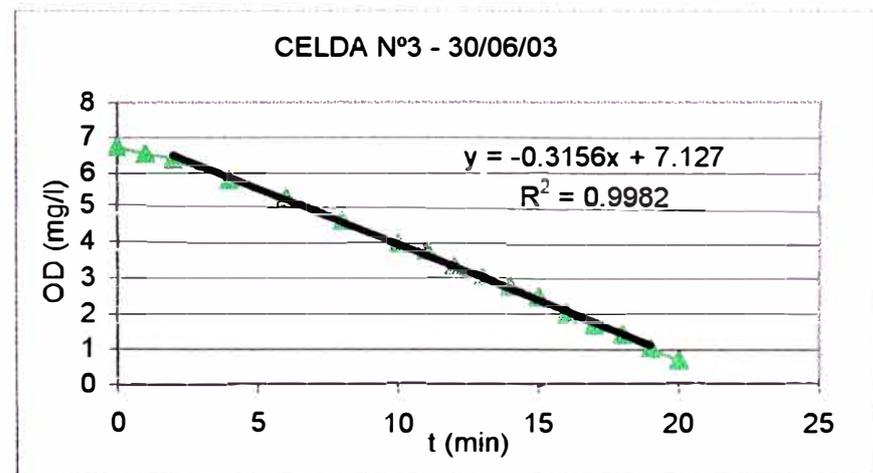


Fig.6.27 Determinacion de la VUO Celda N°3 - 30/06/03

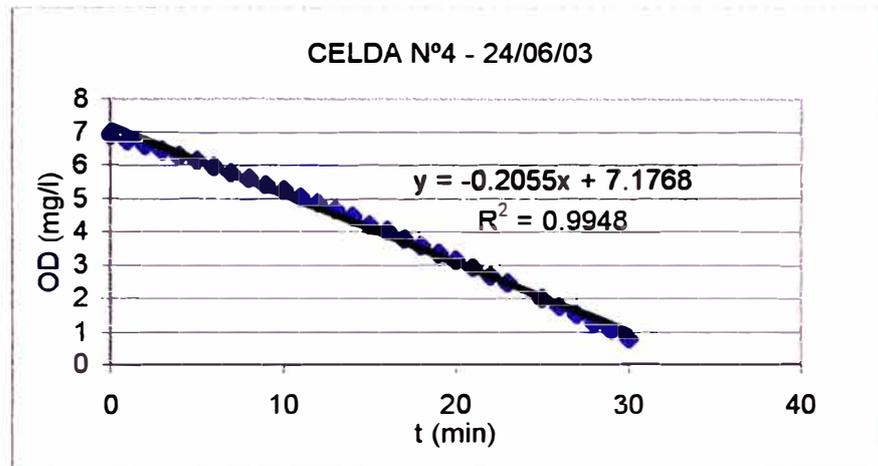


Fig.6.28 Determinacion de la VUO Celda N°4 - 24/06/03

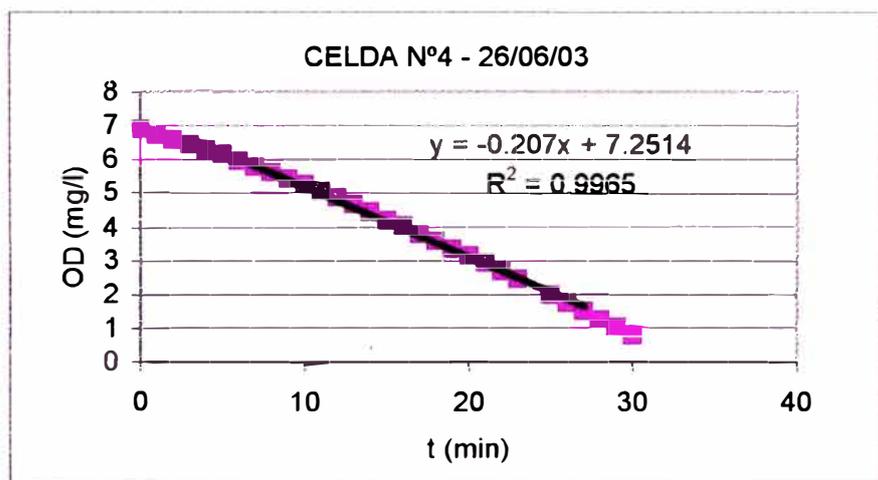


Fig.6.29 Determinacion de la VUO Celda N°4 - 26/06/03

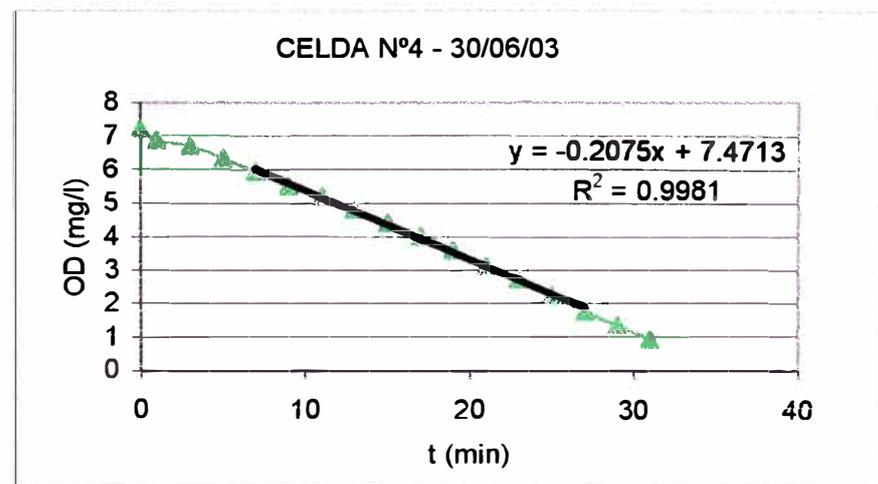


Fig.6.30 Determinacion de la VUO Celda N°4 - 30/06/03

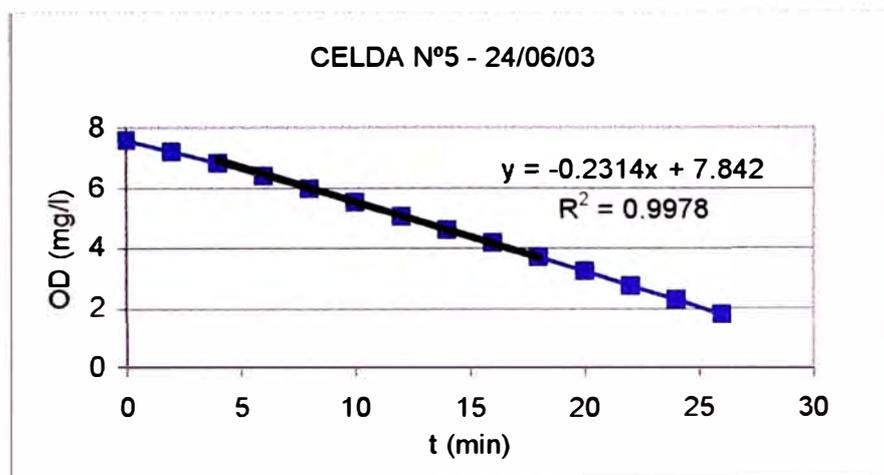


Fig.6.31 Determinacion de la VUO Celda N°5 - 24/06/03

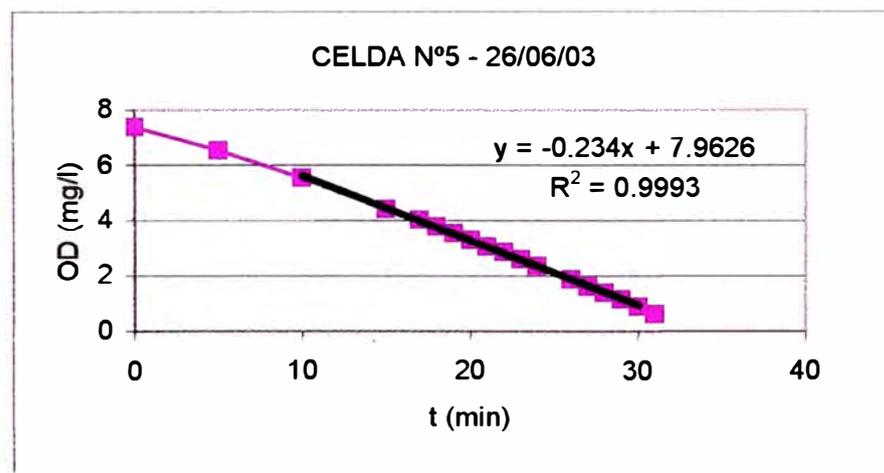


Fig.6.32 Determinacion de la VUO Celda N°5 - 26/06/03

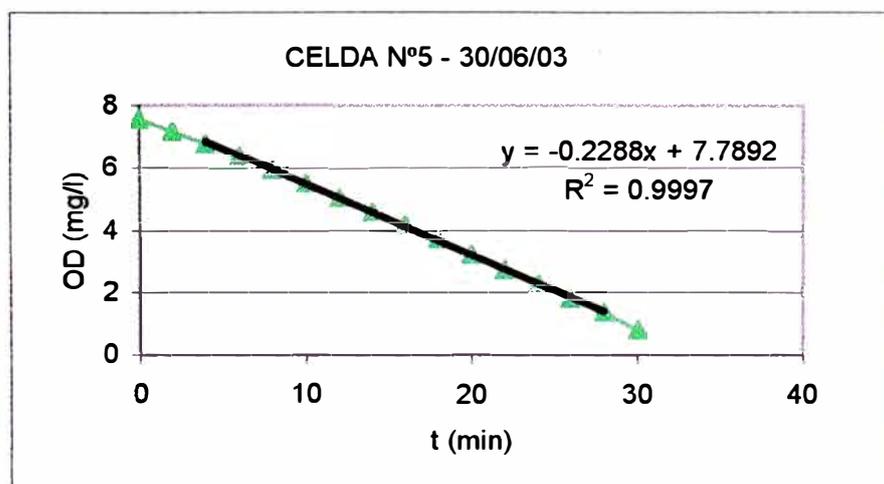


Fig.6.33 Determinacion de la VUO Celda N°5 - 30/06/03

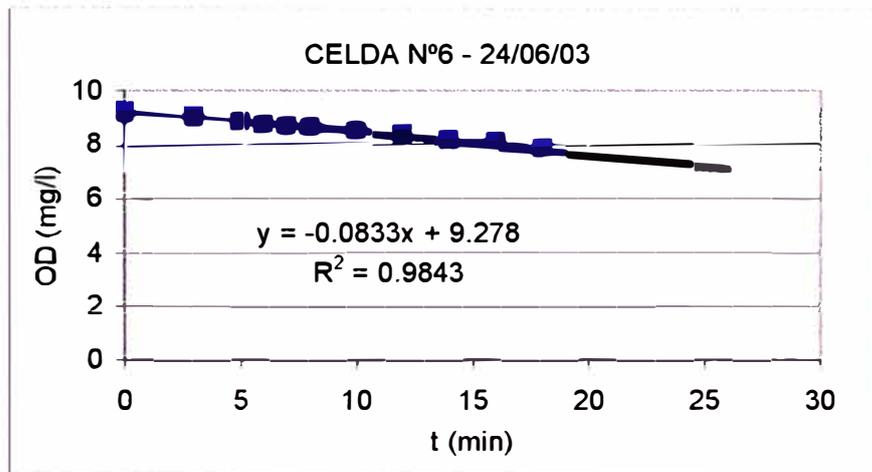


Fig.6.34 Determinacion de la VUO Celda N°6 - 24/06/03

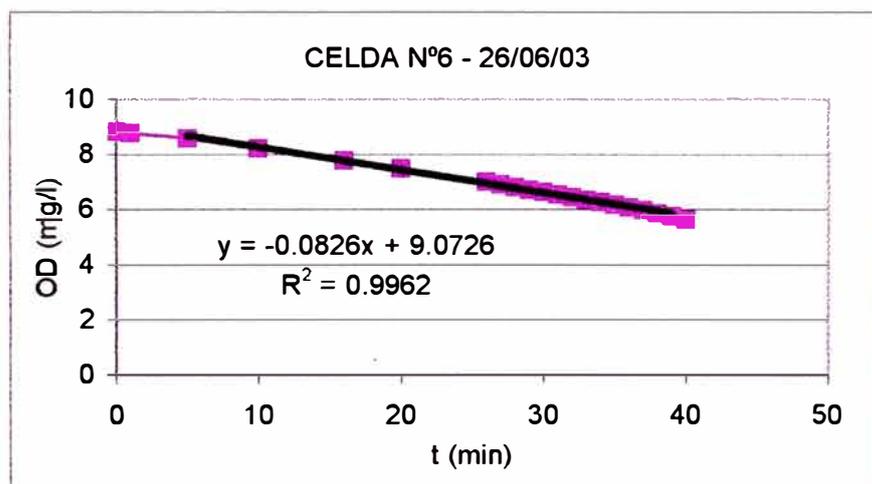


Fig.6.35 Determinacion de la VUO Celda N°6 - 26/06/03

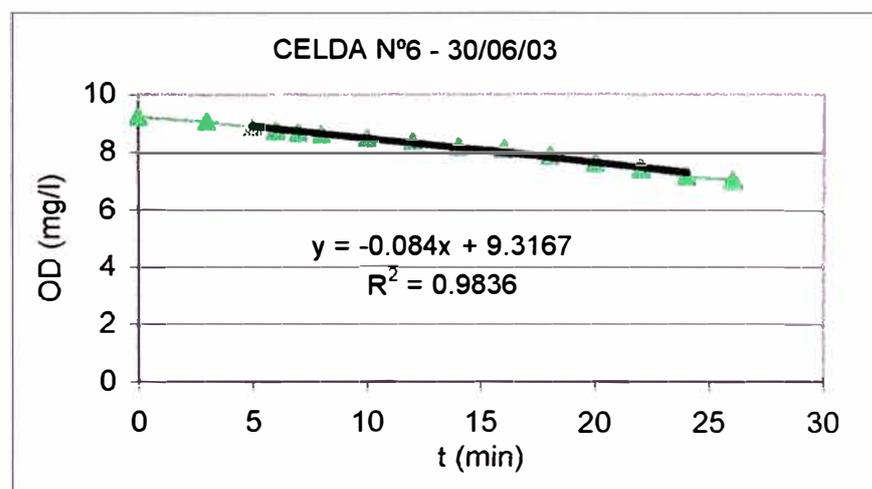


Fig.6.36 Determinacion de la VUO Celda N°6 - 30/06/03

- g) Las figs. 6.37 a la 6.39 muestran los parámetros de operación experimentales bajo los cuales funciono el reactor durante el periodo en el que se realizaron los análisis para la obtención de las constantes cinéticas comparados con valores teóricos reportados por la bibliografía.
- h) El cuadro 6.15 es un cuadro resumen de los valores obtenidos en los cuadros 6.9 al 6.14 y muestra el resultado promedio de los parámetros que son necesarios para el calculo de las constantes cinéticas.

Cuadro 6.15 Resultados Promedios de los Análisis para el Calculo de las Constantes Cinéticas

Celda Nº	Concentración media del afluente en DBO, So (mg/l) <i>cuadro 6.14</i> (1)	Concentración Media del efluente en DBO, Se (mg/l) <i>cuadro 6.14</i> (2)	Concentración Media de SSVLM (mg/l) <i>cuadro 6.12</i> (3)	Caudal Qo (l/h) (4)	Velocidad de Utilización de Oxígeno VUO (mg/L.min) <i>cuadro 6.10</i> (5)	Producción de Lodos ΔX (g/d) <i>cuadro 6.09</i> (6)	Indice Volumétrico de Lodos IVL <i>cuadro 6.13</i> (7)	Eficiencia del Tratamiento Biológico % $[(1)-(2)] \times 100$ (1)
1	146	4,4	2667	1,62	0,454	3.0272	58,6	96,99
2	146	2,1	2587	1,20	0,396	1.6950	91,0	98,56
3	146	3,2	2680	0,66	0,277	1.4108	177,6	97,81
4	146	2,0	2683	0,44	0,207	1.1958	214,8	98,61
5	146	1,9	2766	0,35	0,231	0,7664	151,3	98,68
6	146	0,6	1722	0,22	0,083	0,1306	336,4	99,58

- i) A partir de los datos mostrados en este cuadro se calculó el valor de las constantes cinéticas (ver cuadros 6.16 al 6.18) aplicando el procedimiento explicado en el ítem 6.8. Las figs. 6.41 a la 6.42 muestra las gráficas correspondientes para el calculo de las constantes α' , b' , k_d , Y y k .

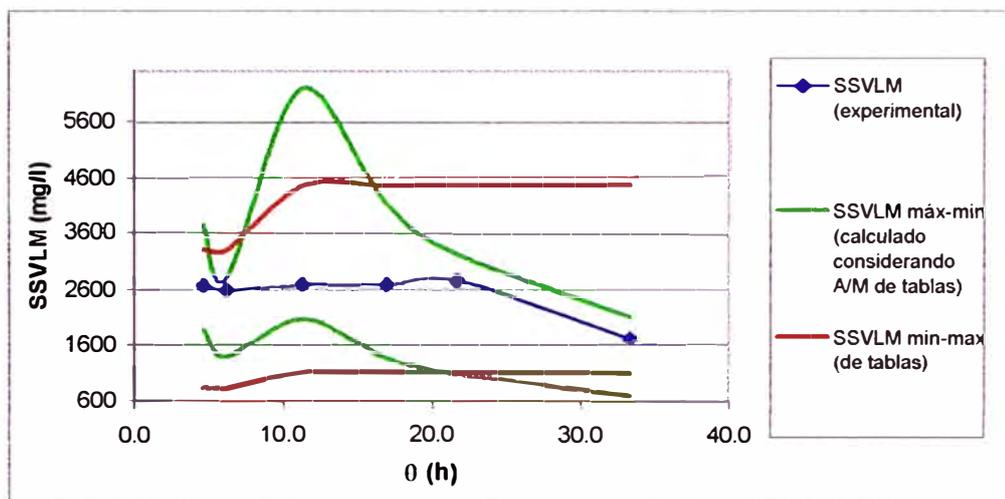


Fig.6.37 Representación de SSVLM vs. θ con datos experimentales y extraídos de tablas

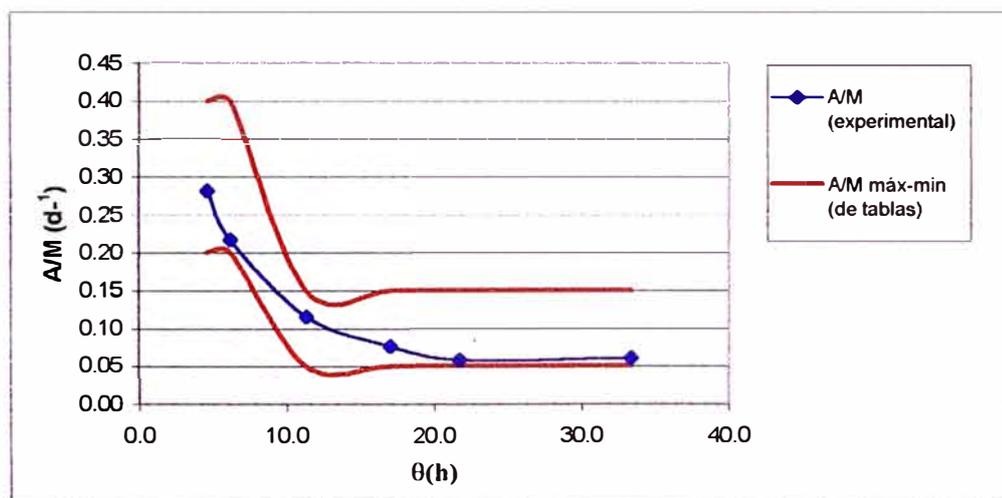


Fig.6.38 Representación de Λ/M vs. θ con datos experimentales y extraídos de tablas

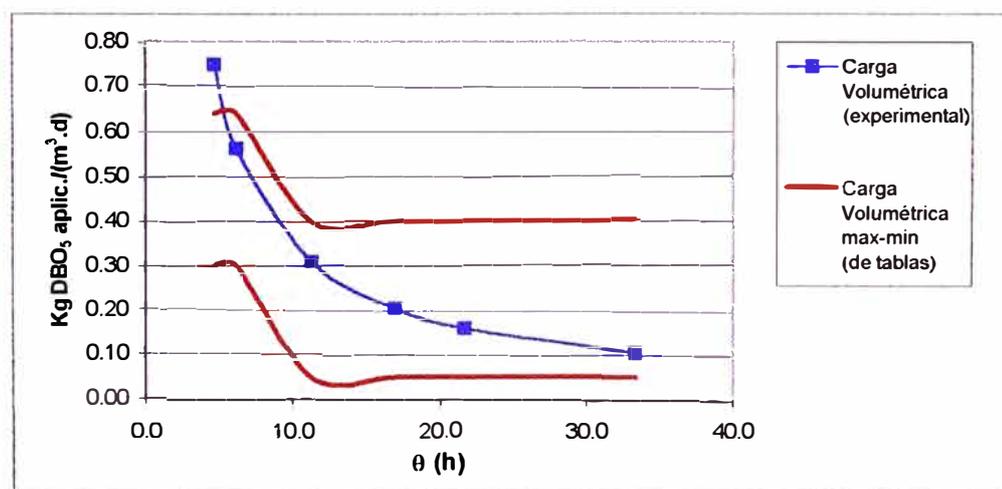


Fig.6.39 Representación de Carga Volumétrica vs. θ con datos experimentales y extraídos de tablas

Cuadro 6.16 Cinética del Consumo de Sustrato (k)

Reactor N°	(1)	(2)	(3)	(4)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(7)
	So (mg/l)	Se (mg/l)	Xav (mg/l)	Qo (l/h)	V=Vol. Reactor (l)	(9)=(8)/(4) $\theta = V/Q$ (h)	(10)=(1)-(2) So-Se (mg/l)	(11)=(3)x(9) Xav. θ (mg.h/l)	(12)=(10)/(11) U=(So-Se)/Xav. θ (h ⁻¹)	(13)=((1)/(11))x24 A/M =So/Xav. θ mg DBO5 aplicada mg SSVLM . d	IVL
1	146	4.4	2667	1.62	7.57	4.7	141.6	12462	0.0114	0.281	58.6
2	146	2.1	2587	1.20	7.48	6.2	143.9	16123	0.0089	0.217	91.0
3	146	3.2	2680	0.66	7.48	11.3	142.8	30368	0.0047	0.115	177.6
4	146	2.0	2683	0.44	7.55	17.0	144.0	45615	0.0032	0.077	214.8
5	146	1.9	2766	0.35	7.56	21.7	144.1	60078	0.0024	0.058	151.3
6	146	0.6	1722	0.22	7.41	33.4	145.4	57461	0.0025	0.061	336.4

Cuadro 6.17 Parámetros de Utilización de Oxígeno (a' y b')

Reactor N°	(3)	(5)	(14)	(15)	(12)
	Xav (mg/l)	VUO (mg/l.min)	VUO (14)=(5)x60 (mg/l.h)	R _{o2} =VUO/Xav (15)=(14)/3 (h ⁻¹)	U=(So-Se)/Xav. θ (12)=(10)/(11) (h ⁻¹)
1	2667	0.454	27.25	0.0102	0.0114
2	2587	0.396	23.79	0.0092	0.0089
3	2680	0.277	16.59	0.0062	0.0047
4	2683	0.207	12.44	0.0046	0.0032
5	2766	0.231	13.88	0.0050	0.0024
6	1722	0.083	5.00	0.0029	0.0025

Cuadro 6.18 Parámetros de Producción de Biomasa (Y y K_d)

Reactor N°	(6)	(3)	(8)	(16)	(17)	(18)	(19)	(12)
	ΔX (g/d)	Xav (mg/l)	Volumen del Reactor (l)	(16)=(6)x1000 ΔX (mg/d)	(17)=(16)/24 ΔX (mg/h)	(18)=(17)/(8) $\Delta X/V$ mg SSVLM h.l	(19)=(18)/(3) $\mu = \frac{\Delta X}{(V.Xav)}$ mg SSVLM h.mg SSVLM	(12)=(10)/(11) U = (So-Se) Xav. θ (h ⁻¹)
1	3.0272	2667	7.57	3027.200	126.1333	16.6623	0.006248	0.0114
2	1.6951	2587	7.48	1695.050	70.6271	9.4421	0.003651	0.0089
3	1.4109	2680	7.48	1410.850	58.7854	7.8590	0.002933	0.0047
4	1.1958	2683	7.55	1195.833	49.8264	6.5995	0.002460	0.0032
5	0.7664	2766	7.56	766.422	31.9343	4.2241	0.001527	0.0024
6	0.1307	1722	7.41	130.650	5.4438	0.7346	0.000427	0.0025

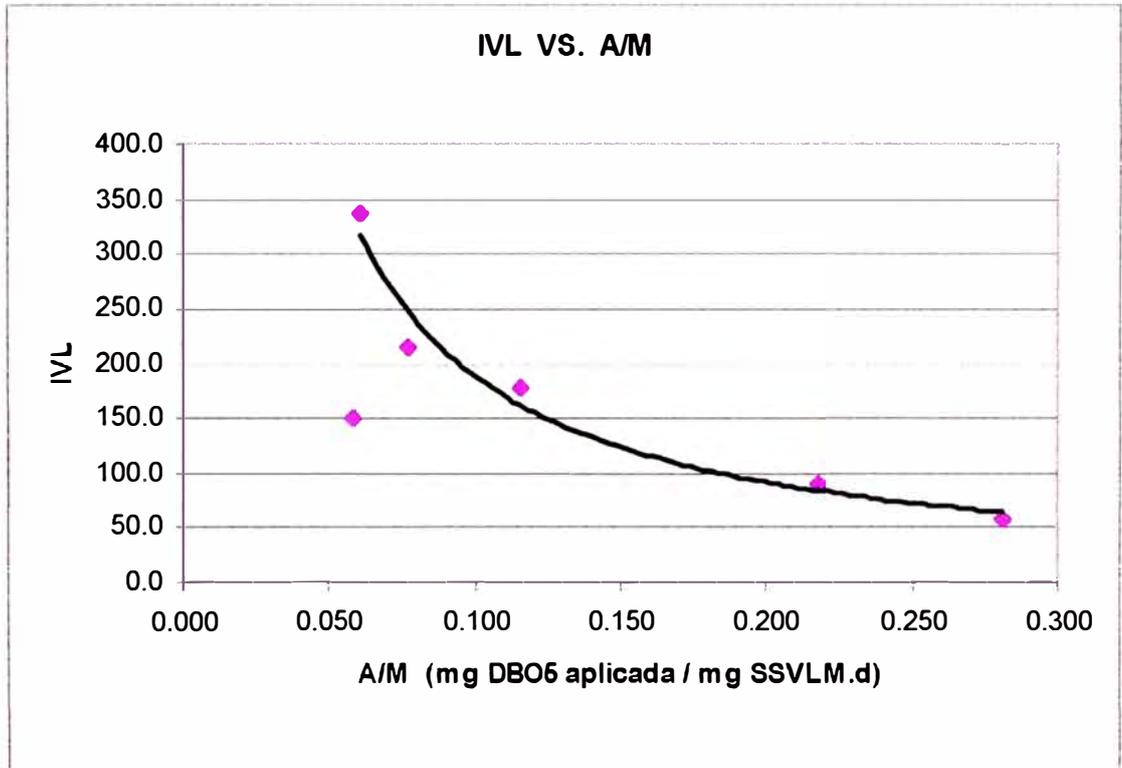
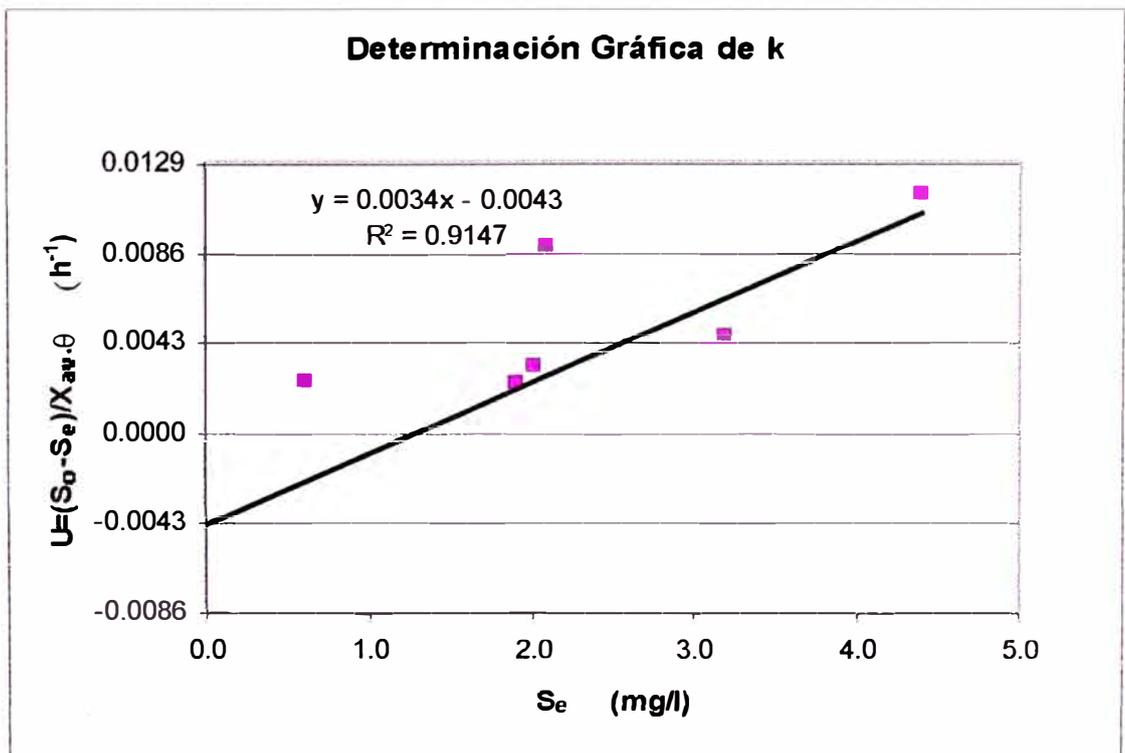


Fig. 6.40 Representación del IVL en función de A/M

Fig. 6.41 Determinación Gráfica de k con los valores experimentales

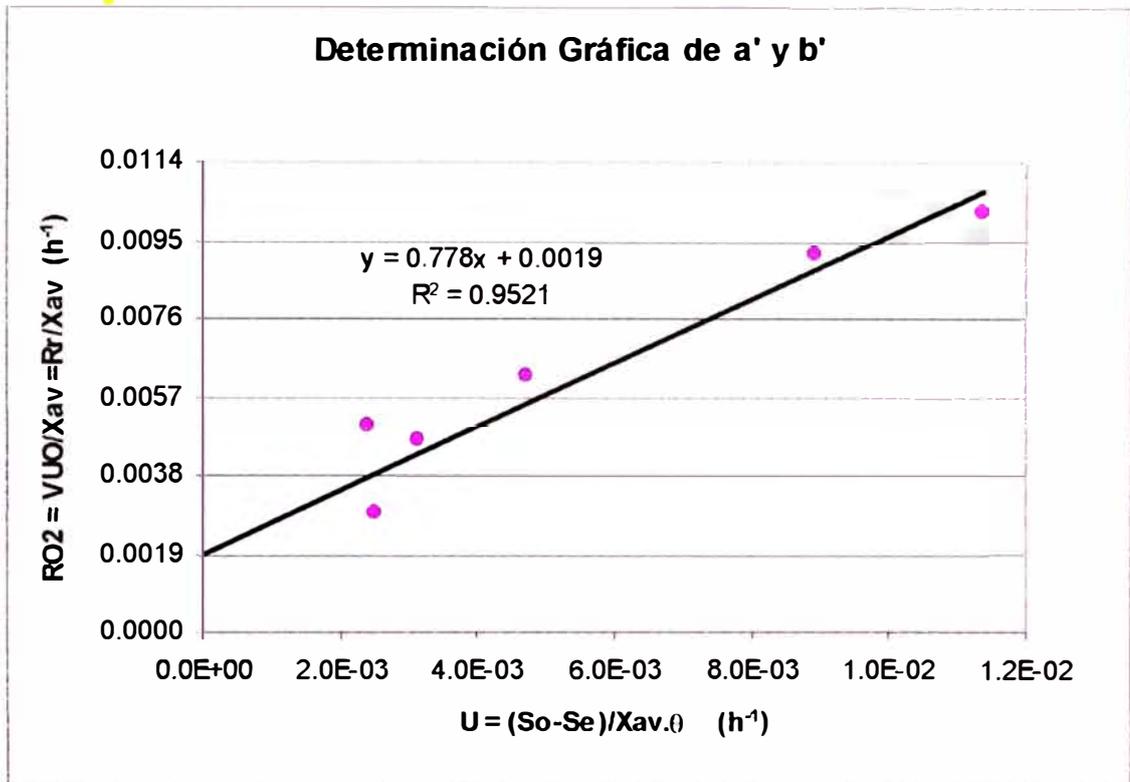


Fig. 6.42 Determinación Gráfica de a' y b' con los valores experimentales

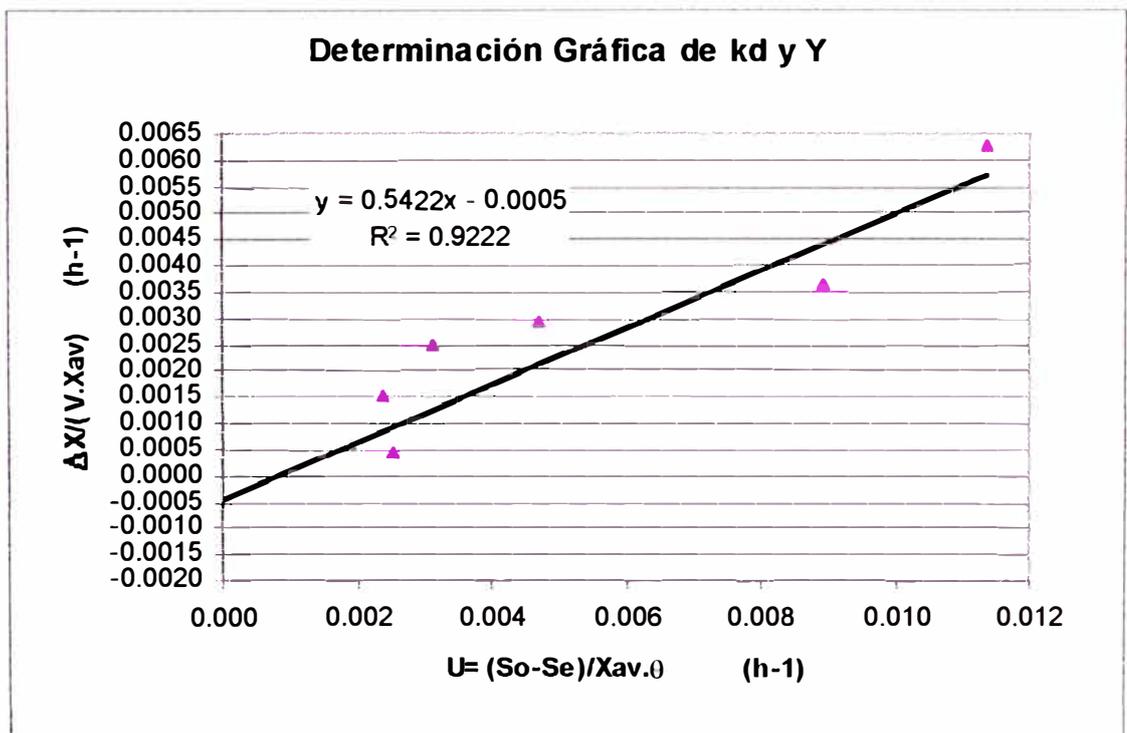


Fig. 6.43 Determinación Gráfica de Y y k_d con los valores experimentales

- j) Para el calculo de los promedios de los valores de ΔX , VUO, SSVLM, IVL, DBO_5 soluble, en cada celda , se eliminaron los datos que se alejaban de la tendencia de los demás valores.
- k) Las constantes cinéticas experimentales obtenidas son:

a'	0,7780
b' (h ⁻¹)	0,0019
b' (d ⁻¹)	0,0456
Y	0,5422
kd (h ⁻¹)	0.0005
kd (d ⁻¹)	0.0120
k (h ⁻¹ .l/mg)	0,0034
k (d ⁻¹ .l/mg)	0,0816

7.● **DISCUSION DE LOS RESULTADOS**

- Las celdas Nº 1 y 2 trabajaron con tiempos de retención (θ) entre 5h y 6h y corresponden al proceso Convencional de Lodos Activados. Las celdas Nº 3,4 y 5 trabajaron con tiempos de retención en el rango de <11 -33 h> y corresponden al proceso de Aeración Extendida.
- Para el cálculo de las gráficas se eliminaron los datos correspondientes a los reactores Nº 2 y 6 , debido a que se presentaron problemas de alimentación en estas dos celdas durante el periodo en que se realizaron los análisis de laboratorio que se indica en el cuadro 6.7.

Cuadro 6,16 - 6,18

La Concentración promedio del afluente a las celdas expresada en DBO_5 soluble es de 146 mg/l. La variación en la concentración del sustrato se debió a que a pesar de la agitación parte de los componentes del sustrato sedimentaban. Esto se pudo detectar como consecuencia de que las muestras del sustrato fueron tomadas a lo largo del día.

En el cuadro 6.16 se observa que a mayor tiempo de retención (θ) se obtiene menor concentración de DBO_5 soluble en el efluente (S_e) y en consecuencia mayor eficiencia en el tratamiento biológico.

La velocidad específica de consumo de sustrato (U) disminuye a medida que el tiempo de retención (θ) se incrementa dando como resultado que la concentración de DBO_5 soluble en el efluente (S_e) disminuya.

A mayor tiempo de retención (θ), se observa que la Velocidad de Utilización de Oxígeno (VUO) y la velocidad de Utilización específica de oxígeno (R_{O_2}) son menores.

La producción de lodo (ΔX) disminuye cuando el tiempo de retención (θ) se prolonga.

El IVL de las celdas Nº 1 y 2 correspondiente al proceso Convencional presentaron buena sedimentabilidad comprobándose que en esta modalidad el medio es propicio para la formación de flóculos grandes y resistentes con buenas características de sedimentación.

- Las celdas N° 3,4,5,6 correspondientes al proceso de Aeración Extendida presentaron valores de IVL altos lo cual refleja mala sedimentación comprobándose que en esta modalidad se forman flóculos dispersos con características de decantación muy pobres. Sin embargo la eficiencia del tratamiento biológico es alta como lo reporta la bibliografía para procesos de Aeración Extendida.

Fig. 6.40-6.43

En la fig. 6.40 se observa que el IVL es alto lo cual refleja mala sedimentación para valores de A/M que se aproximan a 0,05, correspondiente al rango del proceso de Aeración Extendida.

El valor de IVL disminuye cuando los valores de A/M se aproximan a 0,3, valor que se encuentra dentro del rango correspondiente al proceso Convencional donde el lodo se caracteriza por tener buena sedimentabilidad.

El reactor N° 2 tuvo problemas de dosificación de sustrato y esto se refleja claramente en las figs.6.22 a la 6.24 (correspondientes a la determinación de la Velocidad de Utilización de Oxígeno) en la que se observa que las curvas tienen pendientes muy diferentes y no son líneas con pendientes muy aproximadas como se observa en el caso de las otras celdas.

Fig. 6.11-6.14

Con respecto a toda la etapa experimental se observó lo siguiente:

Se observa la influencia de la temperatura en la concentración de Oxígeno disuelto en los reactores. A mayor temperatura, menor concentración de oxígeno disuelto en las celdas.

En la fig. 6.13 se observa que a partir del 05/02/03 el pH se estabilizó en el rango de <7-8> como consecuencia de cambiar el sustrato N°4 por el sustrato N°10.

Al agregar el estiércol (29/04/03) se observa decremento en la concentración en el oxígeno disuelto debido a la demanda de oxígeno

necesaria por los microorganismos para degradar la materia orgánica presente en el estiércol.

A partir del uso de un nuevo sustrato y el uso del nuevo equipo se observa una mayor estabilización de los parámetros O_2 , Temperatura y pH.

Con respecto a la etapa de estado estacionario se observó lo siguiente:

A partir del 16 de Junio se obtuvieron datos confiables.

El V30 se logró estabilizar por una semana del 22 al 26 de Junio.

Durante la etapa en que se realizaron los análisis, la temperatura de los reactores osciló entre 20 y 16°C y el pH entre 7 y 8, no presentándose variaciones significativas.

El oxígeno mantenía valores altos mayores a los requeridos (2-4 mg/l), esto se debió a que el aire inyectado necesario para la agitación controlaba la aeración y no la concentración de Oxígeno disuelto en el del licor mixto.

Constantes Cinéticas

La constante de velocidad de consumo de sustrato ($k = 0.0816 \text{ d}^{-1} \cdot \text{mg}^{-1}$) es elevada en comparación a las constantes reportadas por la bibliografía y esto indica una alta velocidad de degradación de la materia orgánica.

El valor del coeficiente de producción ($Y = 0.5422$) se encuentra dentro del rango reportado por varios autores, sin embargo el valor de la constante k_d es bajo ($k_d = 0.012 \text{ d}^{-1}$), lo cual indica que una pequeña fracción de microorganismos en el reactor se autooxida en la etapa de respiración endógena .

El coeficiente de requisitos de Oxígeno para la oxidación ($a' = 0.778$) es alto en comparación a las constantes reportadas por diversos autores, lo cual podría relacionarse con la alta velocidad de degradación de materia orgánica, lo que genera un inmediato consumo de oxígeno.

El Coeficiente de requisitos de Oxígeno para la respiración endógena ($b' = 0.0456 \text{ d}^{-1}$) es bajo comparado con los valores promedio aproximados mostrados en el cuadro 5.1. Esto también coincide con el valor bajo de k_d ,

puesto que a menor cantidad de microorganismos autooxidados, menor será la cantidad de oxígeno requerida en la respiración endógena.

Cuadro 10.2

El valor f_s que se muestra en el cuadro 10.2 fue obtenido experimentalmente. Durante los análisis de SSVLM y SSTLM se observó que cada celda reportaba un valor constante de la división de estos dos parámetros (f_s). También se observa que a mayores tiempos de retención (θ) le corresponde menor factor f_s . Esto se debe a que el lodo se encuentra más digerido y parte del material volátil de las células se transformó en compuestos gaseosos tales como CO_2 y NH_3 .

8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 Conclusiones:

- a) Las constantes cinéticas obtenidas en esta investigación usando un efluente sintético (sustrato N°10) fueron:
 $a' = 0.778$, $b' = 0.0456 \text{ d}^{-1}$, $Y = 0.5422$, $k_d = 0.012 \text{ d}^{-1}$ y $k = 0.0816 \text{ d}^{-1} \cdot \text{mg}$, lo cual indica que el sustrato es altamente biodegradable generando un inmediato consumo de oxígeno para el proceso de oxidación, sin embargo los valores bajos de las constantes k_d y b' indican que una pequeña fracción de microorganismos se autooxidan requiriéndose menor cantidad de oxígeno para el proceso de respiración endógena.
- b) El uso de sustratos sintéticos en pruebas de tratabilidad es útil con fines académicos y para entrenar la metodología de la determinación de las constantes cinéticas, sin embargo los resultados obtenidos con este tipo de aguas no reflejan el verdadero comportamiento de las aguas residuales reales, por lo que es necesario realizar pruebas de tratabilidad con aguas residuales reales para el eficiente diseño de plantas de Lodos Activados.

8.2 Recomendaciones

- a) Hacer análisis de degradabilidad al sustrato o agua residual con la que se va trabajar antes de poner en marcha el sistema para elegir el sustrato que mejor se adapte a las pruebas,
- b) Para la determinación de constantes cinéticas que servirán como valores referenciales teóricos, se recomienda realizar todos los análisis de laboratorio a condiciones estándar (20°C y 1 atm).
- c) Para un diseño real, se recomienda realizar este tipo de pruebas dentro de un intervalo de temperaturas que incluya los valores extremos de operación en condiciones de verano e invierno, de esta forma pueden evitarse las estimaciones aproximadas de los efectos de la temperatura sobre los parámetros biocinéticos y así el proceso de diseño podrá hacerse sobre bases más firmes.

- d) Se recomienda aplicar esta metodología en otro trabajo de investigación pero usando aguas residuales reales.

Con respecto a la parte operativa en las pruebas de degradabilidad para el cálculo de las constantes cinéticas se recomienda lo siguiente:

- e) Utilizar una bomba peristáltica para cada celda.
- f) No descuidar el mantenimiento de los equipos con los que se esta trabajando.
- g) Prever que la alimentación de sustrato y su concentración sea constante los días en los que no se asistirá, si es posible conseguir un tanque de sustrato con capacidad suficiente para dosificar volumen por dos días y acondicionar un agitador para mantener la mezcla homogénea.
- h) Antes de iniciar el desarrollo experimental de las pruebas de tratabilidad, poner en marcha el reactor con una solución de agua con tierra o arcilla en lugar de sustrato para descartar: filtraciones, fugas de aire, mala distribución del aire para la agitación, mala disposición de los difusores, obstrucciones en el sistema, variación de los flujos que deberían mantenerse constantes, etc.
- i) No desarrollar este tipo de trabajos en lugares expuestos al sol o luz intensa, se recomienda cubrir los reactores con papel de aluminio para evitar la excesiva formación de algas.
- j) Utilizar crisoles Gooch para realizar los análisis de SSVLM en lugar de cápsulas para evitar las pérdidas de muestra en las paredes del embudo durante la filtración.
- k) Realizar los análisis de VUO en lugares que no estén expuestos a corrientes de aire, ya que estas podrían influir en los resultados, especialmente en las muestras de lodos correspondientes a procesos de Aeración Extendida donde las variaciones de oxígeno son casi imperceptibles.
- l) Si se van a realizar modificaciones al sistema se recomienda hacerlas por las mañanas, de esta forma se podrá observar y solucionar cualquier problema de funcionamiento durante el día.

- m) En relación al lugar para el desarrollo de las pruebas se recomienda prever lo siguiente:
- Que el sonido producido por el compresor u otros equipos no perjudique a otras personas.
 - Que el lugar cuente con un flujo continuo de agua y corriente eléctrica.
 - Que el lugar sea accesible aun en días feriados (para tomar muestras y preparar el sustrato).
 - Que el laboratorio se encuentre disponible durante el periodo de pruebas.
 - Que personas ajenas al experimento se encuentren informadas de no apagar los equipos, ya que por ser un sistema continuo requerirán estar prendidos las 24 horas del día.
- n) Se recomienda poner en marcha el sistema sólo cuando se cuente con todo los materiales y equipos necesarios para el desarrollo del experimento, tal como ingredientes para la preparación del sustrato requeridos durante la etapa experimental, instrumentos y equipos de laboratorio tal como botellas de DBO, incubadora, balanza analítica, hornos, etc.

9. BIBLIOGRAFIA

1. APHA-AWWA-WEF, "Estándar Methods for the Examination of Water Wastewater", 19 th Edition. Washington.1995.
2. DAVID A.; RODRIGUEZ L.; ORTIZ E., "Operación y Mantenimiento de Sistemas de Lodos Activados", SEDUE, Mexico,1985.
3. DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, Guía de Laboratorio de Aguas residuales, Universidad Valencia -España.2000
4. ECKENFELDER W.; y FORD D. , "Water Pollution Control ", Ed. Mc Graw Hill, 1970.
5. FIGUEIREDO M., "I Curso Internacional sobre Controle da Poluição das Águas- Microbiología de lodos ativados", CETESB, Sao Paulo, 1995.
6. FINAMORE C, "Constantes Cinéticas en un Sistema de Lodos Activados a Escala Laboratorio", Universidad Central de Venezuela, XXVII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.
7. GANCZARCZYK J., "Activated Sludge Process Theory and Practice", Merce Dekker, Inc 1983.
8. HENRY A.; BLANCO S; EUDORO E.; LOPEZ L.; MARIA E.;RINCONES C.; PEREYRA E., "Uso de un Modelo Físico a Escala Laboratorio para el diseño de Sistemas de Lodos Activados", 2002.
9. KUNZ P.,Laborklärangle OECD-Confirmatory- Test nach DIN 38412, Institut für Biologische Verfahrenstechnik, Alemania, 2000.
10. MARMANILLO I.;CHANG A, TESIS "Planta Piloto de Tratamiento de Desagues a Nivel Laboratorio", Fac.de Ingeniería Ambiental, Universidad Nacional de Ingeniería , Lima-Perú, 1984.
11. MARTINEZ L; CAÑIZARES P; RODRIGUEZ L; VILLAVICENCIO J,"Short-Term Effects of Wastewater Biological Phosphorus Removal", Journal of Environmental Engineering, Marzo 2001.

12. MASKEW G., " Purificación de Aguas y Tratamiento y Remoción de Aguas Residuales", Ed. Limusa, Volumen 2, 1993.
13. METCALF & EDDY, INC. , "Ingeniería Sanitaria tratamiento, Evacuación y Reutilización de Aguas residuales", Ed. Labor 1985.
14. OPS, OMS, PAS, "Evaluación Global de los Servicios de Agua y Saneamiento 2000", Informe Analítico - Resumen, Perú.
15. PACHECO E.; ARRUDA C., "Tratamiento de Esgotos Domésticos", Asociación Brasileira de Ingeniería Sanitaria y Ambiental-ABES, 3^{ra} Edición-1995.
16. ROLIM S., "Sistemas de Lagunas de Estabilización", McGraw-Hill Interamericana, Bogota, Colombia, 2000.
17. ROMERO R. J. , "Tratamiento de Aguas Residuales por Lagunas de Estabilización", Alfa, 1995.
18. R.S. RAMALHO, "Tratamiento de Aguas residuales", Ed. Reverte 1993.
19. TCHOBANOGLOUS C."Tratamiento de Aguas Residuales en pequeñas poblaciones", Mc Graw Hill, 2000.
20. TORRES P.; FORESTI E.; VALLOZER R., "Composición y Uso de Agua Residual Doméstica en Reactor a Escala de Laboratorio", Univalle, Fac. Ing. AA25360 Cali-Colombia.
21. UNALM, Prof. Méndez L. Proyecto de Investigación, "Tratabilidad de las aguas residuales Mediante Lodos Activados a Escala laboratorio", 2001
22. VAN HAANDEL A.; GERRIT M., "O Comportamiento do Sistema de Lodo Ativado -Teoria e Aplicaciones para proyectos de Operación", Campina Grande-PB, 1999.
23. VICEMINISTERIO DE VIVIENDA Y CONSTRUCCION, Reglamento Nacional de Construcciones, Norma S.090 Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales, Lima- Perú, 1997.
24. VON SPERLING M.; VAN HANDEL A.; PACHECO E; CAMPOS J.; CYBIS L., MANSUR M.; ALEM P., "Pós-Tratamiento de Efluentes de Reactores Anaeróbios por Sistema de Lodos Ativados", PROSAB, 2000.

25. YANÉZ F.,"Proceso de Lodos Activados y Aeración Prolongada", Curso Intensivo sobre diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales para países en desarrollo, CEPIS.
26. <http://www.geocities.com/jdelosri/procesos.htm>
27. http://www.cepis.ops_oms.org

10. ANEXOS

10.1. Determinación de SSVLM Correspondiente a Cada Celda a Utilizarse Durante las Pruebas

Datos Fijos	$A = \frac{DBO \cdot Q}{M}$	DBO (mg/l)	$f_s = \frac{SSVLM}{SSTLM}$
Datos Introducidos	$V \cdot SSVLM$	146	0.85 (Usado para calcular los SSTLM en el cuadro 10.1)
Datos Calculados			

Cuadro 10.1 Determinación de Valores aproximados de SSVLM en cada reactor

REACTOR Nº	(1)	(2)	(3) $(3)=(2) \times 60$ 1000	(4) $(4)=DBO$ (1)	(5) $(5)=(1)$ (3)	(6) $(6)=(5) \times 60$	(7) Promedio de datos de tablas		(8) $(8)=(9)$ fs	(9) $(9)=(4) \times (3)$ (7) x 24	(10) $(10)=(3) \times \frac{DBO \times 24}{(1) \times 1000}$
	Volumen		Q	B	$\theta = V/Q$		A/M		SSTLM	SSVLM	Carga Volumétrica
	L	ml/min	L/h	DBO (mg/l) V (L)	h	min	kg DBO5 aplicada kg SSVLM . d		mg/l	mg/l	kg DBO5 aplicada m ³ . d
1	7.57	27.00	1.62	19.29	4.7	280.4	0.30	2940.6	2499.6	0.75	
2	7.48	20.00	1.20	19.52	6.2	374.0	0.30	2204.5	1873.8	0.56	
3	7.48	11.00	0.66	19.52	11.3	680.0	0.10	3637.4	3091.8	0.31	
4	7.55	7.40	0.44	19.34	17.0	1020.3	0.10	2424.3	2060.6	0.21	
5	7.56	5.80	0.35	19.31	21.7	1303.4	0.10	1897.6	1613.0	0.16	
6	7.41	3.70	0.22	19.70	33.4	2002.7	0.10	1235.0	1049.8	0.10	

Cuadro 10.2 Ajuste de los valores obtenidos en el cuadro 10.1 a los valores experimentales

REACTOR Nº	(1)	(2)	(3) $(3)=(2) \times 60$ 1000	(4) $(4)=DBO$ (1)	(5) $(5)=(1)$ (3)	(6) $(6)=(5) \times 60$	Tablas (7) $(7)=(3) \times (4) \times 24$ (9)		Tablas (8) $(8)=(9)$ fs		(9) $(9)=DBO \times (2) \times 144$ 100x(1)x0.4	(10)	(11) $(11)=DBO \times (2) \times 144$ 100x(1)x0.2		(12) $(12)=(3) \times DBO \times 24$ (1)x1000		(14) Experimental
	Volumen		Q	B	$\theta = V/Q$		A/M		SSTLM	SSVLM			Carga Volumétrica	f_s			
	L	ml/min	L/h	DBO (mg/l) V (L)	h	min	kg DBO5 aplicada kg SSVLM . d		mg/l	mg/l			kg DBO5 aplicada m ³ . d	SSVLM SSTLM			
							min	calculado	máx		min	experimental	máx	min	calculado	máx	
1	7.57	27.00	1.62	19.29	4.7	280.4	0.2	0.28	0.4	3175	1875	2667	3749	0.30	0.75	0.64	0.84
2	7.48	20.00	1.20	19.52	6.2	374.0	0.2	0.22	0.4	3154	1405	2537	2811	0.30	0.56	0.64	0.82
3	7.48	11.00	0.66	19.52	11.3	680.0	0.05	0.12	0.15	3480	2061	2630	6184	0.05	0.31	0.40	0.77
4	7.55	7.40	0.44	19.34	17.0	1020.3	0.05	0.08	0.15	3577	1374	2683	4121	0.05	0.21	0.40	0.75
5	7.56	5.80	0.35	19.31	21.7	1303.4	0.05	0.06	0.15	3841	1075	2766	3226	0.05	0.16	0.40	0.72
6	7.41	3.70	0.22	19.70	33.4	2002.7	0.05	0.06	0.15	2425	700	1722	2100	0.05	0.10	0.40	0.71

	SSTLM (Tablas)	SSVLM (Equivalente)
Convencional	1000	830
	4000	3320
Aeración Extendida	1500	1110
	6000	4440

Tablas	(10)	Tablas
SSVLM		
mg/l		
min	experimental	máx
830	2667	3320
830	2537	3320
1110	2630	4440
1110	2683	4440
1110	2766	4440
1110	1722	4440

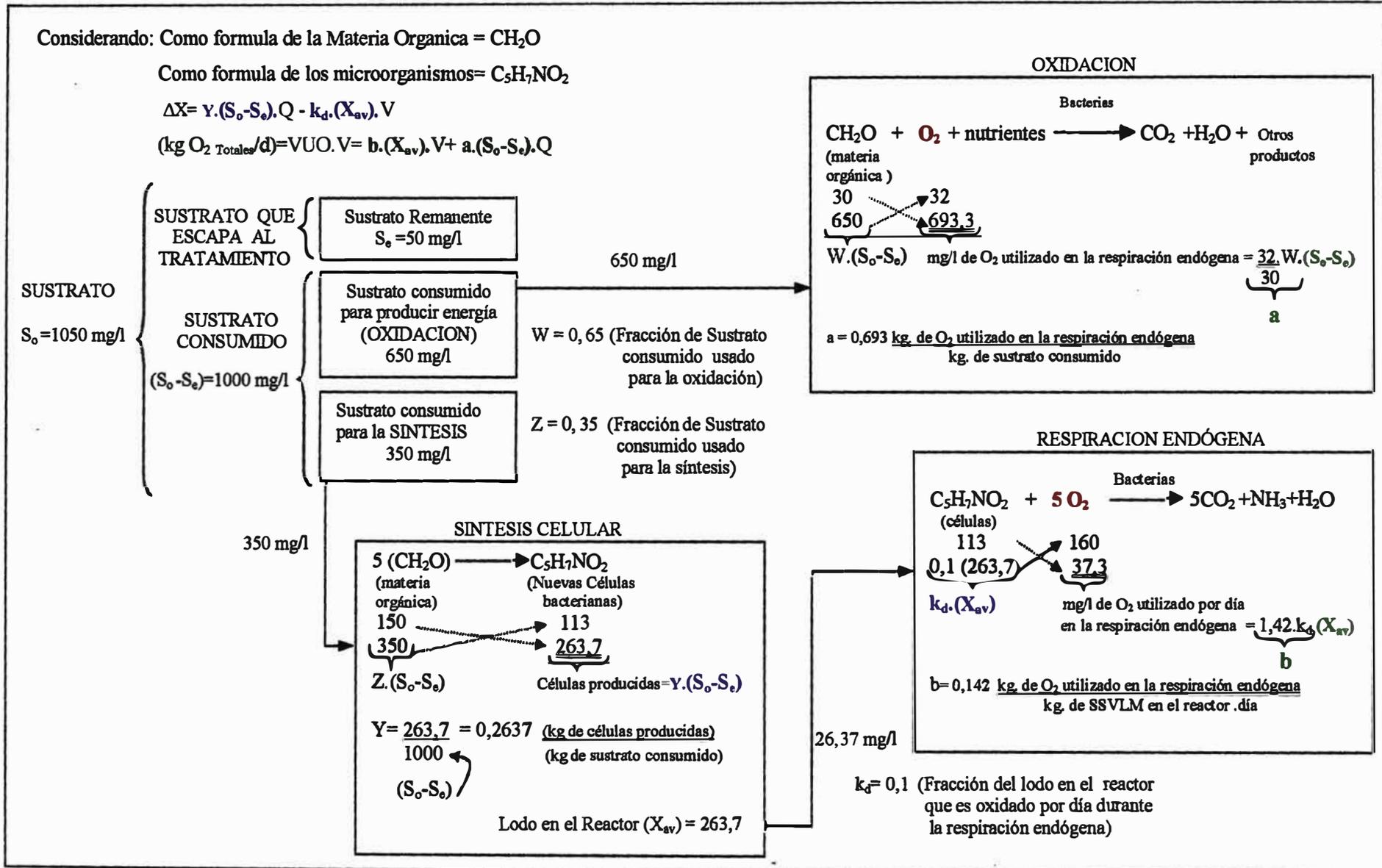
1. Inicialmente se uso el cuadro 10.1 para la determinación aproximada de SSVLM de acuerdo a valores de A/M promedio reportados por la teoría (mostrados en el cuadro 4.1) considerando la ecuación que se muestra en la parte superior.
2. El cuadro 10.2 sirvió para ajustar los valores obtenidos en el cuadro 10.1 a los valores experimentales reales y observar si se estos se encontraban dentro de los límites de operación con ayuda de las figs.(6.37),(6.38) y (6.39)

10.2. Parámetros obtenidos durante toda la etapa experimental

Fecha	REACTOR N° 1				REACTOR N° 2				REACTOR N° 3				REACTOR N° 4				REACTOR N° 5				REACTOR N° 6			
	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀
	mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C	
13/11/02	6.27	7.29	—	—	3.95	7.28	—	—	2	7.31	—	—	5.6	7.37	—	—	5.8	7.32	—	—	5.6	7.29	—	—
14/11/02	6.7	6.39	—	—	6.5	5.88	—	—	8.3	6.02	—	—	7.2	5.62	—	—	8.3	6.28	—	—	8.3	6.24	18.3	—
15/11/02	7.7	6.9	18.7	—	6.6	5.66	18.3	—	8.6	5.99	18.2	—	6.8	5.4	18.3	—	6.6	6.26	18.3	—	7.9	8.19	18.2	—
29/11/02	5.9	7.3	19.1	—	7.2	7.45	19.1	—	6.1	7.47	19.1	—	7.2	7.24	19.1	—	6.8	7.23	19.1	—	6.1	7.9	19.1	—
02/12/02	—	7.45	—	95	—	7.48	—	105	—	7.45	—	110	—	7.3	—	120	—	7.28	—	90	—	7.73	—	120
03/12/02	7.2	7.56	—	90	7.1	8.24	—	120	6.2	7.25	—	110	7.17	7.35	—	100	6.5	7.42	—	80	7.03	7.4	—	110
06/12/02	—	—	—	90	—	—	—	120	—	—	—	115	—	—	—	90	—	—	—	85	—	—	—	80
09/12/02	7.2	7.52	—	—	7.2	7.07	—	—	8.91	7.01	—	—	5.92	6.95	—	—	4.7	6.84	—	—	5.41	6.9	—	—
10/12/02	7.7	7.48	19.7	—	7.2	7.1	19.7	—	7.11	7.12	19.7	—	6.9	7.12	19.7	—	6.1	6.91	19.7	—	6.8	6.95	19.7	—
11/12/02	8.05	7.52	—	80	7.72	7.2	—	130	7.07	7.1	—	110	7.04	7.13	—	85	6.62	7.19	—	75	7	7	—	90
12/12/02	8.8	7.69	—	80	7.9	7.4	—	130	7.9	7.25	—	90	7.6	7.34	—	100	7.18	7.25	—	80	7.5	7.06	—	110
13/12/02	7.7	7.67	19.2	70	7.2	7.13	19.1	130	6.8	7.1	19.1	110	7.8	7.12	19	100	7.08	6.99	19.1	85	6.6	6.85	19.2	110
16/12/02	7	7.61	20	80	7.5	7.22	20	120	7.58	7.32	20	90	6.6	7	20	90	5.4	6.89	20	80	4.51	7.06	20	90
17/12/02	6.8	7.42	26.7	—	6.3	7.12	26.7	—	6	7	26.7	—	5.86	6.8	26.7	—	4.4	6.63	26.6	—	4.7	6.86	27.2	—
19/12/02	7.8	7.4	—	70	7.9	7.2	—	80	7.9	7.1	—	75	7.6	7.08	—	—	6.7	6.8	—	—	7.6	7.3	—	—
20/12/02	—	7.2	—	—	—	7.06	—	—	—	6.8	—	—	—	6.6	—	90	—	6.27	—	80	—	6.6	—	80
27/12/02	7.9	7.4	20.9	60	7.3	7.24	20.9	80	7.8	6.54	20.8	70	6.7	7.29	20.8	80	6.5	7.08	20.8	60	6.48	6.8	21.1	80
30/12/02	3	7.44	21.4	—	4.4	7.17	21.1	—	6.7	7.49	20.9	—	7.1	7.91	20.9	—	8.8	7.3	20.9	—	7.5	7.56	21	—
31/12/02	3.7	6.7	—	—	4.7	7.53	—	—	6.15	7.73	—	—	7.8	7.4	—	—	7.2	7.43	—	—	7.8	7.34	—	—
02/01/03	1.3	6.74	—	90	6.9	5.92	—	50	4.3	7.74	—	90	7.5	6.83	—	95	6.9	7.88	—	55	7.3	6.95	—	70
03/01/03	4.6	7.08	19.9	105	6.12	7.82	19.9	20	3.5	7.36	19.8	90	7.3	7.38	19.6	95	6.8	7.2	19.7	60	7.7	7.39	19.6	75
06/01/03	3.7	6.85	21.1	130	10	7.7	20.9	20	7.8	8.92	20.8	90	10	7.04	20.8	90	9.8	6.65	20.8	50	7.7	7.07	20.8	70
07/01/03	—	6.94	—	125	—	7.04	—	40	—	7	—	90	—	7.31	—	90	—	6.93	—	50	—	7.18	—	70
08/01/03	—	6.6	—	—	—	6.75	—	—	—	6.5	—	—	—	6.89	—	—	—	6.76	—	—	—	6.89	—	—
10/01/03	—	6.3	—	120	—	6.58	—	65	—	6.49	—	92	—	7	—	93	—	6.82	—	75	—	6.8	—	80
13/01/03	—	6.78	—	130	—	6.73	—	70	—	6.78	—	100	—	7.3	—	100	—	7.11	—	90	—	6.87	—	90
14/01/03	—	6.76	—	—	—	6.58	—	—	—	6.5	—	—	—	7.27	—	—	—	7.04	—	—	—	6.89	—	—
16/01/03	8.3	5.5	—	—	9.4	6.12	—	—	7.8	6.07	—	—	8	6.6	—	—	9	6.6	—	—	7	6.5	—	—
24/01/03	1.7	5.07	—	120	1.87	6.8	—	40	4.7	5.07	—	90	7	5.35	—	115	7.2	6.1	—	120	7.5	5.92	—	95
27/01/03	3	5.32	—	105	0.89	6.17	—	30	1.9	5.2	—	90	5.5	5.63	—	110	6.7	6.9	—	110	6.4	5.88	—	95
29/01/03	2.2	5.18	—	120	2.2	5.81	—	30	2.8	4.63	—	95	6.4	5.24	—	102	6.6	6.2	—	95	6.36	5.94	—	100
30/01/03	1.1	4.94	22.3	140	2.4	5.29	22.2	60	1.2	4.9	22	110	3.48	5.23	21.8	130	6.9	6.33	21.8	98	5.6	6.22	21.9	110
31/01/03	2.8	4.7	22.9	145	4.8	4.82	22.7	40	4.8	4.57	22.5	110	4.98	5.08	22.3	130	3.9	6.03	22.3	99	5.64	6.46	22.2	110
01/02/03	—	4.63	—	—	—	4.81	—	—	—	4.54	—	—	—	4.86	—	—	—	4.47	—	—	—	6.07	—	—
03/02/03	—	4.8	—	—	—	5.26	—	—	—	4.74	—	—	—	4.98	—	—	—	5.98	—	—	—	5.97	—	—
04/02/03	4.4	4.79	—	140	4.72	4.96	—	43	4.93	4.78	—	140	6.28	4.78	—	120	4.83	5.79	—	105	5.23	5.72	—	105
05/02/03	1.5	6.99	—	—	5.03	7.42	—	—	4.14	6.91	—	—	4.65	7.19	—	—	7.78	7.94	—	—	5.89	7.32	—	—
11/02/03	3.5	6.71	25.8	190	4	6.82	25.5	35	1.3	6.56	25.2	130	7.5	6.8	25	110	7.37	7.66	24.9	120	6.11	7.26	25.3	125
13/02/03	2.28	7.11	23.5	251	3.84	7.18	23.2	50	5.08	7.2	23	150	5.73	7.29	22.8	120	8.1	7.93	22.6	110	7.1	7.6	22.9	150
14/02/03	2.5	7.24	23.6	—	1.5	7.1	23.4	—	4.18	7.14	23	—	6.7	7.38	22.8	—	7.7	7.32	22.7	—	7.13	7.59	22.9	—
20/02/03	1.41	7.02	25.1	325	4.45	7.12	24.7	85	5.94	7.28	24.5	160	6.44	7.49	24.4	160	7.57	7.78	24.3	110	7.77	7.77	24.7	200
21/02/03	2.74	6.99	24.7	—	1.11	6.88	24.4	—	5.31	7.16	24.1	—	6.1	7.42	24	—	6.9	7.95	24	—	7.16	7.64	24.4	—
24/02/03	2.8	7.25	21.8	240	0.64	7.1	21.8	260	5.29	7.17	21.8	170	6.18	7.36	21.5	175	7.04	7.53	21.4	140	7.29	7.65	21.5	250
25/02/03	—	—	—	260	—	—	—	270	—	—	—	170	—	—	—	210	—	—	—	150	—	—	—	280
28/02/03	3.8	6.98	24	280	3.7	7.06	23.6	270	7.3	7.25	23.2	190	7.6	7.42	23.3	220	7.7	7.52	23.2	165	7.4	7.58	23.6	250
27/02/03	1.04	—	23	300	3.6	—	22.7	290	6.65	—	22.3	190	6.46	—	22.1	220	7.29	—	22	170	7.2	—	22	260
28/02/03	4.11	—	23.2	125	5.03	—	23.1	160	5.1	—	22.9	300	7.07	—	22.6	250	6.82	—	22.7	280	5.04	—	23	340
03/03/03	4.83	6.9	21	—	7.05	8.22	20.9	—	7.23	5.68	20.9	—	7.57	6.51	20.9	—	7.5	6.22	20.9	—	4.51	7.01	21.1	—
04/03/03	3.8	7.17	22.2	170	6.25	8.81	21.8	170	6.5	6.55	21.7	310	7.34	6.91	21.7	250	6.34	6.63	21.8	270	5.93	7.13	22.1	320
05/03/03	2.2	7.07	24.2	250	7.17	7.19	23.7	210	7.57	7.18	23.6	340	7.6	7.23	23.6	240	6.9	7.01	23.8	310	6.4	7.14	24.1	340
06/03/03	1.7	7.08	24.5	300	3.27	7.08	23.8	255	7.14	7.07	23.5	340	6.54	7.31	23.5	230	5.75	7.2	23.5	350	5.89	7.23	23.8	340
07/03/03	3.3	6.89	23.1	310	6.18	6.9	22.7	250	7.48	6.91	22.5	320	7.23	7.22	22.6	240	6.37	7.1	22.7	390	6.74	7.08	24.1	350
18/03/03	3	6.94	24.9	450	4.54	6.96	23	290	6.5	7.12	23.9	310	7.2	7.37	23.8	300	6.52	7.23	23.8	450	6.8	6.86	24.3	410
19/03/03	4.4	7.15	24.2	450	5.4	7.03	23.6	340	6.3	7.33	23.5	370	6	7.4	23.6	300	6.1	7.4	23.5	450	6.9	6.9	23.8	370
20/03/03	3.74	7.23	24.9	450	4.21	7.18	23.8	370	7.12	7.42	23.6	410	7.5	7.51	23.5	400	8.27	7.58	23.6	460	8.02	8.02	24.1	410
21/03/03	5.58	7.38	23.4	450	4.1	7.32	23.2	410	6.54	7.54	22.8	410	6.99	7.58	22.6	420	7.81	7.63	22.6	420	6.9	6.9	23.1	450
22/03/03	4.6	7.43	22.5	—	3.4	7.45	22.5	—	5.56	7.67	22.3	—	5.9	7.62	22.3	—	6.56	7.75	22.3	—	6.28	6.28	22.6	—
24/03/03	5	6.09	23.8	—	3.5	7.12	23.5	—	4.7	7.34	23.4	—	6.3	7.22	23.5	—	5.74							

Fecha	REACTOR N° 1				REACTOR N° 2				REACTOR N° 3				REACTOR N° 4				REACTOR N° 5				REACTOR N° 6			
	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀	O ₂	pH	T	V ₃₀
	mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C		mg/l		°C	
11/04/03	7.08	7.08	22.5	300	1.18	7.17	22.3	340	4.93	7.34	21.9	450	4.47	7.38	22	450	0.74	7.21	22.5	480	1.56	7.26	23	400
14/04/03	1.18	7.03	22.6	320	2.11	7.19	22.1	310	4.06	7.35	21.5	450	5.21	7.47	21.7	450	2.59	7.27	22.5	370	5.53	7.48	22.6	460
15/04/03	1.22	7.21	22	—	1.14	7.27	21.5	—	3	7.38	21.2	—	5.95	7.59	21	—	6.95	7.73	21.3	—	6.77	7.68	22.1	—
21/04/03	6.12	7.5	19.9	300	4.91	7.58	19.8	320	6.24	7.58	19.5	470	6.88	7.63	19.5	460	7.84	7.83	19.9	300	7.78	7.81	20.7	480
22/04/03	2.31	7.28	21.6	—	3.17	7.29	21.1	—	5.3	7.4	20.8	—	6.28	7.55	20.7	—	5	7.46	21.1	—	6.38	7.57	21.7	—
23/04/03	2.39	7.13	21.7	—	3.24	7.17	21.3	—	5.14	7.23	20.9	—	6.32	7.42	21	—	5.57	7.37	21.3	—	6.34	7.49	21.8	—
28/04/03	3.68	7.11	21.3	310	4.5	7.35	21.3	300	5.87	7.78	21.3	70	6.28	7.75	21.3	390	6.26	7.72	21.5	340	6.98	8.01	22.1	450
29/04/03	2.51	7.05	22.1	300	2.64	7.32	22.2	300	5.25	7.75	22	35	5.72	7.6	21.8	340	5.94	7.58	21.9	240	6.94	7.93	22	440
30/04/03	1.6	7.27	19.9	280	3.8	7.3	19.9	340	5.68	7.69	19.8	40	4.98	7.44	19.9	250	6.24	7.45	20.1	180	6.94	7.79	20.2	350
02/05/03	4.27	7.15	21.3	230	4.83	6.7	21.3	340	6.77	7.79	21.4	45	5.23	7.49	21.2	140	6.19	7.34	21.2	55	6.91	7.72	21.5	250
05/05/03	6.06	6.24	19.6	140	5.19	7.43	19.9	370	5.54	7.6	19.9	55	2.84	7.6	19.9	110	6	7.58	20.2	60	6.34	7.65	20.9	160
08/05/03	5.52	6.84	19.9	120	5.62	7.66	19.9	400	5.92	7.78	20	59	5.03	7.5	20.2	—	6.3	7.67	20.2	—	6.93	7.78	21.3	—
07/05/03	2.9	7.48	21.6	100	4.54	7.47	21.2	400	5.4	7.59	20.9	60	5.12	7.51	20.8	80	5.99	7.63	21	60	6.67	7.72	21.6	130
09/05/03	3.33	7.56	18.7	140	5.54	7.56	18.4	440	6.27	7.68	18.1	75	6.18	7.6	18.1	80	6.58	7.77	18.1	60	7.41	7.88	17.9	120
12/05/03	0.88	7.48	20.7	140	3.86	7.4	20.3	440	4.7	7.51	20	95	3.44	7.37	20.1	85	5.47	7.57	20.4	70	6.7	7.81	21.3	160
13/05/03	4.02	7.36	20.7	85	4.13	7.37	20.4	360	5.78	7.58	20.3	95	3.93	7.4	20.4	80	5	7.84	20.6	75	6.41	7.8	21	180
14/05/03	2.3	7.57	20.7	80	2.28	7.38	20.3	180	5.22	7.68	19.9	100	2.88	7.56	19.8	87	4.2	7.66	20	82	5.96	7.84	20.7	200
15/05/03	5.56	7.69	19.8	100	6.04	7.54	19.5	110	7.11	7.64	19.4	110	6.13	7.72	19.4	95	6.96	7.72	19.6	85	7.92	7.9	20.1	240
18/05/03	3.98	7.6	19.4	90	6.68	7.58	18.9	85	7.5	7.78	18.8	130	6.88	7.67	18.6	85	7.63	7.83	19	85	7.98	8	19.7	280
18/05/03	5.92	7.66	21.1	85	6.58	7.73	20.6	35	7.3	7.82	20.4	160	6.18	7.75	20.6	105	6.7	7.73	20.9	105	7.66	7.99	21.8	360
20/05/03	4.28	7.56	22.6	75	6.26	7.74	21.9	20	6.69	7.7	21.5	180	6.89	7.7	21.5	110	7.31	7.79	21.8	100	7.63	7.93	22.2	310
21/05/03	6.2	7.52	20.8	80	6.73	7.63	20.3	30	6.7	7.7	20.2	210	7.02	7.73	20.5	120	6.92	7.83	20.5	110	7.45	7.93	22.1	350
22/05/03	—	—	—	75	—	—	—	35	—	—	—	250	—	—	—	150	—	—	—	140	—	—	—	360
23/05/03	8.5	7.78	17.9	90	8.05	7.86	17.6	30	8.44	7.9	17.4	280	8.2	7.85	17.4	155	8.74	7.93	17.4	140	8.66	7.97	17.5	380
26/05/03	6.2	7.53	16.3	90	7.33	7.71	16.1	30	8.34	7.72	16	410	7.81	7.6	16	205	8.12	7.65	15.9	175	8.72	7.82	15.8	400
27/05/03	—	—	—	90	—	—	—	25	—	—	—	440	—	—	—	210	—	—	—	190	—	—	—	410
28/05/03	5.98	7.43	18.7	95	6.72	7.62	18.2	30	7.93	7.78	17.9	450	7.13	7.71	17.9	210	8.25	7.85	17.9	200	8.63	8	18.3	410
30/05/03	6.06	7.32	16.3	100	6.48	7.5	16.1	31	7.8	7.64	15.9	450	7.9	7.69	15.8	290	8.68	7.88	15.8	240	9.22	8.15	16	430
02/06/03	4.1	7.43	17.8	110	5.87	7.61	17.7	35	6.74	7.83	17.6	450	6.54	7.78	17.9	320	7.61	7.86	18.1	305	8.15	8.13	18.9	450
03/06/03	5.88	7.54	18.8	130	6.32	7.66	18.5	50	7.11	7.83	18.3	450	7.08	7.78	18.4	330	7.89	7.94	18.6	330	8.2	8.1	19	450
04/06/03	—	—	—	130	—	—	—	50	—	—	—	460	—	—	—	320	—	—	—	410	—	—	—	430
05/06/03	5.98	7.61	17.1	95	6.32	7.68	17	55	6.88	7.72	16.8	450	7.38	7.79	16.6	330	8.03	7.9	16.5	400	8.44	8.05	16.5	400
08/06/03	5.9	7.51	19.3	110	6.17	7.62	18.9	65	6.94	7.69	18.7	450	7.1	7.78	18.8	350	7.73	7.9	19.1	410	7.96	8.03	18.9	320
09/06/03	—	—	—	100	—	—	—	110	—	—	—	400	—	—	—	350	—	—	—	410	—	—	—	250
10/06/03	5.85	7.46	15.8	95	6.65	7.61	15.7	140	7.78	7.7	15.5	390	8.12	7.82	15.4	330	8.61	7.94	15.4	400	9.12	8.08	19.4	200
11/06/03	5.18	7.38	18	95	6.58	7.51	17.6	140	7.37	7.58	17.2	350	7.64	7.75	17.2	300	8.37	7.89	17.4	350	8.43	8.11	18.1	200
12/06/03	5.22	7.41	17.6	110	6.32	7.59	17.3	130	7.13	7.6	17.1	360	7.64	7.71	16.9	330	8.28	7.83	16.8	400	8.65	8.01	16.7	240
13/06/03	4.97	7.42	19.8	80	5.37	7.51	19.4	150	6.38	7.55	18.9	350	6.76	7.65	18.6	350	7.78	7.74	18.4	410	8.18	7.95	18.5	240
14/06/03	—	—	—	90	—	—	—	160	—	—	—	350	—	—	—	310	—	—	—	400	—	—	—	250
16/06/03	8.7	7.36	17.2	95	6.75	7.4	17	170	8.17	7.45	16.8	370	8.9	7.88	16.6	360	9.15	7.84	18.4	450	9.28	7.96	16.4	250
17/06/03	7.29	7.37	17.7	100	7.01	7.44	17.3	180	7.9	7.5	17	370	8.52	7.65	16.8	360	9.16	7.78	16.7	450	9.34	7.84	16.8	250
18/06/03	5.52	7.33	17.7	105	6.88	7.43	17.2	170	7.13	7.51	17	360	7.88	7.86	16.7	350	8.37	7.77	16.6	450	8.56	7.87	16.7	250
19/06/03	5.58	7.34	18.9	105	5.52	7.39	18.5	170	7.2	7.55	18.1	350	7.88	7.7	18	370	8.47	7.84	18.1	460	8.66	7.97	18.5	270
20/06/03	5.96	7.42	19.6	120	5.22	7.37	19	170	7.15	7.54	18.5	355	7.9	7.67	18.3	390	8.77	7.68	19.6	450	8.85	7.93	18.5	270
21/06/03	—	—	—	95	—	—	—	155	—	—	—	370	—	—	—	380	—	—	—	340	—	—	—	300
23/06/03	—	—	—	100	—	—	—	170	—	—	—	320	—	—	—	380	—	—	—	250	—	—	—	300
24/06/03	5.35	7.28	17.9	110	6.9	7.48	17.6	170	7.21	7.5	17.5	300	8.07	7.73	17.7	390	8.27	7.68	17.9	250	8.95	8.08	18.4	350
25/06/03	4.24	7.61	20.4	80	6.09	7.83	19.8	140	6.68	7.78	19.2	280	7.72	7.92	18.9	370	7.65	7.86	18.8	250	8.8	8.17	19	400
26/06/03	4.95	7.52	17.1	100	7.02	7.75	16.6	140	7.18	7.74	16.6	310	7.8	7.87	16.4	360	8.09	7.84	16.3	260	8.93	8.17	16.2	380
27/06/03	3.53	7.45	18	110	5.67	7.6	17.5	140	5.92	7.75	17.5	330	7.78	7.86	17.2	360	7.89	7.82	17.1	280	8.64	8.22	17.3	380
28/06/03	—	—	—	110	—	—	—	140	—	—	—	340	—	—	—	390	—	—	—	320	—	—	—	350
30/06/03	5.28	7.54	18.5	110	4.55	7.58	18.2	150	7.28	7.77	18	270	7.97	7.68	18.2	350	8.28	7.85	18.4	320	8.97	8.12	19.3	390

10.3 Ejemplo explicativo del significado de las Constantes Cinéticas Y, k_d , a' y b' en los Procesos Metabólicos en un Ambiente Aerobio



10.4 LISTA DE SIMBOLOS

A	= Area del orificio de las agujas
a'	= Coeficiente de requisitos de Oxígeno para la oxidación, (kg O ₂ /kg DBO _{5 soluble} destruido)
b'	= Coeficiente de requisitos de Oxígeno para la respiración endógena, (kg O ₂ /kgSSVLM. d)
DBO ₅	= Demanda Bioquímica de Oxígeno en 5 días, (mg/l)
DBO _μ	= Demanda Bioquímica de Oxígeno última, (mg/l)
DQO	= Demanda Química de Oxígeno, (mg/l)
f	= Factor de ajuste de temperatura
g	= Aceleración de la gravedad, (9,8 m/s ²)
H _n	= Altura hidráulica de sustrato que corresponde a la aguja número 'n', (cm)
k	= Constante de degradación de sustrato o constante de velocidad de consumo, de sustrato, (d ⁻¹ . l/mg). = Tasa específica de respiración endógena o Coeficiente de autodestrucción de microorganismos, (d ⁻¹)
K _{DBO}	= Constante de biodegradación (d ⁻¹)
K _s	= Concentración de sustrato cuando U = U _{max} /2, (mg/l)
K _T	= Constante de reacción a la temperatura T°C
K ₂₀	= Constante de reacción a la temperatura 20 °C
PM _i	= Peso Molecular del Compuesto i
Q	= Flujo afluente , (l/h)
Q'	= Flujo efluente, (l/h)
Q"	= Flujo de lodo descartado, (l/h)
Q _n	= Flujo de sustrato que sale de la aguja número 'n'
R _{O₂}	= Velocidad específica de consumo de oxígeno, (mg O ₂ /d.mg SSVLM)
S	= Concentración de sustrato, (mg DBO _{5 soluble} /l)
S _o	= Concentración de sustrato en el afluente, (mg DBO _{5 soluble} /l)
S _e	= Concentración de sustrato en el efluente, (mg DBO _{5 soluble} /l)
SSV	= Sólidos Suspendidos Volátiles, (mg/l)
SSVLM	= Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mixto, (mg/l)
SST	= Sólidos Suspendidos Totales, (mg/l)

SSTLM	= Sólidos Suspendidos Totales en el Licor Mixto, (mg/l)
T	= Temperatura de Prueba, (°C)
U	= Velocidad específica de consumo de sustrato, (d ⁻¹)
U_{max}	= Velocidad específica máxima de consumo de sustrato, (d ⁻¹)
V	= Volumen del reactor o tanque de aeración, (litros)
V_T	= Volumen de la celda (cámara de aeración más cámara de decantación), (litros)
VUO	= Velocidad de utilización de oxígeno, (mg O ₂ .d.l)
X_{ev}	= Concentración de SSV en el efluente, (mg/l)
X_{av}	= Concentración de SSV en el tanque de aeración, (mg/l)
X_{ov}	= Concentración de SSV en el afluente, (mg/l)
X_t	= Concentraciones de SSVLM en el tiempo t, (mg/l)
X_{t+24}	= Concentraciones de SSVLM medidos después de 24 horas con relación al tiempo t, (mg/l)
X_{uv}	= Concentración de SSV en el lodo descartado, (mg/l)
Y	= Fracción de sustrato utilizado para la síntesis de nuevos microorganismos o Coeficiente de Producción (kg células/kg DBO _{5 soluble} utilizada)
ΔX	= Producción de lodo, (g/d)
θ	= Tiempo de Retención basado exclusivamente en la alimentación inicial Q, (h)
θ_c	= Tiempo de Retención celular o edad del lodo, (d)
θ_H	= Tiempo de Retención hidráulico del reactor, (h)
θ_t	= Coeficiente de Temperatura (Constante de Vant Hoff-Arrhenius)
μ	= Velocidad Específica de Crecimiento de Biomasa, (d ⁻¹)

10.4 Fotos de Diversas partes del Sistema Utilizado en las Pruebas Experimentales



Fig.10.1 Motor para la Agitación del Sustrato

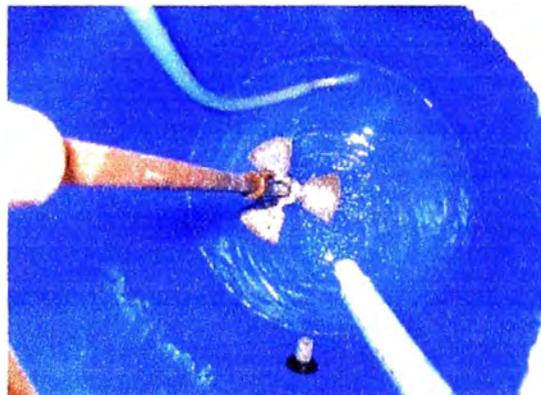


Fig.10.2 Vista del interior del Tanque de sustrato



Fig.10.3 Bidones con conectores para el depósito de Sustrato



Fig.10.4 Compresor de Aire



Fig.10.5 Bomba Peristáltica



Fig.10.6 Equipo Multímetro portátil WTW/Multi 340i
(pHmetro, conductímetro, oxímetro)



Fig.10.7 Cooler utilizado para el análisis de la DBO₅



Fig.10.8 Monitoreo de los parámetros pH, Temperatura y O₂

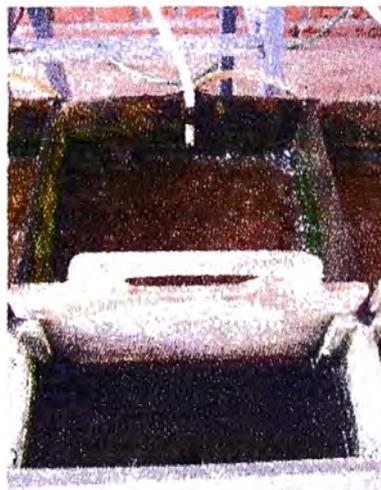


Fig.10.9 Cámaras de Aeración y Decantación correspondientes a una Celda