



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA

**Evaluación de transferencia de oxígeno en el sistema de
tratamiento con lodos activados de la Planta de Tratamiento
de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria en la Ciudad
de México**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA AMBIENTAL
P R E S E N T A :

HÉCTOR DANIEL GARCÍA MERCADO

TUTOR:

DR. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA



2010

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Simón González Martínez
Secretario: M. en I. Mercedes Esperanza Ramírez Camperos
Vocal: Dr. Pedro Martínez Pereda
1^{er}. Suplente: Dr. Ángel Enrique Chávez Castellanos
2^{do}. Suplente: Dr. Oscar González Barcelo

Lugar donde se realizó la tesis:

FACULTAD DE INGENIERÍA, UNAM.

TUTOR DE TESIS:

DR. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA

Agradezco...

... A mi mamá, Yolanda Gabriela Mercado Flores, por darme la vida, apoyarme todos estos años en el desarrollo de mis metas y por el cariño que me ha brindado.

... A Gil que me ha ayudado, cuidado y apoyado en lo que he realizado.

... A Brenda, Tonha, Amalí, Brendita, Rosy, Rodrigo y mis abuelitos, Yolanda Flores y Carlos Mercado, por todos los momentos donde me han animado y escuchado.

... Al Dr. Pedro Martínez Pereda por compartir sus conocimientos, sus consejos, el apoyo y paciencia que me brindó para realizar el presente trabajo.

... A CONACYT por financiar este proyecto.

... A mi comité tutorial, Dr. Simón González Martínez y Dr. Ángel Enrique Chávez Castellanos, por sus consejos para mejorar el presente trabajo.

... Al personal de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria por brindar su apoyo y las instalaciones para realizar el proyecto.

... Al personal del Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la Facultad de Ingeniería que me abrió sus puertas y brindó sus instalaciones y equipo para realizar este proyecto.

... A mis amigos que conocí durante mi estancia en Ciudad Universitaria: Edgar, Jorge Ojeda, Orlando, Valter, Alberto, Ariel, Evelyn, Claudia, Miguel, Jorge Meínquer, Belen, Elizabeth Yohali, Tania,

Gísela y Rosa que me brindaron su amistad, compañerismo y consejos para ser un mejor humano.

... A la Maestra Irma Cruz Gavilán García por su apoyo académico, amistad y consejos durante estos años.

... A mis compañeros de la Unidad de Gestión Ambiental: Susana, Rocío, Juan José y Tania.

... Por último, a las personas que se han convertido en parte fundamental de mi vida: María Fernanda, Karla Esbeidy, Angela Yazmín y Paulina Mariel que me han brindado su amistad, cariño y su tiempo al escuchar, apoyar y aconsejar en el desarrollo de las metas que me he propuesto a realizar.

¡GRACIAS!

ÍNDICE GENERAL

Capítulo		Página
	NOMENCLATURA	<i>i</i>
	RESUMEN	1
1	INTRODUCCIÓN	3
1.1	Objetivo	6
1.1.1	Objetivo general	6
1.1.2	Objetivos específicos	6
1.1.3	Alcances y limitaciones	7
2	ANTECEDENTES	8
2.1	Fundamentos del proceso de lodos activados	8
2.1.1	Tipos, modificaciones y características del proceso de lodos activados	11
2.1.2	Parámetros de diseño para el proceso de lodos activados	13
2.2	Requerimientos de oxígeno	15
2.2.1	Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa	16
2.2.2	Demanda bioquímica de oxígeno por compuestos nitrogenados	17
2.2.3	Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica	18
2.3	Sistemas de aireación	18
2.3.1	Aireación mediante uso de turbina	18
2.4	Coeficiente de transferencia de oxígeno (K_{La})	20
2.4.1	Solubilidad de un gas en un líquido	21
2.4.2	Ecuación de difusión de Fick	23
2.4.3	Factores de corrección de K_{La}	26
2.4.4	Principales factores que intervienen en la	28

Capítulo		Página
	transferencia de masa gas – líquido	
2.4.4.1	Variables del equipo y de operación	28
2.4.4.2	Propiedades del sistema	29
2.5	Métodos experimentales para la determinación del K_{La}	30
2.5.1	Métodos en estado estable	31
2.5.2	Métodos dinámicos	31
2.6	Mezclado	33
2.6.1	Determinación del tiempo de residencia hidráulico	34
2.6.2	Métodos para determinar el mezclado	39
2.7	La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU)	40
2.7.1	Problemática actual	44
3	METODOLOGÍA	47
3.1	Etapa uno: Obtención de K_{La} (laboratorio)	48
3.2	Etapa uno: Tiempo de residencia hidráulico (laboratorio)	50
3.3	Etapa dos: Obtención de K_{La} (PTAR-CU)	52
3.3.1	Procedimiento en campo	53
3.4	Etapa dos: Tiempo de residencia hidráulico (PTAR-CU)	55
4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	58
4.1	Etapa uno: Obtención de K_{La} (laboratorio)	58
4.2	Etapa uno: Tiempo de residencia hidráulico (laboratorio)	62
4.3	Etapa dos: Obtención de K_{La} (PTAR-CU)	65

Capítulo		Página
4.4	Etapa dos: Tiempo de residencia hidráulico (PTAR-CU)	77
5	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	82
	BIBLIOGRAFÍA	84
	ANEXO I (Tablas y figuras de los datos obtenidos en el laboratorio)	88
	ANEXO II (Tablas y figuras de los datos obtenidos en la PTAR-CU)	110

ÍNDICE DE GRÁFICAS Y TABLAS

	Página
Proceso de remoción de contaminantes por los microorganismos	8
Proceso de biodegradación acumulativa en lodos activados	9
Reacciones simultáneas que ocurren en un proceso biológico por lote (batch)	10
Descripción de variantes del proceso de lodos activados	11
Descripción de variantes del proceso de lodos activados (continuación)	12
Valores recomendados de parámetros para el diseño de sistemas de lodos activados tipo convencional	13
Parámetros de diseño para el proceso de lodos activados	14
Tanque con deflectores con un agitador de turbina de 6 aspas con disco	19
Pasos en la transferencia de oxígeno de una burbuja de gas hasta que es utilizada por la célula	21
Valor de la constante de Henry para el O ₂	22
Diagrama de transferencia de oxígeno a través de la película de líquido	24
Valores típicos del factor alfa (α) para aireadores superficiales para diferentes tipos de aguas residuales	27
Métodos de determinación de K _L a en estado estable	32
Métodos de determinación de K _L a dinámicos	33
Técnicas estímulo-respuesta normalmente utilizadas para estudiar el flujo en reactores	35
Curva de distribución de tiempos de salida de un fluido que pasa a través de un recipiente; también se denomina distribución del tiempo de residencia hidráulico	37
Técnicas estímulo-respuesta empleadas corrientemente para el estudio de flujo en recipientes	38

	Página
Metodología utilizada para determinar el TRH en un reactor	39
Métodos de caracterización de la mezcla en reactores biológicos	39
Métodos de caracterización de la mezcla en reactores biológicos (continuación)	40
Ubicación de: 1) PTAR-CU y 2) Facultad de Ingeniería	41
Distribución de los sistemas y equipos de tratamiento de la PTAR de CU	43
Características del tanque de aireación del sistema de lodos activados en la PTAR-CU	44
Valores de K_{La} estimados para la PTAR-CU	46
Valores de operación recomendados y registrados en la PTAR-CU	46
Localización de los puntos del muestreo	47
Tanque de aireación piloto	49
Bomba de vacío, tanque de aireación, agitador Cole-Parmer y oxímetro	49
Relación de presión vs flujo bomba 607CA22	51
Vista del equipo de laboratorio	52
Relación de material y equipo de trabajo para el estudio en la PTAR-CU	53
Puntos de muestreo. Vista de planta del tanque de aireación (x, y)	56
Puntos de muestreo. Vista de perfil del tanque de aireación (x, z)	57
Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 100 rpm en agua corriente a 20°C	58
Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 75 rpm en agua corriente a 20°C	59

	Página
Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 50 rpm en agua corriente a 20°C	59
Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 100 rpm en agua residual a 20°C	59
Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 75 rpm en agua residual a 20°C	60
Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 50 rpm en agua residual a 20°C	60
Capacidad de oxigenación y eficiencia en la transferencia de oxígeno disuelto	61
Valores del factor de corrección α a distintas condiciones de operación	61
Perfiles del factor α a diferentes condiciones de agitación y flujo de aire de ingreso	62
Relación de experimentos en laboratorio para determinar el RTD	63
Verificación del TRH calculado para cada corrida por medición del influente y efluente	63
Determinación del RTH: a) Distribución de la Conductividad vs tiempo para las condiciones propuestas; b) Distribución normalizada $E(t)$ vs tiempo	64
Valores obtenidos por el modelo de Levenspiel	65
Valores de CO , O_R y eficiencia del sistema de aireación del tanque con lodos activados para agua corriente a 20°C	66
Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua corriente a 20°C (vista de planta)	69
Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua corriente a 20°C (vista de perfil)	70
Perfiles del coeficiente de transferencia de oxígeno en función del largo, ancho y profundidad del tanque	71

	Página
Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua residual cruda a 20°C (vista de planta)	72
Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua residual cruda a 20°C (vista de perfil)	73
Perfiles del coeficiente de transferencia de oxígeno para agua residual cruda en función del largo, ancho y profundidad del tanque	74
Localización y valores de OD (mg/L) en el tanque de aireación estabilizado el sistema de lodos activados (vista de planta)	75
Localización y valores de OD (mg/L) en el tanque de aireación estabilizado el sistema de lodos activados (vista de perfil)	76
Comportamiento del agua residual del tanque de aireación con respecto a la conductividad	77
Relación de posibles cantidades de electrolito para usar en el experimento de la PTAR-CU	77
Comportamiento de la conductividad del electrolito en agua residual con biomasa: a) Molaridad; y b) Masa del electrolito	78
TRH reportado para el tanque de aireación del sistema de lodos activados	79
Agua residual con biomasa: a) sin electrolito; b) 15 g de electrolito; c) 30 g de electrolito, y; d) 40 g de electrolito	79
Comportamiento del electrolito: a) Conductividad (mS/cm) vs tiempo, y; b) Distribución normalizada $E(t)$ vs tiempo	80
Determinación del tiempo de retención hidráulico para el tanque de aireación del sistema con lodos activados de la PTAR-CU	81

NOMENCLATURA

α .- Coeficiente de corrección alfa.

A/M.- Relación alimento: microorganismos.

β .- Factor de corrección beta.

CO.- Capacidad de oxigenación.

C_s .- Concentración de saturación del oxígeno disuelto en el agua corriente.

C_{sr} .- Concentración de saturación del oxígeno disuelto en el agua residual cruda.

DBO₅.- Demanda biológica de oxígeno a 5 días.

κ .- Conductividad del electrólito en disolución.

κ_m .- Conductividad media del electrólito en disolución.

$K_L a$.- Coeficiente de transferencia de oxígeno.

M.- Concentración molar.

m.- masa.

N_{RE} .- Número de Reynold.

OD.- Oxígeno disuelto.

OD_s.- concentración de oxígeno disuelto en condiciones de saturación en el agua corriente.

OD_{sr}.- concentración de oxígeno disuelto en condiciones de saturación en el agua residual cruda.

O_R.- Oxígeno requerido.

PTAR-CU.- Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria Copilco el Alto.

Q_i.- Flujo de entrada o influente.

Q_e.- Flujo de salida o efluente.

rpm (RPM).- Revoluciones por minuto.

σ^2 .- Varianza.

SST.- Sólidos suspendidos totales.

SSVLM.- Sólidos suspendidos volátiles presentes en el licor de mezcla.

t.- Tiempo.

T.- Temperatura.

t_m .- Tiempo de retención hidráulico experimental o tiempo medio.

TRH.- Tiempo de retención hidráulico.

TRH_t .- Tiempo de retención hidráulico teórico.

V.- Volumen.

V_{op} .- Volumen de operación.

RESUMEN

En el presente estudio se describe metodología para determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno (conocido como K_{La}), bajo las condiciones meteorológicas de la Ciudad de México, y el tiempo de retención hidráulico en tanques abiertos en dos etapas: la primera a nivel laboratorio y una segunda en el tanque de aireación del sistema de lodos activados de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria de Copilco (PTAR-CU). En la primera etapa se utilizó un tanque en forma de prisma rectangular con un dispersor sumergido de aire integrado, volumen útil de 10 L y dimensiones de 18 cm de largo, 16.5 cm de ancho y 24 cm de profundidad. Se determinó el K_{La} , mediante la medición de oxígeno disuelto en el agua, por perfiles con respecto a la profundidad del tanque; posteriormente, se calculó el factor de corrección α . Los métodos usados para estas etapas fueron: El método de bisulfito (para agua corriente) y el método dinámico (para agua residual cruda). Se usaron diferentes condiciones de operación como fueron el flujo de aire (22, 17 y $12 \frac{L}{min}$) y el grado de agitación mecánica (50, 75 y 100 rpm). En la segunda etapa se utilizó el tanque de aireación del sistema de lodos activados con dimensiones de 18.30 m de largo, 9.40 m de ancho y 4.20 m de profundidad, con un volumen de $468 m^3$, el cual cuenta con dos turbinas sumergidas de 15 HP con rotor de 25 cm a una velocidad de 1,700 rpm cada una. Se determinaron varios perfiles de oxígeno disuelto con respecto a la longitud, ancho y altura del tanque con el fin de muestrear varios puntos y cubrir el tanque de aireación. Para la determinación del tiempo de residencia hidráulico se seleccionó el método de conductividad donde se agregó al influente una sustancia electrolítica (NaCl) en cantidad conocida y se midió con respecto al tiempo la conductividad en el efluente del tanque.

Las determinaciones del coeficiente de transferencia de oxígeno a nivel laboratorio para las distintas condiciones de operación dieron como resultado, valores que variaron, para agua corriente de 0.599 a 0.190 min^{-1} y; para agua residual cruda de 0.341 a 0.142 min^{-1} . Los valores del factor de corrección, α , variaron desde 0.36 hasta 6.45. Para el tanque de aireación de la PTAR-CU se obtuvieron valores de 0.026 y 0.050 min^{-1} para agua corriente y agua residual cruda, respectivamente y; un valor del factor de corrección α de 1.92. Estos valores de K_La son bajos, conforme a lo esperado o requerido para el sistema de lodos activados (0.107 a 0.076 min^{-1}) en que se requiere mantener una concentración de oxígeno disuelto de 2 $\frac{\text{mg}}{\text{L}}$. Además, se midió la concentración del oxígeno disuelto en el sistema estabilizado de lodos activados con un valor promedio menor a 0.1 $\frac{\text{mg}}{\text{L}}$. Las determinaciones para el tiempo de residencia hidráulico, calculados a través de modelos para tanques agitados propuestos por Levenspiel, para el tanque usado en la etapa de laboratorio se obtuvo como resultado un mezclado de tipo flujo pistón mientras que para el tanque de aireación del sistema de lodos activados, su mezclado, es de tipo mezcla completa.

1 INTRODUCCIÓN

En el campo del tratamiento del agua residual por medio de procesos biológicos, un factor fundamental es la transferencia de oxígeno en el agua residual, que es un componente clave en los funcionamientos aerobios como es el caso de los lodos activados. Debido a la reducida solubilidad del oxígeno en el agua y la baja velocidad de transferencia, suele ocurrir que la cantidad de oxígeno que se absorbe en el agua a través de la interfase aire-líquido es una limitante para satisfacer la demanda de oxígeno del tratamiento aerobio. La transferencia se logra normalmente mediante el uso de equipos mecánicos comerciales (Ramalho, 1996).

El oxígeno se puede suministrar en forma de burbujas de aire o de oxígeno puro. La aireación se lleva a cabo mediante la dispersión de burbujas sumergidas a profundidades de varios metros y los diferentes sistemas de aireación incluyen placas y tubos porosos, tubos perforados y diferentes configuraciones de difusores metálicos y de plástico o de aireadores sumergidos con impulsores que se utilizan para dispersar las burbujas de aire y mezclar el contenido del tanque. Otros aireadores de superficie consisten en turbinas de alta o baja velocidad o en unidades flotantes con rotores que giran en la superficie del líquido parcialmente sumergidas (Metcalf & Eddy, 2003).

En algunos casos el diseño puede incluir el proceso de nitrificación y un compartimiento o zona anaeróbica para reducir la concentración de fósforo presente. Sea mediante el auxilio de aireadores mecánicos (alta o baja velocidad), sistemas de difusores (tubo o discos), mezcladores aireadores sumergidos u otra variante, el propósito es suministrar oxígeno para el proceso biológico y garantizar

los niveles de mezclado para permitir la interacción prevista entre todos los constituyentes del sistema: los microorganismos, el material soluble, los nutrientes, el oxígeno en todo el volumen del reactor.

Dado un volumen de agua a airear, el rendimiento de un aireador se valora en función de la cantidad de oxígeno transferida por unidad de aire inducida en el agua a condiciones equivalentes (composición química y temperatura del agua residual, profundidad a la que se introduce el aire) y por la energía real suministrada al sistema. En el sistema de lodos activados se puede determinar el oxígeno consumido por los microorganismos (Winkler, 1994).

Entre los factores principales que afectan la transferencia de oxígeno del aire al agua se pueden destacar: la temperatura, la presión, la naturaleza de los constituyentes inorgánicos y orgánicos disueltos en el agua, la intensidad del mezclado, la geometría del tanque de aireación (Ramalho, 1996).

Cuando comenzó la planeación y construcción de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU), en la década de los años setenta del siglo pasado, el propósito fue de producir agua de calidad para satisfacer los requerimientos de agua de Ciudad Universitaria a través del reuso de esta agua tratada para riego de áreas verdes y, además, disponer de instalaciones donde se pudiera realizar actividades de investigación y de docencia en el campo de la Ingeniería Sanitaria y Ambiental (González Martínez, 1982).

Se han tomado varios criterios para estimar el oxígeno requerido por la oxidación bioquímica de la materia orgánica biodegradable, considerando la demanda bioquímica de oxígeno (DBO). Hoy, muchas agencias reguladoras especifican el valor aproximado de consumo de oxígeno para los procesos unitarios. Comúnmente, los proyectos se pueden basar en varias reglas empíricas para estimar los requerimientos para el sistema de lodos activados aplicados a aguas residuales municipales (Water Pollution Control Federation No. FD-13, 1998):

1. 94 – 125 m³ de aire / kg de DBO₅ aplicada,
2. 1.1 kg de Oxígeno transferido / kg de DBO₅ para tanques de aireación,
3. 3.7 – 15 m³ de aire / m³ de agua residual tratada,
4. 31 – 56 m³ de aire / kg DBO₅ removida.
5. Para procesos aerobios en continuo, diseñados para eliminar materia orgánica, el intervalo a operar con niveles constantes de oxígeno disuelto esté entre 0.5 y 1.5 mg/L. Cuando se requiere conseguir la nitrificación, se utiliza un exceso de oxígeno de 2.0 mg/L (Winkler, 1994).

Dentro del campo de la investigación en el área del tratamiento de aguas residuales, surge el interés de evaluar el funcionamiento del sistema de aireación en el tanque de lodos activados de la PTAR-CU a través de la transferencia de oxígeno. García (2007) menciona que, en la actualidad, se han tenido que realizar ajustes en las condiciones de operación con respecto al diseño. Debido al crecimiento de población en CU, la instalación de sistemas de ahorro de agua en sanitarios, etc., provocando la disminución en la generación de aguas residuales y aumentando la concentración de éstas.

Hasta finales de la década de 1990 el tanque de aireación de la PTAR-CU contaba con dos aireadores superficiales de 10 HP. Años más tarde, estos fueron cambiados por dos turbinas sumergidas de 15 HP con un diámetro del rotor de 25 cm cada una. Esto se hizo debido a la problemática con el ruido generado por los aireadores y al olor que provocaba en el ambiente, lo que ocasionaba molestias a los vecinos de la colonia Copilco el Alto en las cercanías de la PTAR-CU (García, 2007).

Cuando se realizaron estudios para evaluar el coeficiente de transferencia de oxígeno para los aireadores superficiales, se concluyó que tenían una capacidad mayor al 50% de lo requerido, con un valor de K_La de 0.224 min⁻¹ (González Martínez, 1982). No hay estudios desde entonces, que indiquen la transferencia

de oxígeno de los aireadores sumergidos y su eficiencia para el sistema de lodos activados a las condiciones de operación actuales.

1.1 Objetivo

1.1.1 Objetivo general

Realizar una evaluación global de la transferencia de oxígeno y del tiempo de retención hidráulico del tanque de aireación del sistema de lodos activados de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria.

1.1.2 Objetivos específicos

Determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno del actual sistema de aireación y, a través del tiempo de retención hidráulico, el tipo de mezclado que proporciona la agitación mecánica en el tanque de aireación.

Como apoyo se realizará, paralelamente, una evaluación del coeficiente de transferencia de oxígeno y del tiempo de retención hidráulico a nivel laboratorio.

1.1.3 Alcances y limitaciones

El coeficiente de transferencia de oxígeno en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria se determinará utilizando agua corriente y agua residual cruda.

Se medirá el oxígeno disuelto en el tanque de aireación una vez estabilizado el sistema de lodos activados.

Se evaluará el coeficiente de transferencia de oxígeno para diferentes condiciones de agitación y cantidad de aire suministrado en un tanque de 10 litros en un modelo a escala de laboratorio.

Se evaluará el tiempo de retención hidráulico a escala de laboratorio y en el tanque de aireación de lodos activados con el propósito de comparar el tipo de flujo que proporciona la agitación mecánica en dichos tanques.

2 ANTECEDENTES

2.1 Fundamentos del proceso de lodos activados

El proceso de lodos activados es quizá el proceso biológico de mayor uso para el tratamiento de aguas residuales, domésticas e industriales (Winkler, 1994).

Junkins (1983) y Winkler (1994) mencionan que el proceso consiste en poner en contacto a una población microbiana mixta controlada, en forma de suspensión floculenta, con la materia orgánica en un sistema aireado, rico en oxígeno (aerobio) y agitado.

El proceso de lodos activados está representado por la siguiente reacción biológica (Fig. 2.1):

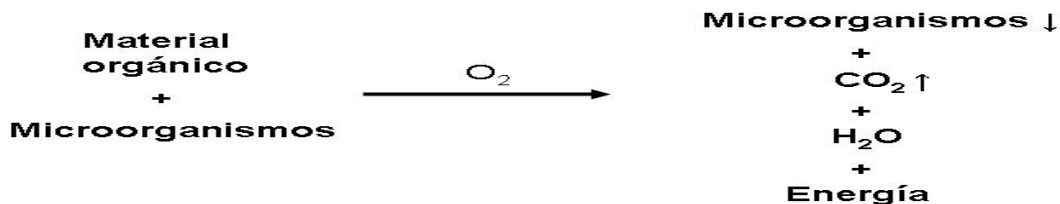


Fig. 2.1 Proceso de remoción de contaminantes por los microorganismos (Junkins et al, 1983)

Las aguas residuales contienen compuestos orgánicos complejos que se mezclan con los microorganismos (flóculos biológicos) en presencia de oxígeno molecular disuelto, por un periodo suficiente para que éstos puedan romper estos componentes y assimilarlos. Inicialmente, un tipo de microorganismos ataca una parte de la estructura del material orgánico y otra parte de la biota ataca las partes remanentes; es decir, los primeros microorganismos digieren la porción que

puedan absorber a través de sus paredes celulares y la porción que no es absorbida se desecha como residuo. Ese residuo desechado es usado entonces por otros grupos de microorganismos como recurso de sustrato el cual también produce productos de desecho que son subsecuentemente usados por otros microorganismos, y así sucesivamente, como se ilustra en la Fig. 2.2.

Este proceso de biodegradación acumulativa continúa hasta que el complejo orgánico original es totalmente degradado y asimilado por la población biológica.

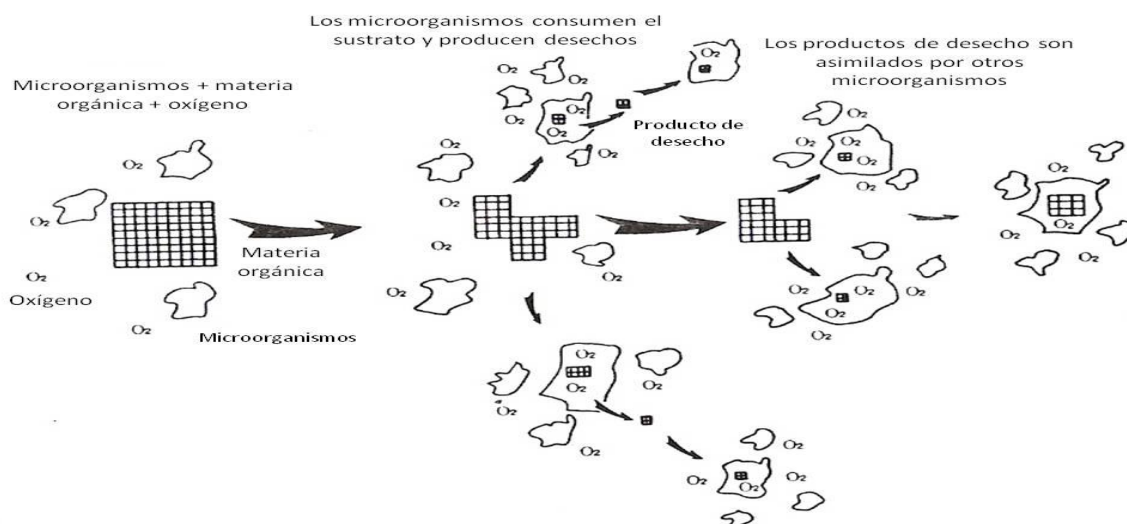


Fig. 2.2 Proceso de biodegradación acumulativa en lodos activados (Junkins *et al*, 1983)

La reacción primaria que simultáneamente ocurre en los lodos activados, representada gráficamente en la Fig. 2.3, en un sistema en lote (batch) donde el comportamiento inicial presenta una alta concentración de material orgánico, mientras que la concentración de microorganismos y la tasa de consumo de oxígeno son bajas, con respecto al sustrato,. Tan pronto como los microorganismos comienzan a absorber y asimilar la materia orgánica van consumiendo oxígeno y se reproducen; en consecuencia, la tasa de consumo de oxígeno y la concentración de sólidos se incrementa rápidamente en el sistema. Conforme la materia orgánica es degradada, la cantidad de sustrato disponible

para los microorganismos disminuye rápidamente y, éstos, entran en fase endógena y posteriormente mueren. Entonces, conforme decrece la concentración de materia orgánica el número de microorganismos en el sistema y la tasa de consumo de oxígeno también decrecen. En un sistema bien mezclado los microorganismos son continuamente alimentados con material orgánico y mantienen un consumo alto de oxígeno y una alta tasa de reproducción (Junkins, 1983).

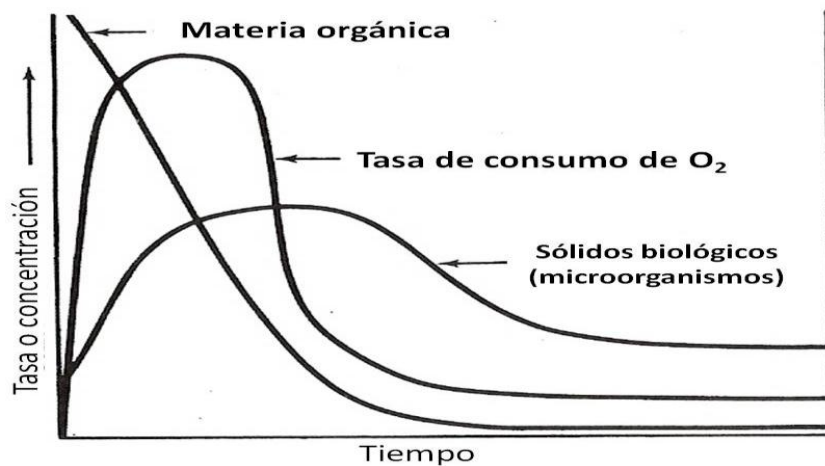


Fig. 2.3 Reacciones simultáneas que ocurren en un proceso biológico por lote (batch) (Junkins et al, 1983)

Una vez que se alcanza el grado de tratamiento que se desea, la masa microbiana floculenta (conocida como *lodo* o *biomasa*), se separa del agua residual por asentamiento en un sedimentador apartado. La etapa de separación se conoce como *sedimentación*. El sobrenadante de la etapa de separación es el agua residual tratada y debe estar libre de lodos (flóculos biológicos). La mayor parte del lodo asentado en la etapa de sedimentación se regresa a la etapa de aireación para mantener la concentración de los lodos en el tanque de aireación al nivel necesario para un tratamiento efectivo y para que actúe como un inóculo microbiano. Parte de los lodos que se extraen del sistema se separan de éste para su descarga, y se conoce como “lodos activados desechados o excedentes” (Winkler, 1994).

2.1.1 Tipos, modificaciones y características del proceso de lodos activados

El proceso de lodos activados es muy flexible y se puede adaptar a casi la totalidad de casos para el tratamiento biológico de aguas residuales. En la Tabla 2.1 se presenta un resumen de las variantes principales, el tipo de proceso y su descripción, el sistema de aireación recomendado, su eficiencia de remoción y algunas observaciones para el proceso específico. En la Tabla 2.2 se presentan valores de parámetros de diseño del sistema de lodos activados.

Tabla 2.1 Descripción de variantes del proceso de lodos activados

NOMBRE DEL PROCESO Y SISTEMA DE AIREACIÓN	DESCRIPCIÓN	EFICIENCIA DE REMOCIÓN DE DBO	OBSERVACIONES
Convencional – Flujo pistón (Difusores de aire, aireadores mecánicos)	El agua decantada y los lodos activados recirculados entran en el tanque de aireación y se mezclan con aire disuelto o con agitadores mecánicos. El suministro de aire suele ser uniforme a lo largo de toda la longitud del canal	85 – 95 %	Utilizado para aguas residuales domésticas de baja concentración. El proceso es susceptible a choques de carga
Mezcla completa (Difusores de aire, aireadores mecánicos)	El agua residual decantada y los lodos activados recirculados se introducen, normalmente, en varios puntos del tanque de aireación. La carga orgánica y la demanda de oxígeno son uniformes en toda la longitud del tanque	85 – 95 %	Utilizado en aplicaciones generales. El proceso es resistente frente a choques de carga, pero es susceptible al desarrollo de organismos filamentosos
Aireación con alimentación escalonada. (Difusores de aire)	El agua residual decantada se introduce en diferentes puntos del canal para obtener un valor de la relación A/M uniforme, lo cual permite reducir la demanda de oxígeno pico. Tiene la ventaja de que su operación es flexible.	85 – 95 %	Utilizado en aplicaciones generales para diferentes tipos de aguas residuales en un amplio campo de tipos de aguas residuales

Metcalf y Eddy, 2003

**Tabla 2.1 Descripción de variantes del proceso de lodos activados
(continuación)**

NOMBRE DEL PROCESO Y SISTEMA DE AIREACIÓN	DESCRIPCIÓN	EFICIENCIA REMOCIÓN DE DBO	OBSERVACIONES
Aireación modificada (Difusores de aire)	Es similar al proceso de flujo pistón convencional, con la diferencia de que se emplean menores tiempos de retención y valores de la relación A/M más elevados	60 – 75 %	Utilizado para conseguir grados intermedios de tratamiento cuando la presencia de tejido celular en el efluente es aceptable
Aireación prolongada (Difusores de aire, aireadores mecánicos)	Es similar al proceso convencional de lodos activados excepto que funciona en la fase de respiración endógena de la curva de crecimiento, lo cual implica una carga orgánica reducida y un largo periodo de aireación	75 – 95 %	Utilizado en pequeñas comunidades, plantas prefabricadas, etc. El proceso es flexible
Aireación de alta carga (Aireadores mecánicos)	En este proceso se combinan altas cargas de SSVLM con elevadas cargas volumétricas. Esta combinación permite una elevada relación A/M y largos tiempos de retención celular con tiempo de retención hidráulico corto.	75 – 90 %	Utilizado para aplicaciones generales con aireadores de turbina para transferir oxígeno y controlar el tamaño de los flóculos
Sistemas de oxígeno puro (Aireadores mecánicos, turbinas sumergidas)	En lugar de aire se utiliza oxígeno de gran pureza. El oxígeno se distribuye mediante difusores en tanques de aireación cubiertos y se recicla. Parte del gas se purga para reducir la concentración de CO ₂ . También puede ser necesario ajustar el pH. La cantidad de oxígeno añadida es aproximadamente 4 veces superior a la cantidad de lo que se puede añadir con los sistemas de aireación convencionales	85 – 95 %	Utilizado en aplicaciones generales cuando se dispone de un espacio limitado. El proceso es resistente frente a cargas másicas

Metcalf y Eddy, 2003

Tabla 2.2 Valores recomendados de parámetros para el diseño de sistemas de lodos activados tipo convencional

Parámetro de diseño símbolo	Unidad	Estabilizar	Nitrificar	Efluente DBO ₅ < 20 mg/L	Efluente de DBO ₅ < 30 m/gL
Carga orgánica volumétrica (B _v)	$\frac{kg DBO_5}{m^3 * d}$	0.25	0.5	1.0	2.0
Carga orgánica (B _{SST})	$\frac{kg DBO_5}{SST * d}$	0.05	0.15	0.3	0.6
Sólidos totales suspendidos (SST)	$\frac{kg SST}{m^3}$	5.0	3.3	3.3	3.3
Tiempo de contacto, clima seco (t _s)	h	--	4.0	2.0	1.0
Tiempo de contacto clima lluvioso (t _h)	h	--	2.0	1.0	0.5
Producción de lodos (P _B)	$\frac{kg SST}{kg DBO_5 removida}$	0.8	0.75	0.85	0.9
Requerimientos de oxígeno operación (O _R)	$\frac{kg O_2}{kg DBO_5}$	2.0	2.0	1.43	0.92
Requerimientos de oxígeno diseño (O _D)	$\frac{kg O_2}{kg DBO_5}$	2.5	2.5	2.0	1.5

González, 1982

2.1.2 Parámetros de diseño para el proceso de lodos activados

En el diseño del proceso de lodos activados se tienen que tomar en cuenta varias consideraciones como son:

- Tipo de reactor,
- La carga de microorganismos basado en la relación alimento/masa de microorganismos (relación por sus siglas en inglés A/M),
- Producción de lodos,
- Requerimientos y transferencia de oxígeno,
- Características del agua residual, y
- Condiciones ambientales.

Las principales variantes de algunos parámetros fundamentales así como los parámetros que contribuyen en el proceso se indican en la Tabla 2.3.

Θ_c , es el tiempo de retención celular que un microorganismo permanece en un sistema de lodos activados; está determinado por la relación de la masa celular con la tasa de desecho celular del sistema, se expresa en días.

A/M, establece la relación que debe existir entre el alimento y la cantidad de microorganismos para un correcto funcionamiento del sistema, en $\frac{kg\ DBO_5}{kg\ SSVLM*d}$.

V/Q, es el tiempo de retención hidráulica proporciona el tiempo que debe permanecer el caudal dentro del tanque de aireación.

$r = \frac{Q_r}{Q}$, tasa de recirculación. Es la relación del gasto de agua sedimentada que se debe mezclar con el gasto de recirculación de lodos activados para inocular el agua residual con sólidos biológicos activos (SSVLM en el reactor biológico).

Tabla 2.3 Parámetros de diseño para el proceso de lodos activados

Variante del proceso de Lodos Activados	Θ_c (d)	A/M $\left(\frac{kg\ DBO_5}{kg\ MLVSS * d}\right)$	Carga volumétrica $\left(\frac{kg\ DBO_5}{m^3*d}\right)$	SSVLM $\left(\frac{mg}{L}\right)$	V/Q (h)	r
Convencional	5 – 15	0.2 – 0.4	0.32 – 0.64	1500 – 3000	4 – 8	0.25 – 0.75
Mezcla completa	5 – 15	0.2 – 0.6	0.80 – 1.92	2500 – 4000	3 – 5	0.25 – 1.0
Alimentación escalonada	5 – 15	0.2 – 0.4	0.64 – 0.96	2000 – 3500	3 – 5	0.25 – 0.75
Aireación modificada	0.2 – 0.15	1.5 – 5.0	1.20 – 2.40	200 – 1000	1.5 – 3	0.05 – 0.25
Aireación prolongada	20 – 30	0.05 – 0.15	0.16 – 0.40	3000 – 6000	18 – 36	0.5 – 1.50
Aireación de alta carga	5 – 10	0.4 – 1.5	1.60	4000 – 10000	2 – 4	1.0 – 5.0
Oxígeno puro	3 – 10	0.25 – 1.0	1.60 – 3.20	2000 – 5000	1 – 3	0.25 – 0.5

Metcalf y Eddy, 2003

2.2 Requerimientos de oxígeno

El fundamento principal en los sistemas de aireación es el de poner en contacto simultáneo el oxígeno, el agua residual y una población microbiana floculenta.

Los sistemas de aireación introducen aire dentro del líquido para transferir oxígeno molecular al medio acuoso para la oxidación biológica de materia orgánica. La aireación cumple con tres objetivos principales (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998; Rubio, 1999):

1. Suministrar el oxígeno requerido para el metabolismo microbiano,
2. Proveer un mezclado dentro del reactor de tal forma que los microorganismos entren en contacto con la materia orgánica suspendida y disuelta.
3. Liberar del agua varios productos de desecho, resultantes del metabolismo de los microorganismos, como es el CO₂.

En la mayoría de los casos es la primera de las funciones, la que establece el requerimiento mínimo de aire comprimido o de energía mecánica a utilizarse.

El primer y tercer punto son procesos de transferencia de masa, que requieren para su correcto funcionamiento grandes superficies de contacto entre el agua y el aire. El segundo requiere en cambio la suficiente energía mecánica suministrada al agua.

De acuerdo con MOP FD – 13 (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998) los requerimientos de oxígeno en sistemas biológicos son resultado de cuatro demandas principales:

- Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa.

- Demanda bioquímica de oxígeno por respiración endógena de los microorganismos.
- Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de compuestos nitrogenados.
- Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica (como SO_4^{-2} y PO_4^{-3}).

Para determinar el requerimiento de oxígeno global se deben considerar las concentraciones de oxígeno disuelto, el régimen de flujo y el tiempo de residencia hidráulica.

2.2.1 Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa

La demanda de oxígeno por material orgánico carbonoso es generado por dos funciones celulares: la síntesis celular y la respiración endógena. La demanda de oxígeno por síntesis celular ocurre cuando la materia orgánica es metabolizada por los microorganismos contenidos en el licor mezclado, la cual está relacionada con los requerimientos de oxígeno por porción oxidada de material orgánico y utiliza la energía generada durante el proceso previo para la síntesis celular. La demanda de oxígeno por respiración endógena ocurre cuando los organismos sintetizados son empleados en el sistema de tratamiento. Esta representa la demanda de oxígeno correspondiente a la oxidación interna de organismos para producir productos finales y material residual para la obtención de energía (Eckenfelder, 1995; EPA, 1989; Metcalf & Eddy, 2003; Ramalho, 1996; Segura, 2007).

Se han desarrollado varios procedimientos para estimar el requerimiento de oxígeno causado por la oxidación bioquímica de materia orgánica. Hoy, muchas agencias reguladoras especifican el criterio de operación de oxígeno disuelto para

los procesos unitarios. Sin embargo, en el diseño del proceso generalmente se emplean las expresiones empíricas obtenidas en campo, de acuerdo con MOP FD-13 (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998). Algunos de estos valores basados en la experiencia de campo son:

- 3.7 – 15 m³ de aire / m³ de agua residual tratada (Ramalho, 1996),
- 1.1 kg de oxígeno transferido / kg de DBO₅ aplicada para tanques de aireación convencionales (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998),
- 94 – 125 m³ de aire / kg de DBO₅ aplicada (WPCF No. FD-13, 1987),
- 30 – 40 m³ de aire por kg de DBO₅ suministrada en aguas negras (Winkler, 1994),
- 31 – 56 m³ de aire / kg DBO₅ removido (Winkler, 1994).
- Para procesos aerobios en continuo, diseñados para eliminar materia orgánica, el intervalo a operar con niveles constantes de oxígeno disuelto entre 0.5 – 1.5 mg/L. Cuando se requiere conseguir la nitrificación, se utilizan excesos de oxígeno de 2.0 mg/L (Winkler, 1994).

2.2.2 Demanda bioquímica de oxígeno por compuestos nitrogenados

La demanda de oxígeno causada por compuestos de nitrógeno en aguas residuales es el resultado de la oxidación del nitrógeno del amoníaco a nitrógeno de nitrato. La demanda de oxígeno típica calculada con estequiometría básica teórica es igual a 4.57 kg de oxígeno/ kg de amoníaco convertido. Actualmente, debido al uso de amoníaco por síntesis en el proceso los requerimientos de oxígeno están más cercanos al valor de $4.2 \frac{\text{kg oxígeno}}{\text{kg de nitrógeno de nitrato producido}}$. El nitrógeno que normalmente entra en contacto en el tanque de aireación es en su forma orgánica amoniacal y puede obtenerse su concentración con la prueba de nitrógeno total Kjeldahl (NTK). Aunque una parte del nitrógeno orgánico es no biodegradable, el remanente puede ser convertido a nitrógeno amoníaco. El

amoníaco que es oxidado se debe de considerar dentro de la demanda de oxígeno (WPCF No. FD-13, 1998).

2.2.3 Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica

La demanda de oxígeno también puede ocurrir como un resultado de las reacciones de oxido-reducción debido a la presencia de ciertos compuestos reducidos en las aguas residuales. La cantidad de oxígeno demandado se estima mediante cálculos estequiométricos para la reacción dada (EPA, 1989; WEF, Manual of Practice No. 8, 1998; WPCF No. FD-13, 1998).

2.3 Sistemas de aireación

Los sistemas de aireación se pueden clasificar en los siguientes grupos:

- Aireación por difusores (Metcalf & Eddy, 2003; Rubio, 1999; Vélez, 2007; Ramalho, 1996),
- Aireación mecánica (Metcalf & Eddy, 2003; Rubio, 1999; Vélez, 2007; Ramalho, 1996), y
- Aireación por turbinas (Ramalho, 1996; Winkler, 1994; Geankoplis, 1998).

2.3.1 Aireación mediante uso de turbinas

La Fig. 2.4 representa una unidad típica de aireación por turbina con aspas planas, lo que produce un flujo de tipo radial dentro del tanque. Para dispersar las burbujas de aire, que entran a través de una tubería o tubo perforado colocado debajo del propulsor de la turbina en su eje de esta manera, por el efecto de corte de las palas del agitador que giran a alta velocidad, éstas se rompen en burbujas

más finas (efecto flujo/cizalla). Para sistemas que requieren poca oxigenación, basta con el oxígeno que es suministrado con el caudal de aire a través del rotor. Normalmente las turbinas tienen de 4 a 6 aspas y, generalmente, suelen medir del 30 - 50% del ancho del tanque (Geankoplis, 1998).

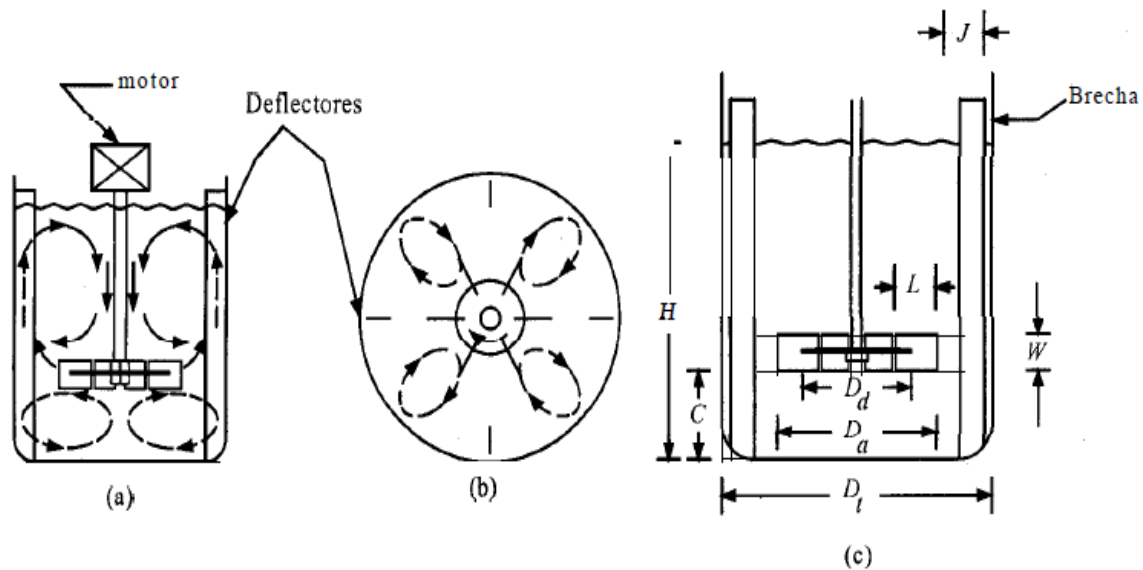


Fig. 2.4 Tanque con deflectores con un agitador de turbina de seis aspas con disco, que muestra patrones de flujo: a) vista lateral, b) vista superior, c) dimensiones de la turbina y el tanque (Geankoplis, 1988)

Una característica importante de las turbinas es su flexibilidad debido al hecho de que el grado de mezcla está controlado por la potencia suministrada a la turbina y es, en consecuencia, independiente del caudal de aire, controlado por la capacidad del compresor. En los casos tanto de unidades de difusión como de aireadores superficiales, el grado de mezcla y el suministro de aire no pueden variarse independientemente (Ramalho, 1996). La capacidad de oxigenación para los aireadores de turbina se encuentran entre 1.5 y $2.3 \frac{kg O_2}{kW-h}$ (2.04 y $3.13 \frac{kg O_2}{HP-h}$).

2.4 Coeficiente de transferencia de oxígeno ($K_L a$)

El primer requerimiento para que se realice cualquier reacción química es la presencia de los reactivos en el sitio de reacción. En sistemas con multifases, las máximas tasas para el proceso de transporte son frecuentemente más bajas que las tasas máximas de reacción, lo cual significa que la tasa de reacción está limitada por el proceso de transporte. En reactores biológicos, el transporte de nutrientes hacia la superficie de la célula y la remoción de los residuos generados por el metabolismo desde la superficie de la célula al medio son procesos constantes que no deberían ser despreciados en el análisis de la transferencia de masa.

La transferencia de masa toma lugar por dos procesos básicos: difusión (gradiente de concentración) y convección (transporte por medio de la agitación). Si bien un proceso completo de transferencia de masa en principio requiere un completo conocimiento del campo de flujo, un tratamiento simplificado, como el que se esquematiza en la Fig. 2.5, es la división a través de pasos individuales de transferencia de oxígeno de una burbuja de gas a la fase acuosa y, de ésta, al flóculo biológico como se ejemplifica a continuación (Nielsen, 2003):

1. La difusión del oxígeno del medio gas hacia la interfase líquida.
2. Transporte a través de la interfase gas – líquido.
3. Difusión del oxígeno a través de la región de estancamiento para una burbuja de gas.
4. Transporte de oxígeno en el cuerpo líquido a través de un mezclado (convección) hacia un lugar no mezclado rodeado de células.
5. Difusión a través de la región de estancamiento de las células.
6. Transporte del líquido hacia el flóculo.
7. Transporte difusivo del oxígeno dentro del flóculo.
8. Transporte hacia la pared celular.

9. Transporte desde la pared celular para las reacciones intercelulares.

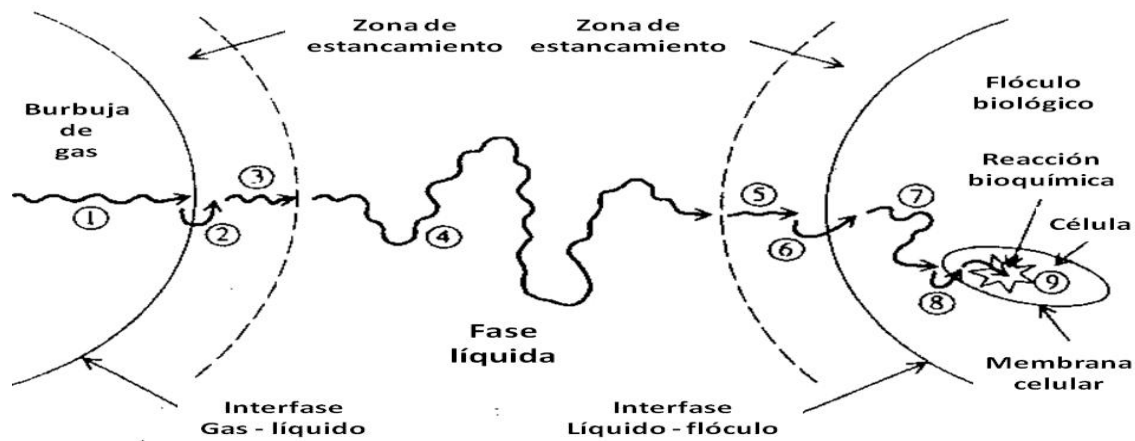


Fig. 2.5 Pasos en la transferencia de oxígeno de una burbuja de gas hasta que es utilizada por la célula (Nielsen, 2003)

2.4.1 Solubilidad de un gas en un líquido

La solubilidad de un gas en un líquido está definida por la Ley de Henry, que establece, la concentración de un gas disuelto en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial de un gas en la fase de vapor con la solución que es puesta en contacto (Masters, 1991).

$$X = K_H P_g \quad (2.1)$$

donde

X, es la fracción molar de un gas disuelto en el líquido;

K_H , es la constante de Henry (atm^{-1}); y,

P_g , la presión parcial del gas en el aire (atm).

Para la disolución de un gas en el agua se puede reescribir la ecuación (2.1) de la siguiente manera:

$$C_s = 55.56 K_H P_g \quad (2.2)$$

donde

55.56, es la concentración molar del agua, $\frac{mol}{L}$.

C_s , es la concentración de oxígeno disuelto de agua corriente en condiciones de saturación, $\frac{mg}{L}$.

Cada sistema gas – líquido tiene su propio valor de la constante de Henry (K_H), para el oxígeno ver Tabla 2.4. La constante de Henry varía con respecto a la temperatura y con la concentración de otros gases disueltos y sólidos.

Otro factor que se debe de tomar en cuenta es que la presión parcial del gas disuelto decrece cuando aumenta la altitud. Un estimado para la presión atmosférica en función de la altitud está dado por la siguiente ecuación (Masters, 1991):

$$P = P_0 - 1.15 \times 10^{-4} H \quad (2.3)$$

donde

P , es la presión atmosférica a cierta altitud, atm;

H , es la altitud, m, y;

P_0 , es la presión atmosférica al nivel del mar, atm.

Tabla 2.4 Valor de la constante de Henry para el O₂ (atm⁻¹)

T (°C)	K_H O ₂
0	0.0000391
5	0.0000330
10	0.0000303
15	0.0000271
20	0.0000244
25	0.0000222

Masters, 1991

2.4.2 Ecuación de difusión de Fick

El proceso de transferencia de oxígeno de una fase gaseosa a otra líquida se realiza en dos pasos:

- Saturación de la interfase líquida entre las dos fases. Se considera que C_s (o C_{sr}) es la concentración de saturación de oxígeno para los casos en que la fase líquida es agua corriente (o agua residual). La velocidad de transferencia de oxígeno es muy rápida, ya que la resistencia de la película de gas es despreciable y esta fase no es la limitante.
- Paso de las moléculas de oxígeno de la interfase líquida a la masa del líquido (C) y donde $C < C_s < C_{sr}$. Las resistencias que actúan en la transferencia de oxígeno son las que ofrece la película del líquido y la resistencia a la difusión del oxígeno en la masa de fase líquida.

Con poca mezcla (baja turbulencia) la resistencia a la difusión en la masa de la fase líquida es mayor que la resistencia de la película líquida. Con niveles de turbulencia moderados, la primera disminuye, pudiendo ser la resistencia de la película líquida la que gobierne el proceso. Con mayores niveles de turbulencia, se rompe la película del líquido y la transferencia de oxígeno se controla por el “factor de renovación superficial”, que es la frecuencia con la cual gotas de líquido, con una concentración C , reemplazan el líquido en la interfase, en el cual la concentración de oxígeno es C_s (o C_{sr}).

La explicación más simple del mecanismo de transferencia es la dada por la teoría de la doble película (Fig. 2.6). De acuerdo con esta teoría, es la presencia de dos capas, una líquida y otra gaseosa, en la interfase gas – líquido, la que proporciona la mayor parte de la resistencia al paso de las moléculas de gas de la masa en fase gaseosa a la líquida.

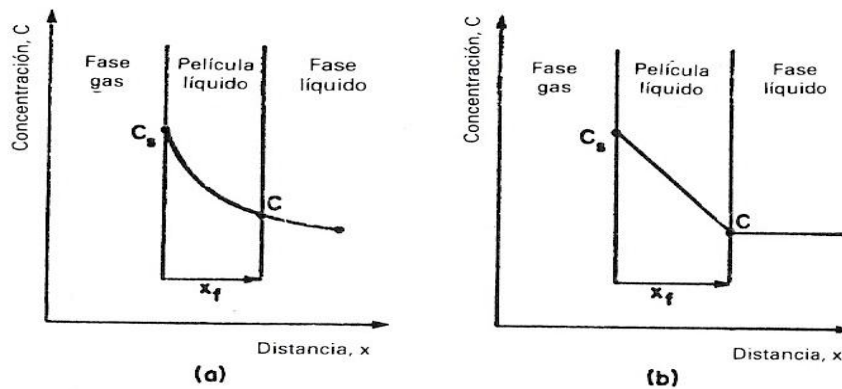


Fig. 2.6 Diagrama de transferencia de oxígeno a través de la película de líquido. (a) Ecuación de Fick. (b) Aproximación lineal (Ramalho, 1996)

La velocidad de transferencia viene dada por la ecuación de difusión de Fick, aplicada a través de la película del líquido:

$$\delta M / \delta t = -D A \delta C / \delta x \quad (2.4)$$

donde

$\delta M / \delta t$, es la velocidad de transferencia de oxígeno molecular, kg/h ;

D , es el coeficiente de difusión, m^2/h ;

A , es el área de contacto superficial entre las fases líquido y gaseosa, m^2 , y;

$\delta C / \delta x$, es el gradiente de concentración de oxígeno, $\frac{kg}{m^3} * \frac{1}{m}$.

En la ecuación (2.4) de derivadas parciales, la concentración C a través de la película no solo es función del tiempo, sino también de la posición; o sea, $C = f(t, x)$. Considerando que el espesor de la película es mínimo, puede suponerse una aproximación lineal para la disminución de concentración a través de la película de líquido lo cual corresponde al diagrama de la fig. 2.6 b). En este caso la ecuación puede escribirse:

$$dM/dt = -D A \left(\frac{C - C_s}{X_f} \right) = D A \left(\frac{C_s - C}{X_f} \right) \quad (2.5)$$

Dividiendo ambos miembros de la ecuación entre el volumen (V) de la fase líquida, resulta:

$$(1/V) dM/dt = D (A/V) \left(\frac{C_s - C}{X_f} \right) \quad (2.6)$$

El primer miembro de la ecuación (2.6) tiene por dimensiones $\frac{\text{masa}}{\text{volumen} \cdot \text{tiempo}} = \frac{\text{Concentración}}{\text{tiempo}}$ y puede expresarse como dC/dt . El segundo miembro de la ecuación la relación D/X_f puede expresarse como K_L (coeficiente de transferencia de oxígeno), lo cual es de importancia debido a que no siempre se conoce el espesor de la película del líquido X_f . Así mismo, el término A/V , que representa el área total de contacto en la interfase por unidad de volumen de líquido, puede representarse por, a , ya que es prácticamente imposible hacer una buena estimación del área interfasial A . Con estas modificaciones, la ecuación (2.6), para agua corriente, se transforma en:

$$dC/dt = K_L a (C_s - C) \quad (2.7)$$

para el caso de aguas residuales, basta reemplazar C_s por C_{sr} en la ecuación (2.7) y, donde

dC/dt , significa la capacidad de oxigenación $\frac{kg \ O_2}{h \cdot m^3}$.

En la determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno, el factor total, $K_L a$, se obtiene sin intentar separar los factores. Se admite como imposible medir el área de la interfase A .

La diferencia $(C_s - C)$, o, $(C_{sr} - C)$, entre el valor de saturación de oxígeno disuelto en la interfase de la película del líquido, y la concentración real de oxígeno en la masa de la fase líquida, se define como *déficit de oxígeno*. Representa la fuerza que rige la transferencia de oxígeno. En los reactores aerobios continuos una vez que funcionen a régimen estacionario C se mantiene constante en todo momento, con lo cual la transferencia de oxígeno es constante (C_L).

2.4.3 Factores de corrección de $K_L a$

Cuando se suministra oxígeno para los tratamientos biológicos aerobios, hay que definir los factores de corrección que relacionan la transferencia de oxígeno con la naturaleza del residuo tratado.

La relación que hay en la concentración de oxígeno disuelto en el agua corriente (C_s) y la concentración de oxígeno disuelto en un agua residual (C_{sr}), se le denomina factor de corrección β , que indica por medio de la solubilidad de oxígeno la tasa de transferencia debida a los constituyentes contenidos en el agua como sales, partículas y sustancias tensoactivas (Metcalf, 2003), en condiciones de saturación está dada por la siguiente ecuación:

$$\beta = C_{sr} / C_s \quad (2.8)$$

Para la mayoría de los casos, β , está en el intervalo de 0.92 – 0.98 (Ramalho, 1996) o valores desde 0.7 – 0.98 siendo el valor más usado de 0.95 (Metcalf, 2003).

El factor de corrección, α , que relaciona el coeficiente global de transferencia ($K_L a$) de las aguas residuales con el del agua corriente, viene dado por la siguiente ecuación:

$$\alpha = \frac{K_L a \text{ de agua residual}}{K_L a \text{ de agua corriente}} = \frac{K_L a_r 20^\circ\text{C}}{K_L a 20^\circ\text{C}} \quad (2.9)$$

Hay muchos factores que afectan a la magnitud α . Éstas incluyen: la temperatura del líquido, la naturaleza de los constituyentes orgánicos e inorgánicos disueltos, nivel de agitación o turbulencia del tanque de aireación, normalmente expresada en HP/m³ de volumen del tanque, características del equipo de aireación y profundidad del líquido así como las características geométricas del tanque (Ramalho, 1996; Metcalf, 2003).

Normalmente este valor es inferior a la unidad y se espera que su valor aumente en el curso del proceso de oxidación (Ramalho, 1996). Valores típicos para difusores y aireadores mecánicos están dentro del rango de 0.4 – 0.8 y 0.6 – 1.2, respectivamente (Metcalf, 2003). Winkler (1994) menciona acerca del valor del factor de corrección, α , que tiende a empezar con un valor mayor de la unidad y baja hacia uno según progresa la purificación. En la Tabla 2.5 se muestran algunos ejemplos de los valores de α para diferentes tipos de aguas residuales y con sistemas de aireación superficial.

Tabla 2.5 Valores típicos del factor alfa (α) para aireadores superficiales para diferentes tipos de aguas residuales

Tipo de agua residual	DBO ₅ mg/L		Factor α	
	Influyente	Efluyente	Influyente	Efluyente
Aguas residuales urbanas	180	3	0.82	0.98
Papeleras	187	50	0.68	0.77
Papel Kraft	150 – 300	37 – 48	0.48 – 0.68	0.7 – 0.11
Papel blanqueado	250	30	0.83 – 1.98	0.86 – 1.0
Industria farmacéutica	4500	380	1.65 – 2.15	0.75 – 0.83
Industria de las fibras sintéticas	5400	585	1.88 – 3.25	1.04 – 2.65

Metcalf & Eddy, 2003

Eckenfelder (1995) propuso la siguiente ecuación empírica para tener en cuenta el efecto de la temperatura, para agua corriente o agua residual:

$$(K_La)_T = K_{La_{20^\circ C}} * \Theta^{T-20} \quad (2.10)$$

donde $\Theta = 1.024$

2.4.4 Principales factores que intervienen en la transferencia de masa gas – líquido

La transferencia de oxígeno desde la fase gaseosa a la fase líquida depende de las variables del equipo, de operación y del sistema.

Dentro de las variables del equipo se encuentran la geometría del recipiente y del impulsor; en las variables de operación se pueden mencionar la velocidad de agitación del impulsor, el flujo volumétrico de gas, el volumen del fluido, presión y temperatura. En las variables del sistema se incluyen la viscosidad de la fase líquida, densidad, tensión superficial, difusividad y la presencia de compuestos tales como proteínas, electrolitos, alcoholes y principalmente surfactantes (Chora, 2001).

2.4.4.1 Variables del equipo y de operación

El impulsor debe ser capaz de proporcionar la potencia necesaria para mezclar la fase líquida con la fase gaseosa en todo el recipiente así como modificar el tamaño de las burbujas, para aumentar el área en la interfase específica, a , el gas retenido (Hold-up) y el tiempo de residencia de este último en el volumen de trabajo. Cada tipo de impulsor, por lo general, proporciona diferentes valores de K_La a una misma potencia por unidad de volumen. Esto se atribuye a la relación

flujo/cizalla que caracteriza a cada uno de ellos, también, la forma del recipiente influye en los patrones de flujo, por ello afecta al mezclado y al consumo de potencia requerido para lograr cierto nivel de transferencia de masa, visto en términos de K_La (Chora, 2001).

La temperatura afecta de manera directa a la solubilidad (concentración de oxígeno disuelto en el líquido en el equilibrio) y la difusividad del oxígeno en el líquido. El efecto de la temperatura sobre la velocidad de transferencia de oxígeno depende del intervalo considerado.

A bajas temperaturas ($10^\circ\text{C} < T_{\text{liq}} < 40^\circ\text{C}$) es más probable que un incremento en la temperatura promueva un incremento en la velocidad de transferencia de oxígeno debido a que se aumenta la difusividad de éste. Sin embargo, a elevadas temperaturas ($40^\circ\text{C} < T_{\text{liq}} < 90^\circ\text{C}$), la solubilidad de éste disminuye significativamente, lo cual afecta adversamente la fuerza impulsora y la velocidad de transferencia del mismo.

2.4.4.2 Propiedades del sistema

La viscosidad de la fase líquida determina la productividad de un equipo de fermentación porque es una propiedad que influye de manera principal en la capacidad de éste para que se lleven a cabo de manera adecuada los fenómenos de transferencia de masa (de la fase gaseosa a la fase líquida y de la fase líquida a la fase sólida donde ésta última la constituyen los flóculos del medio de fermentación) y calor. Por lo tanto, la viscosidad (η) de la fase principal (líquida) tiene un efecto importante en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa (K_La). En un sistema gas-líquido con una homogeneidad adecuada (zonas próximas al impulsor) con régimen turbulento y donde el comportamiento de la fase continua es newtoniano el valor de K_La disminuye a medida que la viscosidad se incrementa.

La presencia de impurezas disueltas en la interfase influye en la forma de las burbujas, en la velocidad de ascenso de éstas, además disminuye la velocidad de transferencia de oxígeno. Los surfactantes son fácilmente absorbidos en la interfase aire – líquido, lo cual produce una reducción en la tensión superficial y esta disminución da como resultado una disminución en el diámetro de la burbuja con un correspondiente incremento en el área de la interfase, α . Sin embargo, el valor de K_L disminuye con la adición del surfactante ya que retarda e incluso pueden eliminar el flujo en la interfase. Usualmente el incremento en el valor de α supera la disminución en el valor de K_L , dando como resultado un aumento en el valor de K_{La} con el incremento de la concentración de surfactantes (Chora, 2001).

2.5 Métodos experimentales para la determinación de K_{La}

Los métodos comúnmente usados para la determinación de K_{La} se pueden clasificar de acuerdo al comportamiento de la concentración de oxígeno disuelto. De esta forma se tienen métodos en estado estable donde la concentración de oxígeno disuelto no cambia durante la determinación y métodos dinámicos donde la concentración de oxígeno disuelto tiene cambios durante la determinación (Carbajal, 2007; Chora, 2001).

Por lo general se utiliza el método electrométrico cuyo principio se basa en que los electrodos de membrana sensibles al oxígeno, ya sean galvánicos o polarizados están constituidos por dos electrodos de metal en contacto con un electrolito soporte, separado de la disolución de muestra por medio de una membrana selectiva. En el cátodo, que usualmente es oro o platino, ocurre la reducción del oxígeno mientras que en el ánodo ocurre la oxidación del metal (plata o plomo). La diferencia básica entre el sistema galvánico y el polarizado es que en el primero la reacción en el electrodo ocurre espontáneamente, mientras que en el segundo es

necesario aplicar un potencial externo para polarizar el electrodo indicador (Carvajal, 2007; Winkler, 1991).

Generalmente se utilizan membranas de polietileno y fluorocarbono que son permeables al oxígeno molecular y relativamente rugosas como se indica en la norma NMX-AA-012-SCFI-2001.

2.5.1 Métodos en estado estable

Los métodos en estado estable involucran la transferencia de oxígeno en sistemas de flujo continuo o en sistemas por lotes. La transferencia es acompañada por una reacción química o enzimática lo suficientemente rápida para mantener la concentración de oxígeno por debajo del valor de equilibrio, pero no tan rápida como para afectar a la velocidad de transferencia de oxígeno. Es importante mantener constantes la temperatura, pH y fuerza iónica del medio líquido (Carbajal, 2007). Los métodos del sulfito, de glucosa oxidasa y el método estacionario pertenecen a este grupo (Tabla 2.6).

2.5.2 Métodos dinámicos

Los métodos dinámicos miden la concentración de oxígeno disuelto generalmente en la fase líquida, mientras se realiza un cambio escalonado en las condiciones de operación (concentración de oxígeno en la corriente gaseosa, presión, velocidad de agitación, impulso electromagnético). Estos métodos pueden desglosarse en varias técnicas para la determinación de K_La (Tabla 2.7), casi todas son adaptaciones de algunos métodos base, que son los empleados con mayor frecuencia (Carvajal, 2007).

Tabla 2.6 Métodos de determinación de K_La en estado estable

Método	Condiciones y observaciones
<p>Sulfito</p> $\text{Na}_2\text{SO}_3 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \xrightarrow{\text{CoCl}_2} \text{Na}_2\text{SO}_4$ $\ln(C_s - C) = -K_La^*t + \text{cte}$	<p>Acercándose lo más posible al valor cero de oxígeno disuelto (OD). Se consigue por adición de productos químicos, siendo el más normal sulfito sódico (Na_2SO_3). Se adiciona cloruro de cobalto (CoCl_2) como catalizador en esta reacción.</p> <p>La relación estequiométrica es de 7.9; lo cual significa que teóricamente 7.9 ppm de Na_2SO_3 son los requeridos para eliminar 1 ppm de OD. Con base en el OD del agua puede estimarse el Na_2SO_3 requerido, 5.0 g/ 100 ml, (suele utilizarse un 10 – 20% en exceso). Se añade cloruro de cobalto en cantidad suficiente para tener una concentración de Co^{2+} mínima de 1.5 ppm (4.5 g/ 10 ml) y se agregan dos gotas a la solución de bisulfito de sodio.</p> <p>Una vez que el OD es prácticamente nulo, comenzar la aireación, midiendo el incremento de concentración de OD en intervalos de tiempo seleccionados. Teniendo en cuenta que la concentración de OD aumenta con el tiempo (Ramalho, 1996).</p>
Glucosa oxidasa	<p>El consumo de oxígeno se determina por la formación de ácido glucónico a partir de glucosa en presencia de la enzima glucosa-oxidasa y de oxígeno. La velocidad de reacción se calcula con la velocidad de consumo de NaOH, el cual es necesario para la neutralización del ácido glucónico. Por otra parte, C_L se determina por medio de un electrodo de oxígeno, después de obtener la velocidad de oxidación de glucosa en estado estacionario. Debido al costo de la enzima es aplicable solo a nivel laboratorio.</p>
Método estacionario	<p>Considera que el consumo y suministro de oxígeno son iguales. El valor de Q_{O_2} se determina por mediciones de C_L con respecto al tiempo.</p> <p>El método es aplicable a cultivo en continuo o por lotes, a un tiempo en particular de su curva de crecimiento</p>
Método de la catalasa (Carbajal, 2007)	<p>Se agrega peróxido de hidrógeno al medio, que sirve como inductor para que el oxígeno disuelto forme más peróxido, que después por la acción de la catalasa se descompone en agua y oxígeno gaseoso. El oxígeno gaseoso es arrastrado por un gas inerte que se hace pasar por el líquido al que se le mide la concentración de oxígeno a la entrada y la salida del tanque. El incremento en la concentración de oxígeno gaseoso es proporcional a la mitad de oxígeno disuelto.</p>

Modificada de Chora, 2001.

Tabla 2.7 Métodos de determinación de $K_L a$ dinámicos

Método	Condiciones y observaciones
Gaseado en el líquido (Gassing-in liquid)	<p>El método se basa en la medición del cambio de C_L, en función al tiempo, durante el suministro de oxígeno. Una actividad previa y obligatoria es la eliminación de oxígeno del sistema utilizando un gas inerte, generalmente nitrógeno (N_2). La C_L se mide con un electrodo de oxígeno. Se considera que el $K_L a$ y la C_s son constantes.</p> <p>El método es sencillo y proporciona una exactitud adecuada. Pero se requiere conocer la magnitud en el error causado por la dinámica del electrodo o sonda, debida al efecto global de las resistencias a la transferencia de oxígeno por parte de la misma.</p> <p>Este método presenta desventajas cuando se utiliza en equipos de gran capacidad ya que por lo general el volumen de trabajo no es homogéneo (no existe la misma concentración de oxígeno en todo el volumen de trabajo a cualquier tiempo).</p>
Gaseado en el gas (Gassing-in gas)	<p>Este método es similar al anterior, excepto que la concentración de oxígeno se determina en la corriente de salida de la fase gaseosa, en lugar de la fase líquida. Se considera que las fases están perfectamente mezcladas, que el volumen de gas retenido (Hold-up) y Q_g son constantes, además, la entradas de aire debido al fenómeno de aireación superficial son despreciables.</p>
Gaseado interrumpido (interrupted gassing-in)	<p>La medición de C_L se realice inmediatamente después de la interrupción del mezclado y de la aireación a un tiempo t_1. Posteriormente, todo el sistema es nuevamente desaireado, comenzada la aireación y después de un tiempo t_2 ($t_2 > t_1$). C_L es determinada otra vez luego de la interrupción de Q_g.</p>
Dinámico	<p>Consiste en detener el suministro de aire de un sistema que respira activamente y se determina la disminución de C_L debido a la respiración con respecto al tiempo. La aireación se reanuda antes de que se alcance la concentración crítica de oxígeno y se determina el incremento de C_L con respecto al tiempo. En esencia el método es similar al método "gassing - in", donde se mide el incremento de C_L.</p>

Modificada de Chora, 2001.

2.6 Mezclado

Por mezclado se entiende al proceso para lograr la uniformidad de fases en un medio. El proceso de mezclado se puede dividir de acuerdo al número de fases involucradas en el proceso. Un reactor biológico normalmente contiene las tres fases (gas, líquido y sólido), y por lo tanto no siempre se puede obtener la uniformidad como en procesos de microescala. Sin embargo, a altas tasas de agitación, la concentración dentro de la fase líquida y gaseosa puede considerarse constante en el volumen del reactor (Nielsen, 2003).

2.6.1 Determinación del Tiempo de Residencia Hidráulico

El uso del tiempo de residencia hidráulico sirve para caracterizar el mezclado y el proceso de transporte interno de un reactor. La comparación entre el tiempo de residencia hidráulico teórico y el determinado experimentalmente permite desarrollar modelos matemáticos de reactores reales.

Para reactores ideales el flujo y las condiciones de mezclado pueden ser definidos, lo cual permite deducirlo matemáticamente con exactitud, a través del modelado de ecuaciones. Sin embargo, en la realidad, al construir estos reactores siempre hay desviaciones de las condiciones ideales, por ejemplo, como consecuencia de un corto circuito, carencia de turbulencia, zonas de estancamiento, corrientes macroscópicas internas, denominadas como flujo no ideal (Levenspiel, 2000).

La cantidad de mezcla en un reactor tiene una gran influencia en el funcionamiento de mismo. Para la descripción de un reactor real de su proceso de transporte interno mediante el uso de modelos matemáticos se puede conocer con mayor precisión dicho transporte (Gujer, 2008). La evolución en el diseño de reactores está relacionada con las reacciones (químicas y/o biológicas) que en ellos ocurre. Estas reacciones pueden ser cinéticas de transporte como se presentan en sedimentadores o cinéticas de reacción (Reyes, 2006).

Al verse obligado a prescindir de un conocimiento completo sobre el flujo, se debe ser menos ambicioso y buscar lo mínimo a conocer sobre el flujo que permita disponer de información suficiente para el diseño. En realidad, en muchos casos sólo se necesita conocer cuánto tiempo permanece cada una de las moléculas en el recipiente, o con mayor precisión la distribución de tiempos de residencia de la corriente del fluido. Esta información puede determinarse de manera fácil y directa por un método de investigación empleado ampliamente: el método experimental estímulo-respuesta (Levenspiel, 2000).

Un modelo de distribución de tiempos de residencia es un modelo matemático de orden estadístico, que tiene como finalidad, describir como ocurre el transporte de masa al interior de un reactor que trabaja en forma continua (Fig. 2.7).

Un modelo de distribución de tiempos de residencia se deduce experimentalmente mediante la adición de un trazador junto a la alimentación del reactor. Un trazador es una pequeña porción de una sustancia que se comporta en forma similar al material de alimentación y que posee una propiedad que lo distingue y permite su detección a la salida del reactor.

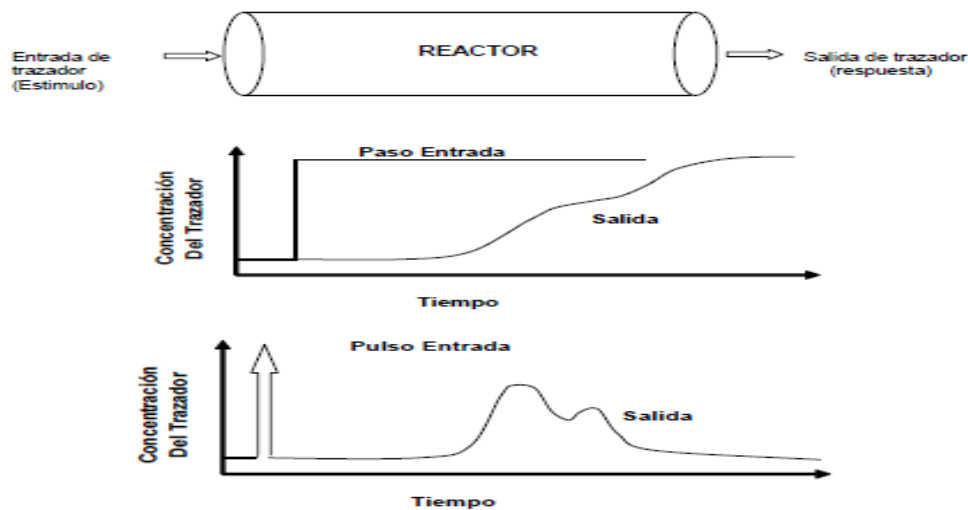


Fig. 2.7 Técnicas estímulo-respuesta normalmente utilizadas para estudiar el flujo en reactores (Rodríguez et al, 2004)

Dependiendo del trazador utilizado, se requieren diferentes técnicas experimentales. Entre los factores que deben ser considerados para la selección del trazador para una determinada aplicación se pueden mencionar (Marín, 2007; Gujer, 2008):

- Disponibilidad del trazador,
- Equipo de detección,

- Límite de detección a baja concentración,
- Propiedades físicas similares a las del material que se transporta,
- No debe reaccionar químicamente y,
- No debe absorberse en las paredes del reactor o en las partículas.

Un modelo de distribución de tiempos de residencia posee dos extremos, definidos por el tipo de flujo que se presenta en el reactor:

Flujo pistón, cuando se observa la salida súbita de todo el material trazado después de un tiempo promedio de residencia, lo que implica que no se produce una dispersión hacia adelante o hacia atrás del material mientras se mueve a través del reactor.

Mezcla completa, cuando todo el material trazado se mezcla instantáneamente en el seno de la carga y la concentración del material marcado, en el reactor y en el material que deja el reactor, es igual y disminuye exponencialmente con el tiempo.

Existen tres factores que intervienen en estos modelos de flujo:

1. El tiempo de residencia hidráulico ($E(t)$), o distribución del tiempo de residencia del material que está fluyendo a través del reactor.
2. La forma en que se adiciona el material que fluye.
3. La anticipación o retardo del mezclado del material dentro del reactor.

El conocimiento del comportamiento del fluido dentro del reactor es muy importante, porque uno de los factores no controlables al momento de hacer el escalamiento de un diseño es la no idealidad del flujo; y frecuentemente este factor difiere mucho entre unidades pequeñas y grandes, el desconocimiento del patrón de flujo puede conducir a grandes errores.

El estudio de la dinámica de fluidos en reactores, se puede realizar de dos maneras; la primera en la cual se observan dos regiones: flujo pistón con

dispersión y flujo en mezcla perfecta. Para el análisis de la región de flujo pistón se debe considerar si la dispersión ocurre en la entrada o en la salida de dicha región.

En la curva $E(t)$ de distribución de tiempo de residencia (Fig. 2.8). Es evidente que si los elementos de un fluido toman diferentes rutas a través del reactor pueden tardar diferentes intervalos de tiempo para pasar a través de él. La distribución de estos tiempos para la corriente de fluido que sale del recipiente se denomina distribución de tiempos de salida $E(t)$, o distribución del tiempo de residencia hidráulico del fluido. La función $E(t)$ posee unidades de tiempo a la inversa.

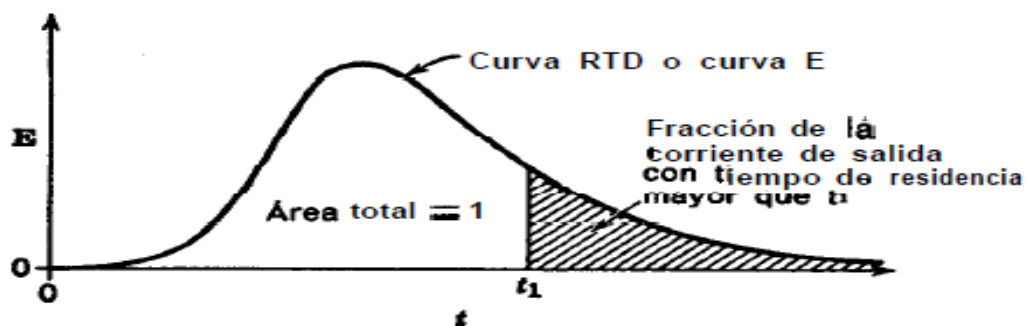


Fig. 2.8 Curva de distribución de tiempos de salida de un fluido que pasa a través de un recipiente; también se denomina distribución del tiempo de residencia hidráulico (Levenspiel, 2000)

Cuando no es posible representar satisfactoriamente las desviaciones del flujo ideal en flujo pistón o en mezcla completa por los modelos mencionados anteriormente, se ha de emplear otros modelos que representan la segunda manera de resolver el problema de flujo no ideal. Estos modelos combinados propuestos por Levenspiel (2000) son modelos de flujo con un campo de aplicación más amplio, porque supone que el reactor real está constituido por una combinación de varios elementos, como flujo en mezcla perfecta, flujo pistón, zonas muertas, flujo con recirculación o cruzado, todos los anteriores interconectados entre sí de distintas formas. En cada combinación pueden estar

presentes dos o más elementos, con una distribución de tiempos de residencia $E(t)$ distinta para cada caso (Fig. 2.9).

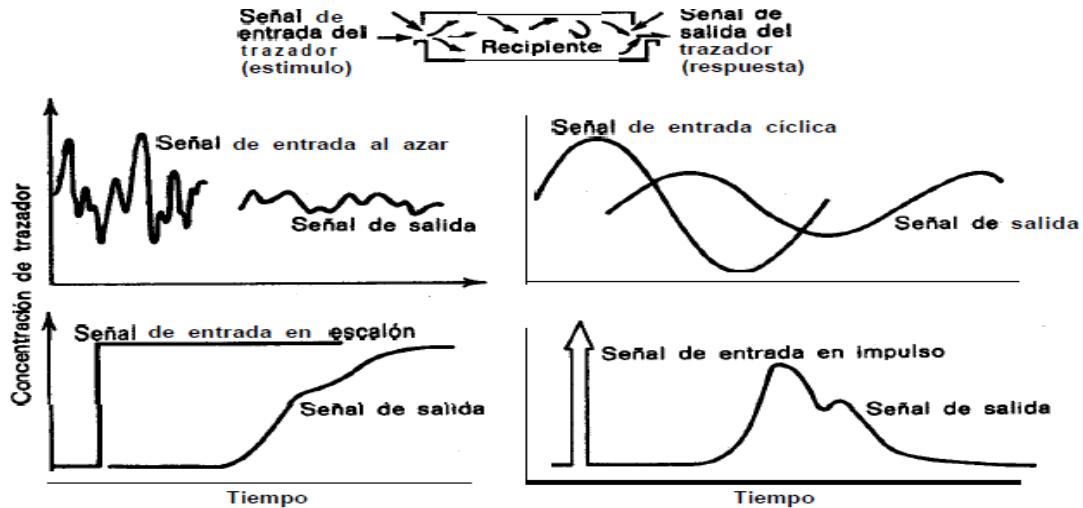


Fig. 2.9 Técnicas estímulo-respuesta empleadas corrientemente para el estudio de flujo en recipientes (Levenspiel, 2000)

Levenspiel (2000) menciona en su libro que hay un grupo adimensional llamado módulo de dispersión del recipiente (D/uL) y mide el grado de dispersión axial. Éste, si su valor tiende a cero (dispersión pequeña) se refiere a que está lo más cercano al flujo pistón y si (D/uL) tiende a infinito (dispersión grande) se tiende a flujo de mezcla completa y se puede expresar de la siguiente manera:

$$\sigma_{\theta}^2 = \sigma^2 / t_m^2 = 2 (D/uL) \quad (2.11)$$

donde

D , coeficiente de dispersión, m^2/s ; u , velocidad de un fluido, m/s ; y ; L , longitud del reactor, m .

Para determinar el tiempo de residencia hidráulico de un reactor se utiliza la siguiente metodología (Tabla 2.8).

Tabla 2.8 Metodología utilizada para determinar el TRH en un reactor

Paso	Ecuación o función	Observaciones
1	$C(t)$	Inyección del trazador en un instante $t = 0$ y medición de la concentración en el efluente en función del tiempo
2	$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} = 1$	Construcción de las curvas $C(t)$ y $E(t)$. La curva $E(t)$ indica la forma numérica del tiempo que tardan las partículas del fluido en el reactor
3	$t_m = \frac{\int_0^{\infty} t E(t)dt}{\int_0^{\infty} E(t)dt}$, $t_m = \int_0^{\infty} t E(t)dt$	Cálculo del área bajo la curva de la gráfica $t \cdot E(t)$ vs. t , este resultado corresponde al tiempo de resistencia medio (t_m)
4	$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 E(t)dt$	Cálculo del área bajo la curva de la gráfica; este resultado corresponde a la varianza

Acondicionada de Levenspiel, 2000 y Rodríguez, 2004.

2.6.2 Métodos para determinar el mezclado

Diferentes métodos de caracterización han sido aplicados para describir el patrón de flujo y mezcla en reactores biológicos. Los métodos simples son basados en técnicas de trazadores que son adicionados a éstos y la concentración medida es una función del tiempo. En la tabla 2.9 se describe brevemente lo que se puede obtener por estos métodos, lo cual es de fácil implementación y por lo tanto recomendables para un estudio preliminar sobre el fenómeno del mezclado (Nielsen, 2003):

Tabla 2.9 Métodos de caracterización de la mezcla en reactores biológicos

Método	Trazador	Observaciones
Coloración	Colorantes	Basado en la medición a través de colorantes inertes, por ejemplo, el NADH, riboflavina o cumarina, disponibles comercialmente y que pueden ser adicionados en la mayoría de los reactores para hacer pruebas de fluorescencia y así cuantificar la capacidad de mezcla bajo condiciones reales en el proceso. Sin embargo, en muchos medios de fermentación hay una alta fluorescencia en el fondo y por lo tanto la sensibilidad pobre. En lugar de pintar el medio también hay probabilidades de decolorarlo. Esto puede ser posible bajando el pH por adición de un ácido en una solución alcalina con fenofaleína. Esto es muy utilizado para detectar zonas de estancamiento en un reactor, después esas zonas permanecerán coloreadas.

Acondicionada de Nielsen, 2003.

Tabla 2.9 Métodos de caracterización de la mezcla de un reactor (continuación)

Método	Trazador	Observaciones
Conductividad	Electrolitos	Barato y fácil de implementar, pero tiene la desventaja que la mayoría de medios biológicos son buenos conductores, por lo que la sensibilidad es pobre.
Isotópicos	Isótopos radioactivos	Basado en la adición de isótopos radioactivos y medir la radioactividad usando contadores de chispa. Una ventaja de este método es que el sensor puede ser puesto fuera del reactor y de fácil acceso. Con escoger el isótopo correcto se puede tener una buena sensibilidad para la mayoría de los sistemas y no tener problemas por la influencia de la actividad microbiológica del sistema. Una desventaja del método, sin embargo, es debido a lo causado en las instalaciones de producción cuando los isótopos radioactivos son adicionados en el medio.
pH	Ácidos o bases	Fácil de implementar desde que muchos reactores están equipados con electrodos de medición de pH. La medición del cambio de pH después de la adición de una base (o ácido), el tiempo de mezcla puede ser determinado. Cantidades en intervalos pueden ser adicionadas sin que afecten seriamente los procesos biológicos, y este método puede ser utilizado bajo condiciones reales del proceso. Sin embargo, la actividad microbiológica puede influir en los resultados como los microorganismos que producen ácidos como producto de su metabolismo y por tanto es de importancia considerar que el tiempo de mezcla es menor al tiempo de caracterización por la producción de ácidos. La mayor desventaja de este método es que la mayoría de los medios de fermentación tienen una alta capacidad de estabilidad y largos intervalos de adición de reactivos son necesarios para una buena sensibilidad en la medición.
Pulso de Calor	Líquidos calientes	Basado sobre el seguimiento de la distribución de calor en el agua por sensores de temperatura de alta precisión. Un problema con este método es lograr una buena distribución del calor localmente.

Acondicionada de Nielsen, 2003.

2.7 La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU)

La PTAR-CU se encuentra ubicada en la parte noreste del campus universitario, la cual, es la parte más baja de Ciudad Universitaria (Fig. 2.10). Las coordenadas geográficas de su ubicación son las siguientes:

N 19°20'01.4"

W 99°10'42.2"

Altitud 2261 m ± 10 m

Villa (2000) clasifica el drenaje de Ciudad Universitaria en dos partes:

1. Un sistema combinado que capta y conduce las aguas negras y de lluvia hacia la PTAR-CU. La red tiene una longitud aproximada de 17,500 metros

transportando de las Escuelas, Facultades y otras dependencias que se ubican en la llamada zona “antigua”, la zona del Estadio Olímpico y la zona deportiva del estadio de prácticas incluyendo a la Escuela Nacional de Trabajo Social, Facultades de Contaduría e Ingeniería, Institutos de Ingeniería y Matemáticas Aplicadas, así como la mayor parte de la Facultad de Medicina Veterinaria y Zootecnia y el Instituto de Psiquiatría y Salud Mental de la Facultad de Medicina. La PTAR-CU mencionada inicio con una capacidad instalada de 40 L/s (3,456 m³/d) al incluir también las aguas residuales de la Colonia Copilco el Alto, derivando al sistema de drenaje profundo los caudales que exceden su capacidad.

2. Una serie de alcantarillas de pequeña longitud que captan las aguas servidas o pluviales y las conducen a fosas sépticas o resumideros con el fin de disponerlas finalmente en las grietas de la capa rocosa.



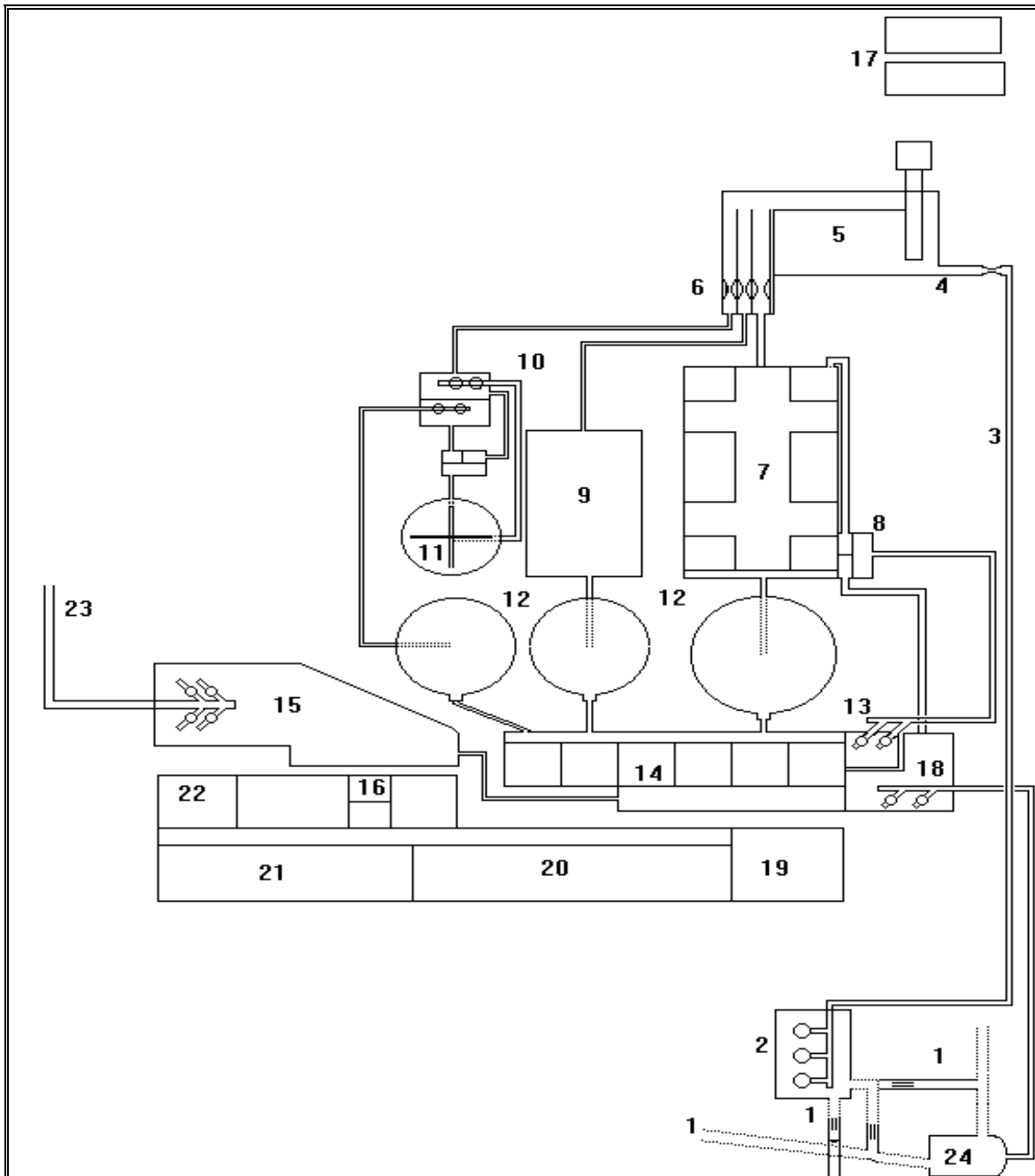
Fig. 2.10 Ubicación de: 1) PTAR-CU y 2) Facultad de Ingeniería en su División de Posgrado en Ingeniería Sanitaria (Google Maps, 2009)

García (2007) describe el esquema de tratamiento y la distribución de los equipos e instalaciones que se encuentran en la PTAR-CU (Fig. 2.11). La colección de las aguas residuales se efectúa en el cárcamo de bombeo de agua cruda (2). Desde el cual las aguas residuales se bombean a la parte más alta de la planta a través del canal Parshall, el cual sirve para medir el caudal bombeado, al desarenador (5) que remueve partículas pequeñas contenidas en el agua residual. Después de que pasa el agua por el desarenador el efluente se conduce a través de tres canales Parshall (6), precedidos por tres compuertas, que sirven para medir y controlar el gasto. Cada uno de dichos canales conduce las aguas residuales a cada uno de los tres sistemas o líneas de tratamiento biológico que integran la planta: Lodos activados (7), discos biológicos rotatorios (9) y filtro biológico (11).

La denominada “*Línea 1*” es la correspondiente al sistema de lodos activados. Consta de tres cuerpos principales que son el tanque de aireación (7), el sedimentador secundario (12) y el cárcamo de recirculación de lodos (8). Las aguas ya tratadas biológicamente, el sobrenadante del sedimentador secundario, pasan a los filtros de arena (14) en donde se separan los sólidos suspendidos remanentes que pudieran ser arrastrados por las aguas ya tratadas. El efluente de los filtros de arena se desinfecta por medio de un sistema de cloración (15) y después se conduce al cárcamo de aguas tratadas, desde el cual se bombea a la red de agua para riego de áreas verdes.

Los lodos de desecho producidos por los sistemas biológicos, las aguas del retrolavado de los filtros de arena y las aguas pluviales que caen dentro del terreno de la PTAR-CU se conducen al cárcamo de lodos de desecho (13), donde se bombean al sistema de drenaje de la Ciudad de México.

Las aguas residuales de CU pueden considerarse de tipo doméstico – industrial debido a que una parte proviene de servicios sanitarios y otra parte de laboratorios de investigación y docencia de las instalaciones de la UNAM (González, 1982).



**Fig. 2.12 Distribución de los sistemas y equipos de tratamiento de la PTAR de CU
(García, 2007)**

1. Colectores (3), 2. Cárcamo de bombeo de agua cruda, 3. Tubería de alimentación, 4. Canal de entrada, 5. Tanque desarenador, 6. Medidores Parshall (3), 7. Tanque de aireación, 8. Caja partidora, 9. Discos biológicos rotatorios, 10. Cárcamo de bombeo, 11. Filtro biológico, 12. Sedimentadores secundarios (3), 13. Cárcamo de lodos, 14. Filtros de arena (6), 15. Tanque de contacto de cloro, 16. Dosificador de cloro, 17. Tanque de gas cloro, 18. Cárcamo de aguas de lavado y pluviales, 19. Cuarto de control, 20. Laboratorios., 21. Oficinas, 22. Subestación eléctrica, 23. Tubería de alimentación a cisternas, 24. Drenaje municipal.

2.7.1 Problemática actual

Las aguas residuales son introducidas de forma continua en el tanque de aireación, en donde son mezcladas con la biomasa o lodos activados por medio de la acción de turbinas sumergidas que, además, proveen de oxígeno atmosférico al líquido en el tanque.

Hasta finales de la década de 1990 el tanque de aireación contaba con dos aireadores superficiales de 10 HP, que fueron cambiados por dos turbinas sumergidas de 15 HP con un diámetro del rotor de 25 cm a una velocidad de 1700 rpm cada una.

Las características del agua residual que ingresa al tanque de aireación del sistema de lodos activados se puede observar en la Tabla 2.10.

Tabla 2.10 Características del tanque de aireación para el sistema el lodos activados en la PTAR-CU

Parámetro	Diseño ¹	Operación actual ²
Volumen (m ³)	430	470
Flujo (L/s)	20	8 – 10
DBO ₅ (mg/L)	100	220 – 300
SST (mg/L)	3500	1200
Carga orgánica (kg DBO ₅ / kg SST*d)	0.115	0.46
Carga orgánica volumétrica (kgDBO ₅ / m ³ *día)	0.4	0.55

¹ González, 1982; ² García, 2007

Cuando se realizaron los estudios para el coeficiente de transferencia de oxígeno para los aireadores superficiales se concluyó que estaban sobrados aproximadamente un 50% de lo requerido en aquel tiempo (González, 1982). Actualmente, no hay un estudio cercano que compruebe la transferencia de oxígeno que proveen los aireadores sumergidos y su eficiencia para el sistema de lodos activados debido a las condiciones de operación actuales.

Se puede hacer un estimado teórico del coeficiente de transferencia del oxígeno requerido, K_{La} , usando como variable la carga orgánica volumétrica presente en el tanque de aireación a través de la capacidad de oxigenación (CO), suponiendo que dicha carga volumétrica se mantiene constante en el sistema de lodos activados, de la siguiente manera:

$$CO = B_v * V_{op} * O_R \quad (2.12)$$

donde

CO, es la Capacidad de oxigenación que requiere el sistema, $kg O_2/d$;

B_v , es la carga orgánica volumétrica, $kg DBO_5/m^3 * d$;

V_{op} , es el volumen de operación del tanque de aireación, m^3 ; y,

O_R , es el oxígeno requerido teórico, $kg O_2/kg DBO_5$.

Con la CO requerida, se puede utilizar la siguiente ecuación para el cálculo de la K_{La} teórica a las condiciones de México (González, 1982):

$$CO = K_{La} * C_{s(20^\circ C)} * \frac{P_{atm}}{P_{sitio}} * V_{op} \quad (2.13)$$

donde

K_{La} , es el coeficiente de transferencia de oxígeno, d^{-1} ;

$C_s (20^\circ C)$, es la concentración de saturación de oxígeno disuelto, $kg O_2/m^3$, para

la Ciudad de México es de $7.12 * 10^{-3} kg O_2/m^3$;

P_{atm} y P_{sitio} , son las presiones atmosféricas a nivel del mar y del sitio de estudio respectivamente, atm.

Usando las ecuaciones 2.12 y 2.13 a las condiciones de operación actual (Tabla 2.10) con base al O_R (Tabla 2.2) para el sistema se obtienen los siguientes coeficientes de transferencia de oxígeno requeridos (Tabla 2.11):

Tabla 2.11 Valores de K_{La} estimados para la PTAR-CU

Diseño del sistema	K_{La} (dia ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)
Estabilizar y nitrificar	154.32	0.1072
Efluente < 20 mg/L	110.32	0.0766
Efluente < 30 mg/L	70.99	0.0492

La PTAR-CU presenta algunos valores de operación fuera de los valores recomendados por la literatura, que son de interés para este presente estudio, como se muestran en la tabla 2.12:

Tabla 2.12 Valores de operación recomendados y registrados en la PTAR-CU

PARÁMETRO	VALORES RECOMENDADOS EN LA LITERATURA	VALORES REGISTRADOS EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO
A/M ($\frac{kg\ DBO_5}{kg\ MLVSS*d}$)	0.3 – 0.6	0.61
SSVLM (mg/L)	1,500 – 3,000	615
Índice volumétrico de lodos (mL/g)	35 – 150	263
Tiempo de retención hidráulico (h)	4 – 8	10.3
Tasa de recirculación (%)	25 – 50	37
OD (mg/L)	2.0 – 0.4	< 0.1

García, 2007

Los valores de los parámetros presentados anteriormente y de importancia del presente estudio son dos, de los cuales, en la metodología se describen los procedimientos experimentales para medirlos y/o determinarlos.

1. El oxígeno disuelto (< 0.1 mg/L), y,
2. El tiempo de retención hidráulico (10.3 h).

3 METODOLOGÍA

Para este estudio se realizó la evaluación, en dos etapas, del comportamiento del coeficiente global de transferencia de oxígeno y el grado de agitación en el tanque (a través de la determinación del tiempo de residencia hidráulico). Dichas etapas son:

1. El experimento a nivel laboratorio, y,
2. El experimento en el tanque de aireación de la PTAR-CU.

Para realizar la evaluación del coeficiente de transferencia de oxígeno a través del seguimiento de la concentración de oxígeno disuelto (OD) en un volumen de agua; se muestrea en diferentes puntos durante la fase de oxigenación. Estas muestras o puntos de muestreo se escogen de tal manera que resultan representativos del contenido del tanque (Metcalf y Eddy, 2003). Cuando se hacen ensayos en tanques, tanto a escala piloto como en escala real, las profundidades para muestreo y determinación de OD son de 0.3 m del fondo y 0.3 m de la superficie como se muestra en la Fig. 3.1 (Ramalho, 1996). Dependiendo de la geometría del tanque, además de los puntos superficial y sumergido, se adiciona un punto medio de la profundidad del tanque con el fin de realizar un perfil de OD con respecto a la altura del tanque (González, 1982; ATC, 2004; Zhen, 2003).

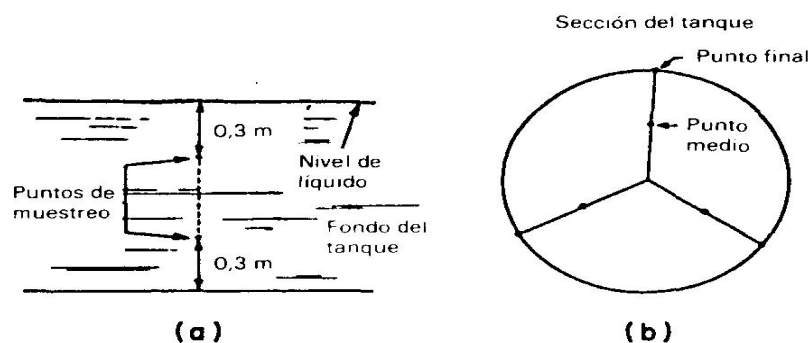


Fig. 3.1 Localización de los puntos del muestreo (Ramalho, 1996)

3.1 Etapa uno: Obtención de K_{La} (laboratorio)

El laboratorio del Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la División de Ingenierías Civil y Geomática de la Facultad de Ingeniería está ubicado en las siguientes coordenadas geográficas (Fig. 2.10):

N 19°19'39.2"

W 99°10'53.7"

Altitud 2276 m \pm 10 m

Se acondicionó un dispositivo a nivel laboratorio para evaluar el coeficiente global de transferencia de oxígeno (K_{La}) en agua corriente y en agua residual cruda proveniente de la PTAR-CU. La medición de OD con respecto al tiempo se realizó a través del método estacionario con bisulfito sódico para agua corriente (Tabla 2.6) y el método dinámico para agua residual cruda (Tabla 2.7).

Los equipos que se emplearon para las mediciones del OD se mencionan a continuación (Figs. 3.2 y 3.3):

- Tanque de aireación construido con acrílico. Capacidad de 10 litros de agua (sin flujo) y dimensiones: 28 de largo x 16.5 de ancho x 24 cm de profundidad.
- Bomba de vacío Thomas Industries Inc. Modelo 607CA22 con una potencia de 1/8 HP. Para ingresar el aire al sistema.
- Válvula manual de cierre/apertura. Proporcionó la variación en el flujo de aire y fue medido a través de la presión generada por el sensor de la bomba.
- Medidor de oxígeno disuelto (oxímetro). YSI modelo 58. Electrodo diseñado para medir temperatura, pH y OD.
- Agitador Colé-Parmer modelo 4372-00. Cuenta con 9 niveles de velocidad de 50 – 250 rpm, al que se le integró una varilla con paleta plana de 7.65 X 2.55 cm.



Fig. 3.2 Tanque de aireación piloto



Fig. 3.3 Bomba de vacío, tanque de aireación, agitador y oxímetro

Las mediciones de OD fueron realizadas dentro del tanque piloto para formar un perfil de concentraciones con respecto a la profundidad. El electrodo se ajustó a diferentes profundidades (columna de agua 24 cm) dentro del tanque: 3 cm (fondo), 12 cm (mitad) y 21 cm (superficial).

Cabe mencionar que para cada medición del OD en agua corriente y en agua residual cruda se hizo cambio del agua en el tanque para disminuir la acumulación de reactivos y evitar la generación de espumas que pudieran afectar las determinaciones.

Además, se realizaron mediciones a diferentes condiciones de operación, como son:

- Flujo de aire en el sistema. Se controló con la válvula manual y el aire ingresado al sistema fue determinado a través de la relación presión vs flujo de aire (hoja de desempeño de la bomba, Fig. 3.4). Los valores de la presión que se usaron para ajustar el flujo de aire fueron de 0, 8 y 14 in Hg, aproximadamente, lo que proporcionó un flujo de 22, 17 y 12 $\frac{L_{aire}}{min}$, respectivamente.

- Turbulencia y mezcla. En sistemas gas – líquido tanto el impulsor como el flujo de gas influyen en los patrones de flujo; por ejemplo, si se disminuye la velocidad de rotación y se incrementa drásticamente el flujo de gas, la influencia del agitador sobre el movimiento del líquido disminuye dando lugar a que el gas determine dicho movimiento. El impulsor crea patrones de flujo y el gas afecta dicho patrón debido a la formación de burbujas y a la velocidad de ascenso de éstas. La potencia en el mezclado de sistemas gas – líquido es la energía por unidad de tiempo aplicada para que un material (gas) entre en contacto con otro fluido (líquido) debido a la creación de movimiento. Si la potencia aplicada se detiene, el movimiento también se detiene, lo cual a su vez causa zonas muertas que son indeseables ya que reducen la eficiencia del equipo de mezclado, por lo que se requiere de una buena distribución de la potencia debido a que influye en la dispersión de gas, en la cantidad de gas retenido y, por consiguiente, en el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno (K_{La}). Se puede decir que la potencia aplicada por el agitador a la dispersión gas – líquido es de vital importancia como parámetro de diseño del recipiente ya que puede ser manipulada para mejorar la transferencia (Hernández, 2000). Por lo cual se realizaron mediciones de OD a diferentes grados de agitación: 50, 75 y 100 rpm, respectivamente. Debido a la falta de deflectores en el tanque cuando se aumentaba el nivel de agitación mecánica se crearon vórtices (torbellinos) que se supone afectarían el coeficiente de transferencia de oxígeno.

3.2 Etapa uno: Tiempo de residencia hidráulico (laboratorio)

Para determinar el TRH del tanque piloto en el laboratorio se utilizó el método de conductividad (descrito en el Capítulo 2), a las condiciones de operación (flujo de aire y el grado de agitación) mencionadas anteriormente, para la determinación de los coeficientes de transferencia de oxígeno (K_{La}).

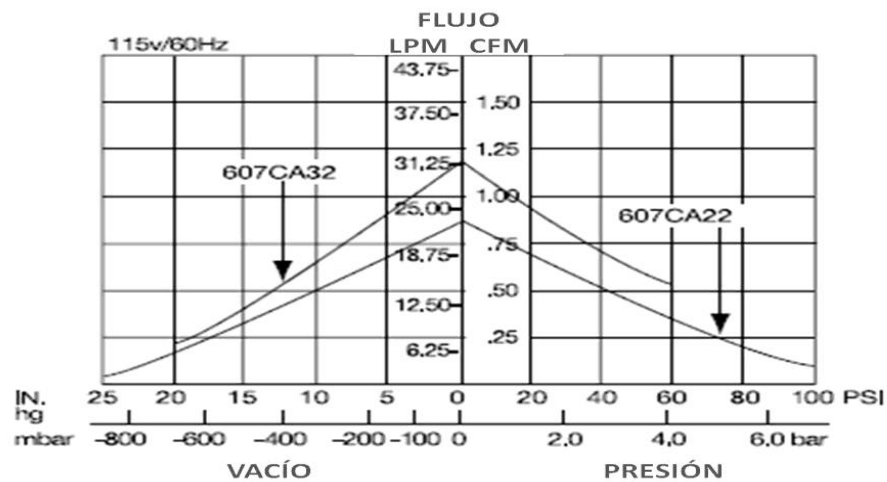


Fig. 3.4 Relación de presión vs flujo bomba 607CA22

(<http://www.thomaspumps.com>, 2009)

Para la medición de la conductividad se usó un potenciómetro YSI Modelo 63 el cual mide pH, temperatura y conductividad eléctrica. Se acondicionó el flujo en el influente por medio de una bomba peristáltica y se calculó un tiempo de retención hidráulico teórico del tanque con el flujo mínimo que podía ofrecer la bomba (Fig. 3.5) para asemejarlo al tiempo de residencia hidráulico que tiene el tanque de lodos activados de la PTAR-CU (10.3 h).

Se usó sal de cocina marca “Elefante”, la cual tiene cloruro de sodio, fluoruro de potasio ($612 - 765 \frac{mg}{kg}$) y yodato de potasio ($34 - 68 \frac{mg}{kg}$) para preparar las disoluciones que se usaron en el experimento. Se usó una concentración molar de 1.95 M (200 g de NaCl en 1.750 L de agua) que fue agregada al reactor a través del influente. El tanque tiene una capacidad de 11 L, aproximadamente; después de agregar la sal se midió la conductividad cada minuto en el efluente para obtener la función $C(t)$ como en la tabla 2.7. Para comprobar el tiempo de retención hidráulico se determinaron, a través del llenado de una probeta de 100 mL contra el tiempo; es decir, se determinaron los flujos del influente y efluente.



Fig. 3.5 Vista del equipo de laboratorio

3.3 Etapa dos: Obtención de K_{La} (PTAR-CU)

El tanque de aireación fue repartido en puntos de muestreo en función de coordenadas en 3 dimensiones x , y , z (largo, ancho y profundidad), tomando como cero la línea del influente que ingresa al tanque de lodos activados (x , $y = 0$) y para la profundidad se consideró el fondo del tanque ($z = 0$), de la siguiente manera (Figs. 3.6 y 3.7):

- Largo (x), se tomaron los valores de 2.9, 6.4, 8.5, 11.3 y 15.2 m;
- Ancho (y), se dividió por la mitad (una de ellas se descartará debido a la suposición que la turbina proporciona una agitación de tipo radial y se comporta como espejo) con medidas de 0, 1.54 y 2.86 m; y,
- Profundidad (z) se ha establecido a 0.3, 1.7 y 3.2 m, respectivamente.

Con lo cual se obtienen nueve puntos posibles para cada arreglo x , y , z y sólo se midió en tres puntos, al azar, para cada longitud (x). Es decir, para cada longitud (x) se tienen 3 puntos a lo ancho (y) y 3 alturas (z) propuestas, para colocar los

electrodos. Se ha considerado que no haya repeticiones de ancho y altura para una misma longitud (x) en el tanque. El listado de material que será usado se puede observar en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Relación de material y equipo de trabajo para el estudio en la PTAR-CU

Equipo o material	Modelo o marca	Característica
Oxímetro	YSI modelo 58	Cuenta con 5 m de longitud y no contiene agitación
Oxímetro (PTAR-CU)	YSI	Cuenta con 5 m de longitud y no contiene agitación
Bisulfito de sodio	Química Barsa; Grado técnico	Para cada corrida se usarán 4.5 kg
Cloruro de cobalto	Química Barsa; Grado técnico	850 g para asegurar una disolución de 1.5 ppm
Cartones		Para disminuir el flujo de aire de entrada al tanque
Tubos de PVC (2)		De 6 m de largo, para asegurar los electrodos a la profundidad necesaria y evitar su movimiento
Agua Destilada		Limpieza de electrodos
Cinta adhesiva		Asegurar los electrodos al tubo de PVC

3.3.1 Procedimiento en campo

El procedimiento que se llevó a cabo para vaciar el tanque de aireación del proceso de lodos activados, para medir la concentración de oxígeno disuelto en el agua corriente fue programado y autorizado por la Dirección General de Obras de la UNAM y apoyado por la superintendencia de la PTAR-CU, mediante las siguientes instrucciones:

1. Cerrar el canal Parshall para evitar que fluya el agua residual hacia el tanque del sistema de lodos activados y apagar las turbinas sumergidas,
2. Vaciar el tanque de aireación con el licor mezclado presente, y realizar la limpieza del tanque de aireación,

3. Llenar con agua corriente y una vez lleno el tanque de aireación arrancar las turbinas sumergidas. Dejar el equipo trabajando 24 horas para estabilizar el oxígeno disuelto en todo el tanque;
4. Se realizaron las mediciones de oxígeno disuelto conforme a las siguientes especificaciones:
 - a. Se colocaron los medidores de oxígeno disuelto en los puntos de muestreo seleccionados (Figs. 3.6 y 3.7) y se dejaron hasta que se estabilizaron en su lectura (aproximadamente de 15 a 20 minutos),
 - b. Se adicionó la cantidad de cloruro de cobalto al tanque de aireación (Tabla 3.1) a través de su disolución previa en agua y se agregó por el tubo de entrada de aire para que se dispersara en el agua por medio de la turbina,
 - c. Se procedió a agregar la cantidad de bisulfito de sodio (Tabla 3.1). Una parte se agregó a través de su disolución (como el cloruro de cobalto) y la otra parte, sin diluir, por la superficie del tanque; y,
 - d. Se cerró el flujo de aire que ingresa por las rendijas. Para intentar que la agitación mecánica ejercida por la turbina bajara lo más cercano al valor de cero la concentración de oxígeno disuelto,
 - e. Se abrió la entrada de aire al tanque y se tomó reporte de las lecturas de la concentración de oxígeno disuelto cada minuto (o cada 30 segundos) hasta llegar a la estabilidad, y
 - f. Terminado el proceso de medición se dejó trabajando con normalidad hasta el día siguiente para realizar la siguiente determinación.

El procedimiento para el muestreo de la concentración de oxígeno disuelto en el agua residual cruda en el tanque de aireación fue el siguiente:

1. Se llenó el tanque de aguas residuales (crudas) y se cerró el canal Parshall,
2. Se encendió el equipo de aireación,

3. Se colocaron los electrodos en la posición donde se determinó para agua corriente con respecto a las Figs. 3.6 y 3.7 y se dejaron hasta que se estabilizó la concentración de OD.
4. Se apagó el equipo de aireación y se esperó a que las lecturas de la concentración de OD descendieran lo más cercano al valor de cero; y,
5. Nuevamente se reinició la oxigenación, al encender el sistema de aireación, tomando lectura cada minuto (o cada 30 segundos) hasta llegar a su estabilización en la concentración de OD.

3.4 Etapa dos: Tiempo de residencia hidráulico (PTAR-CU)

Para determinar la cantidad de sal que se utilizó para el tanque de aireación de la PTAR-CU se tomaron muestras del agua residual contenida en el tanque de aireación del proceso de lodos activados y, éstas a su vez, se repartió en muestras simples de 1 L a las que se les agregó el electrolito (NaCl) de 5 en 5 gramos para medir la conductividad eléctrica hasta encontrar la saturación (Atkins, 1991). La relación, conductividad eléctrica vs masa de sal, ayudo a extrapolar la cantidad para utilizar en la PTAR-CU, que brindó bajo costo de implementación y un grado aceptable para medir la conductividad en el efluente de tanque de aireación del sistema de lodos activados.

La cantidad de sal que se utilizó en el tanque de aireación de la PTAR-CU, fue previamente disuelta en concentraciones saturadas, que se agregaron simultáneamente al influente, con el fin de que sea considerado como un estímulo-respuesta, tipo impulso (Levenspiel, 2000); se procedió a tomar mediciones de la conductividad eléctrica en el efluente cada 20 minutos, por un periodo de 12 horas. Se ha considerado un tiempo de retención hidráulico de 10.3 h (Tabla 2.12). Con dichas lecturas se obtuvo la función $C(t)$ y, con ello, se determinó el tiempo de residencia hidráulico experimental.

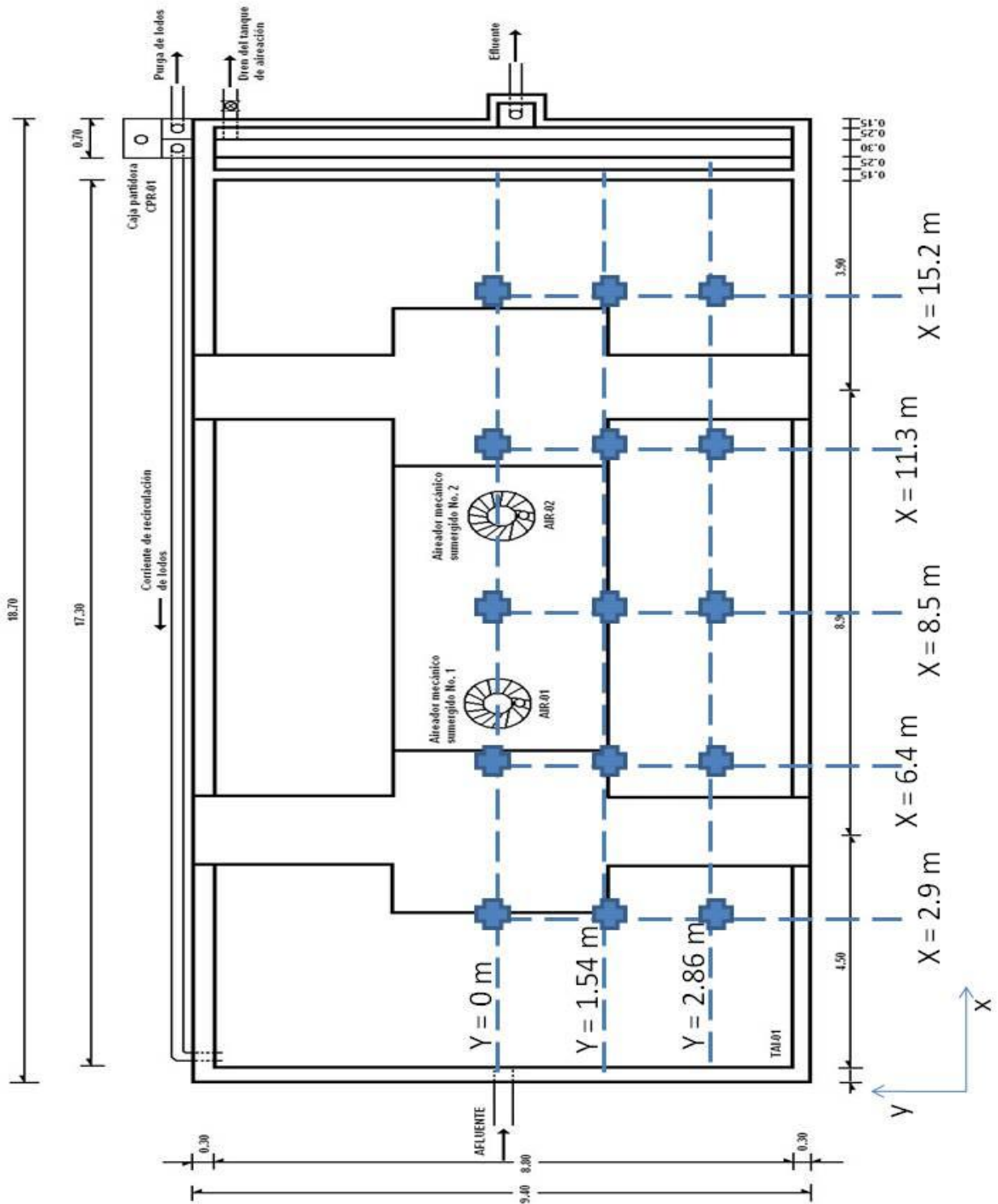


Fig. 3.6 Puntos de muestreo. Vista de planta del tanque de aireación (x, y)

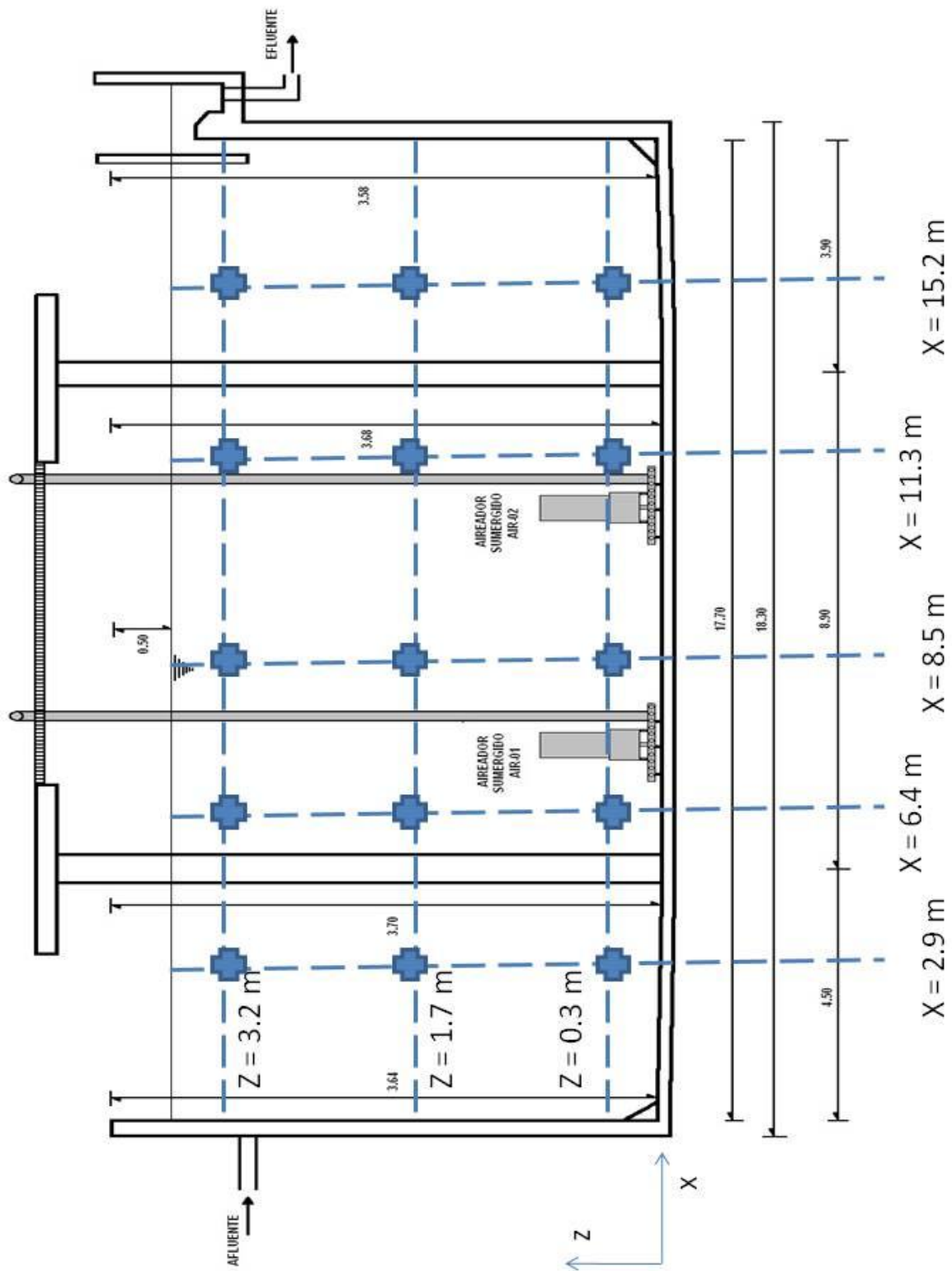


Fig. 3.7 Puntos de muestreo. Vista de perfil del tanque de aireación (x, z)

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Etapa uno: Obtención de K_{La} (laboratorio)

La determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno (K_{La}) a nivel laboratorio se realizó a través de la medición de OD para agua corriente y agua residual cruda por los métodos y condiciones de operación descritos anteriormente en el capítulo 3.

Dichas variables de operación propuestas, flujo de aire y nivel de agitación, dieron como resultado los coeficientes de transferencia de oxígeno (K_{La}) que se pueden observar en las Tablas 4.1 – 4.3 para agua corriente; y, en las Tablas 4.4 – 4.6 para agua residual.

Tabla 4.1 Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 100 rpm en agua corriente a 20°C

100 RPM*						
Flujo	22 L aire /min – 4.64 L O ₂ /min		17 L aire /min – 3.54 L O ₂ /min		12 L aire /min – 2.49 L O ₂ /min	
T (°C)	20.23	20	20.16	20	20.63	20
	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)
3 cm	0.66	0.656	0.288	0.287	0.1024	0.101
12 cm	0.414	0.412	0.276	0.275	0.1411	0.139
21 cm	0.732	0.728	0.264	0.263	0.1423	0.140
	Promedio	0.599	Promedio	0.275	Promedio	0.127
	Desviación	0.166	Desviación	0.012	Desviación	0.022

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-1 a A-3

Tabla 4.2 Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 75 rpm en agua corriente a 20°C

75 rpm*						
Flujo	22 L aire /min – 4.64 L O ₂ /min		17 L aire /min – 3.54 L O ₂ /min		12 L aire /min – 2.49 L O ₂ /min	
T (°C)	19.4	20	19	20	19	20
	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)
3 cm	0.432	0.438	0.216	0.221	0.0235	0.024
12 cm	0.402	0.408	0.192	0.197	0.0219	0.022
21 cm	0.552	0.560	0.234	0.240	0.0201	0.021
	Promedio	0.469	Promedio	0.219	Promedio	0.022
	desviación	0.081	Desviación	0.022	desviación	0.002

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-4 a A-6

Tabla 4.3 Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 50 rpm en agua corriente a 20°C

50 rpm*				
Flujo	22 L aire /min – 4.64 L O ₂ /min		17 L aire /min – 3.54 L O ₂ /min	
T (°C)	19.5	20	19.5	20
	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)
3 cm	0.492	0.498	0.18	0.182
12 cm	0.444	0.449	0.198	0.200
21 cm	0.456	0.461	0.186	0.188
	Promedio	0.470	Promedio	0.190
	desviación	0.025	desviación	0.009

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-7 y A-8

Tabla 4.4 Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 100 rpm en agua residual a 20°C

100 rpm*									
Flujo	22 L aire /min – 4.64 L O ₂ /min			17 L aire /min – 3.54 L O ₂ /min			12 L aire /min – 2.49 L O ₂ /min		
T (°C)	20	20		20	20		20	20	
	K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)		K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)		K_{La} (min ⁻¹)	K_{La} (min ⁻¹)	
3 cm	0.277	0.277	0.277	0.286	0.306	0.296	0.311	0.301	0.306
12 cm	0.315	0.410	0.362	0.349	0.350	0.350	0.357	0.356	0.356
21 cm	0.397	0.372	0.385	0.324	0.350	0.337	0.357	0.343	0.350
		Promedio	0.341		Promedio	0.327		Promedio	0.337
		desviación	0.057		desviación	0.028		desviación	0.027

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-9 a A-11

Tabla 4.5 Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 75 rpm en agua residual a 20°C

75 rpm*									
Flujo	22 L aire /min – 4.64 L O ₂ /min			17 L aire /min – 3.54 L O ₂ /min			12 L aire /min – 2.49 L O ₂ /min		
T (°C)	20			20			20		
	K _{La} (min ⁻¹)	K _{La} (min ⁻¹)		K _{La} (min ⁻¹)	K _{La} (min ⁻¹)		K _{La} (min ⁻¹)	K _{La} (min ⁻¹)	
3 cm	0.186	0.218	0.202	0.110	0.097	0.103	0.154	0.137	0.146
12 cm	0.173	0.186	0.180	0.206	0.207	0.206	0.160	0.112	0.136
21 cm	0.244	0.212	0.228	0.161	0.161	0.161	0.173	0.118	0.145
		Promedio	0.203		Promedio	0.157		Promedio	0.142
		desviación	0.024		desviación	0.052		desviación	0.005

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-12 a A-14

Tabla 4.6 Valores de K_{La} a distintas profundidades (3, 12 y 21 cm) y 50 rpm en agua residual a 20°C

50 rpm*						
Flujo	22 L aire /min – 4.64 L O ₂ /min			17 L aire /min – 3.54 L O ₂ /min		
T (°C)	20			20		
	K _{La} (min ⁻¹)	K _{La} (min ⁻¹)	promedio	K _{La} (min ⁻¹)	K _{La} (min ⁻¹)	promedio
3 cm	0.158	0.195	0.177	0.157	0.175	0.166
12 cm	0.202	0.176	0.189	0.151	0.163	0.157
21 cm	0.107	0.176	0.142	0.144	0.157	0.151
		Promedio	0.169		Promedio	0.158
		desviación	0.025		desviación	0.008

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-15 y A-16

En las tablas anteriores (4.1 a 4.6) se puede observar una disminución en el valor del coeficiente de transferencia de oxígeno (K_{La}) en función de la disminución de la agitación mecánica y el flujo de aire que ingresa al sistema, para agua corriente como para agua residual, respectivamente.

Se calculó la CO para el tanque utilizado en el laboratorio (Ec. 2.13) para conocer la eficiencia de transferencia de oxígeno al agua (Tabla 4.7). Se observa, a mayor flujo de aire (22 L/min) y grado de agitación mayor (100 rpm) la eficiencia en la transferencia del oxígeno al agua aumenta. Esta eficiencia de transferencia es mínima (1 % de disolución de oxígeno en agua), posiblemente, se deba al poco

tiempo de contacto que tienen las burbujas de aire dentro de un reactor de 10 litros de capacidad (columna de agua 24 cm).

Tabla 4.7 Capacidad de oxigenación y eficiencia en la transferencia de oxígeno disuelto

Flujo de Aire – Flujo de O ₂ (L/min)	Agitación (rpm)	CO (g/min)	Flujo de O ₂ transferido (L/min)	Eficiencia (%)
22 – 4.64	100	5.53×10^{-2}	0.060	1.28
	75	4.33×10^{-2}	0.047	1.00
	50	4.34×10^{-2}	0.047	1.01
17 – 3.54	100	2.54×10^{-2}	0.027	0.77
	75	2.02×10^{-2}	0.022	0.61
	50	1.76×10^{-2}	0.019	0.54
12 – 2.49	100	1.17×10^{-2}	0.013	0.51
	75	2.07×10^{-3}	0.002	0.09

$\rho_{\text{aire}} = 0.929 \text{ kg/m}^3$ (<http://www.inti.gov.ar/cirsoc/pdf/102/comentarios/tablasC102.pdf>, 2010)

La determinación de los valores del factor α (Ec. 2.9) en función de los diferentes grados de agitación y flujo de aire, además, calculando el N_{Re} para los grados de agitación y considerando la viscosidad del agua residual igual a la del agua corriente, se presentan en la Tabla 4.8 y su gráfica (Fig. 4.1):

Tabla 4.8 Valores del factor de corrección α a distintas condiciones de operación

RPM	100	75	50
Flujo de aire (L/min)	α	α	α
22	0.57	0.43	0.36
17	1.19	0.72	0.83
12	2.65	6.45	--
N_{Re}	9,860	7,400	4,930
Región	transición	transición	transición

Nota: $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$; $\mu_{\text{agua}} = 0.001 \text{ kg/m}\cdot\text{s}$

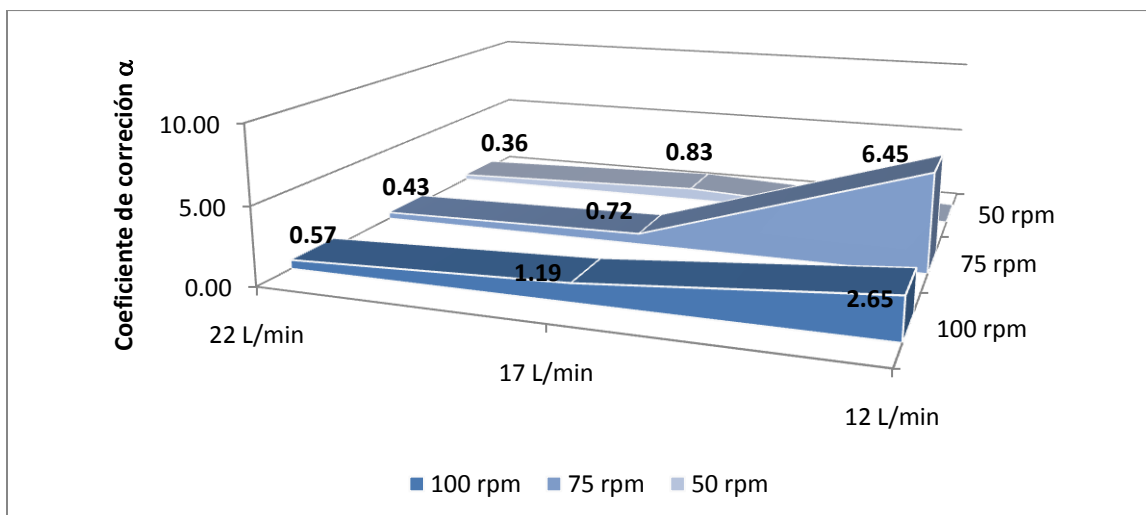


Fig. 4.1 Perfiles del factor α a diferentes condiciones de agitación y flujo de aire de ingreso.

Analizando los valores obtenidos para α , que representa las veces que el valor $K_{L,a}$ del agua residual es mayor, igual o menor que el $K_{L,a}$ del agua corriente, se puede apreciar que si se deja el flujo constante entonces α disminuye conforme se disminuye el grado de agitación mecánica; esto significa que la transferencia de oxígeno al agua es adecuada. Si se varía el flujo entonces tiende a aumentar el factor α mientras se disminuye el grado de agitación. Es decir, que no hay una repartición suficiente de oxígeno y hace que el valor de α aumente considerablemente provocando que no se satisfaga la transferencia necesaria de oxígeno. Además, se puede observar que a intensidades bajas de mezclado (50 y 75 rpm) se obtienen valores bajos para α (0.36 y 0.83). La mayoría de los valores obtenidos para α están en el rango proporcionado por Metcalf (2003) para aireadores mecánicos.

4.2 Etapa uno: Tiempo de residencia hidráulico (laboratorio)

Se prepararon disoluciones de NaCl, como se mencionó en el capítulo 3, con una concentración 1.95 M, en promedio, se midió una conductividad de, κ , 118 a 125 mS/cm, proximadamente.

El comportamiento del tiempo de residencia hidráulico dependió del influente, debido a que se planeó sin recirculación. Se esperaba similar a cualquier condición de operación suponiendo que no depende del flujo de aire o el grado de agitación. El máximo tiempo de retención que se pudo tener (relación volumen del tanque e influente de agua) fue de una hora, aproximadamente; y, por lo tanto, se decidió hacer las condiciones máximas, intermedias y bajas. Es decir, se usaron las condiciones de 100 rpm y 22 L/min de aire, 75 rpm y 17 L/min, y, 50 rpm y 12 L/min como se muestra en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9 Relación de experimentos en laboratorio para determinar el RTD

RPM → vs. Flujo de aire ↓	100	75	50
22 L/min	(1, 2)	(3, 4)	--
17 L/min	--	(5, 6)	--
12 L/min	--	--	(7, 8)

Nota: entre paréntesis el número de corrida

En cada corrida se determinaba el flujo de influente y efluente para corroborar que el tiempo de retención hidráulico estuviera en una hora, aproximadamente, al observar los datos obtenidos éste resultó mayor de la hora en la mayoría de los casos, que son presentados en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10 Verificación del TRH calculado para cada corrida por medición del influente y efluente

Flujo de agua	Corrida 1*	Corrida 2*	Corrida 3*	Corrida 4*	Corrida 5*	Corrida 6*	Corrida 7*	Corrida 8*
Qi (L/s)*	0.0023	0.0025	0.0024	0.0025	0.0025	0.0024	0.0044	0.0021
Qe (L/s)*	0.0024	0.0024	0.0024	0.0025	0.0023	0.0023	0.0042	0.0021
Qi (L/min)	0.1363	0.1483	0.1465	0.1473	0.1475	0.1463	0.2613	0.1248
Qe (L/min)	0.1417	0.1470	0.1455	0.1485	0.1388	0.1402	0.2525	0.1238
THR influente (min)	80.72	74.15	75.10	74.70	74.56	75.17	42.10	88.17
THR efluente (min)	77.65	74.86	75.60	74.07	79.26	78.44	43.57	88.89

*ANEXO I – Tabla A-18

Lo primero que se obtuvo es la distribución de la conductividad vs tiempo (Anexo I – Tabla). Después de normalizar (ver Tabla 2.8) los datos medidos de conductividad se obtuvo la función $E(t)$ vs tiempo para que la función $E(t) = 1$, como se muestra en la Fig. 4.2.

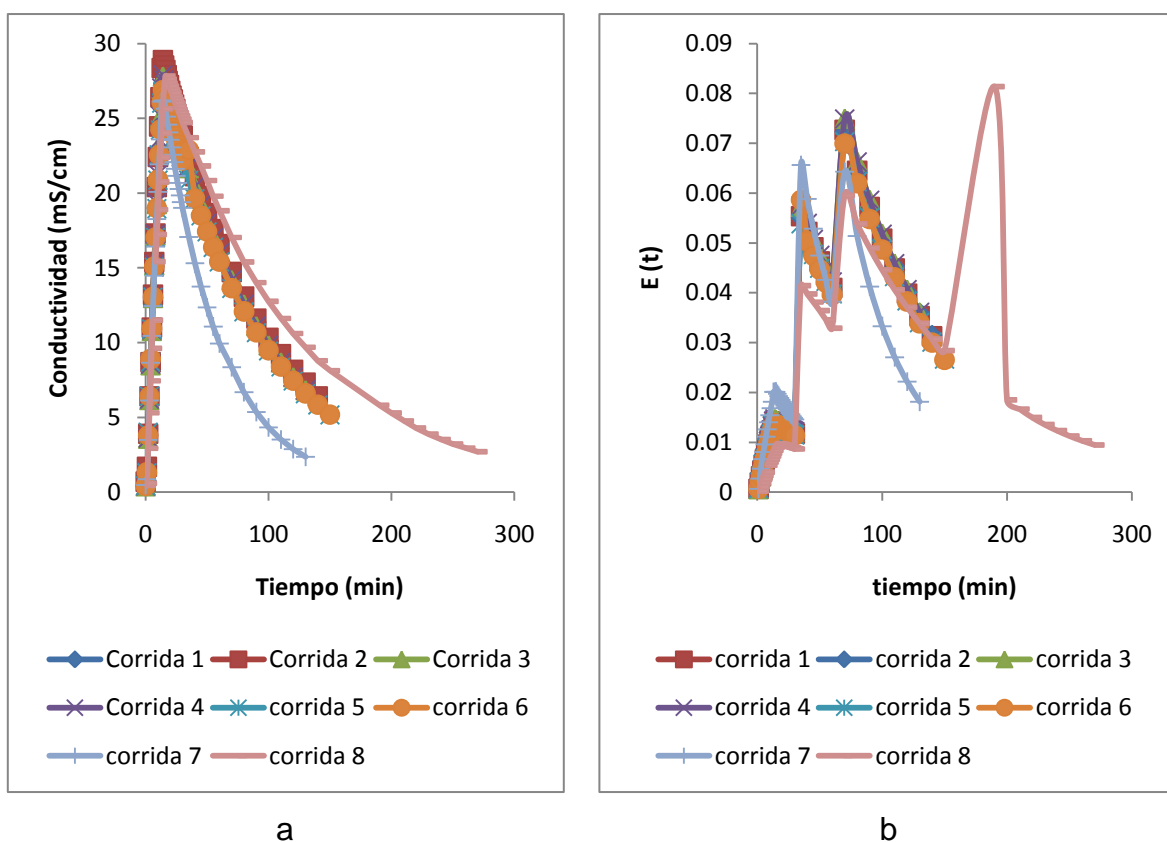


Fig. 4.2 Determinación del RTH: a) Distribución de la Conductividad vs tiempo para las condiciones propuestas; b) Distribución normalizada $E(t)$ vs tiempo

Los datos obtenidos del tiempo de residencia medio (t_m) se pueden observar en la Tabla 4.11, además de la varianza obtenida y comparando para cada corrida el tiempo de retención hidráulico teórico con los obtenidos experimentalmente se puede deducir si hay zonas muertas o no (Marín, 2007).

Tabla 4.11 Valores obtenidos por el modelo de Levenspiel

Corrida*	k^*dt	E (t)	t_m (min)	σ^2	σ	TRH _t (min)	σ^2/t_m^2
1	1987.14	1	78.99	1923.33	43.86	79.18	0.31
2	2035.98	1	79.13	1930.29	43.94	74.5	0.31
3	1892.11	1	75.37	373.36	19.32	75.35	0.07
4	1896.16	1	75.35	1730.95	41.60	74.38	0.31
5	1937.08	1	82.09	1324.67	36.40	76.91	0.20
6	1950.55	1	81.86	2125.71	46.11	76.8	0.32
7	1300.16	1	67.72	451.24	21.24	42.84	0.10
8	2860.84	1	131.02	5939.70	77.07	88.53	0.35

*ANEXO I – Tablas y Figs. A-17

En la determinación del tiempo de retención hidráulico para la fase de laboratorio se puede observar en la Fig. 4.2 (a) que las distribuciones de la conductividad del electrolito son similares, excepto en las corridas 7 y 8 donde varían los flujos del influente con respecto a las demás corridas (Tabla 4.10). Analizando la Tabla 4.11 con respecto a los tiempos medios (t_m) y al tiempo teórico (TRH_t) en la mayoría de los casos son iguales, lo que quiere decir que el tiempo de retención hidráulico corresponde con el teórico y no presenta estancamiento o zonas muertas dentro del tanque. Con excepción de las corridas 7 y 8 donde el tiempo experimental es mayor 15 y 43 minutos, respectivamente, lo que significa que se presentan zonas de estancamiento por la baja agitación (mecánica y la generada por la aireación). Además, el valor de σ_θ^2 , como se observa, está cercano al valor de cero y se podría pensar en el mezclado de tipo flujo pistón a nivel laboratorio.

4.3 Etapa dos: Obtención de K_La (PTAR-CU)

De acuerdo con las determinaciones realizadas del oxígeno disuelto en el tanque de aireación para agua corriente y residual cruda, se han obtenido los siguientes resultados para el coeficiente de transferencia de oxígeno (K_La). Así como, sus respectivos perfiles en función de la longitud, ancho y profundidad del tanque en los puntos seleccionados. Son presentados de la siguiente manera:

- K_{La} en agua corriente Figs. 4.3 - 4.5 (ver ANEXO II – Tablas y Figs. B-1 a B-3);
- K_{La} en agua residual cruda Figs. 4.6 – 4.8 (ver ANEXO II – Tablas y Figs. B-4 a B-8); y,
- Mediciones de OD en el tanque de aireación del sistema de lodos activados estabilizado Figs. 4.9 y 4.10.

Calculando la CO con la ecuación 2.13 para el sistema en las condiciones de referencia, se obtienen los resultados que se presentan en la tabla 4.13:

Tabla 4.13 Valores de CO, O_R y eficiencia del sistema de aireación del tanque con lodos activados para agua corriente a 20°C

Parámetro	Unidad	Valor
K_{La}	min^{-1}	0.026 ± 0.012
	d^{-1}	37.120
OD_s	kg/m^3	7.12×10^{-3}
CO	$\text{kg O}_2/\text{d}$	160.47
CO - Unidad de potencia	$\text{kg O}_2/\text{HP}\cdot\text{d}$	5.35
O_R para estabilizar y nitrificar	$\text{kg O}_2/\text{d}$	517
Eficiencia para estabilizar y nitrificar	%	31

Se obtuvo el siguiente coeficiente global de transferencia (K_{La}) promedio a 20°C, para agua corriente y agua residual:

$$K_{La_s} = 0.026 \pm 0.012 \text{ min}^{-1}$$

$$K_{La_{sr}} = 0.050 \pm 0.031 \text{ min}^{-1}$$

El cálculo del factor de corrección α (Ec. 2.9):

$$\alpha = 1.92$$

La concentración de saturación de oxígeno disuelto para el agua residual (C_{sr}) a una temperatura promedio de 17.28 ± 0.286 °C fue:

$$C_{sr} = 4.05 \pm 1.2142 \text{ mg/L}$$

Para el agua corriente se obtuvo una concentración de oxígeno disuelto de saturación (C_s) a una temperatura promedio de 16.76 ± 0.381 °C:

$$C_s = 7.56 \pm 0.0572 \text{ mg/L}$$

El cálculo del factor β (Ec. 2.8):

$$\beta = 4.05 / 7.56 = 0.536$$

Una vez estabilizado el sistema de lodos activados, se realizó la medición de OD en el tanque de aireación donde el promedio en la concentración de OD fue:

$$OD_{sr} < 0.107 \pm 0.073 \text{ mg/L}$$

Para las turbinas sumergidas del tanque de aireación de lodos activados se obtiene un número de Reynolds de:

$$N_{Re} = 10,400$$

En la fase que se determinó el K_{La} para el agua corriente (Figs. 4.3 – 4.5) no se observa un patrón de comportamiento en los perfiles obtenidos con respecto al largo, ancho y profundidad del tanque de aireación, prácticamente están en un intervalo pequeño ($0.14 - 0.27 \text{ min}^{-1}$). Para el agua residual cruda (Figs. 4.6 – 4.8) se puede observar un comportamiento creciente en el valor de K_{La} a través de la longitud (de 15.2 m a 2.9 m, debido a que el experimento se realizó

comenzando cerca del efluente y terminando cerca del influente) y podría atribuirse una acumulación del aire a causa de que se formó una película de burbujas (por los tensoactivos presentes) en la superficie del agua residual y, con ello, del oxígeno que no se dispersó a la atmósfera conforme transcurrió dicha fase experimental, en menos de 24 horas.

Un resultado poco esperado fue el valor del factor de corrección α para el tanque de aireación de la PTAR-CU porque se estimaba cercano a la unidad y comparando con los resultados de las pruebas en laboratorio cuando se tienen bajos flujos de aire y agitación sube este factor arriba de la unidad por lo que podría ser una causa similar en el tanque de aireación.

En la actualidad, en la PTAR-CU se puede observar que el K_{La} para el agua corriente es $K_{La} = 0.026 \pm 0.012 \text{ min}^{-1}$ generado por las turbinas sumergidas; y cuando se tenían aireadores superficiales el $K_{La} = 0.224 \text{ min}^{-1}$ (González, 1982) que es casi 10 veces mayor que el actual, por lo cual prácticamente tienen un nivel de oxígeno disuelto $C_{sr} < 0.1 \text{ mg/L}$ (Figura 4.9 y 4.10) en el proceso estabilizado. También al ver la CO y CO_R resulta una eficiencia baja cercana al 31%.

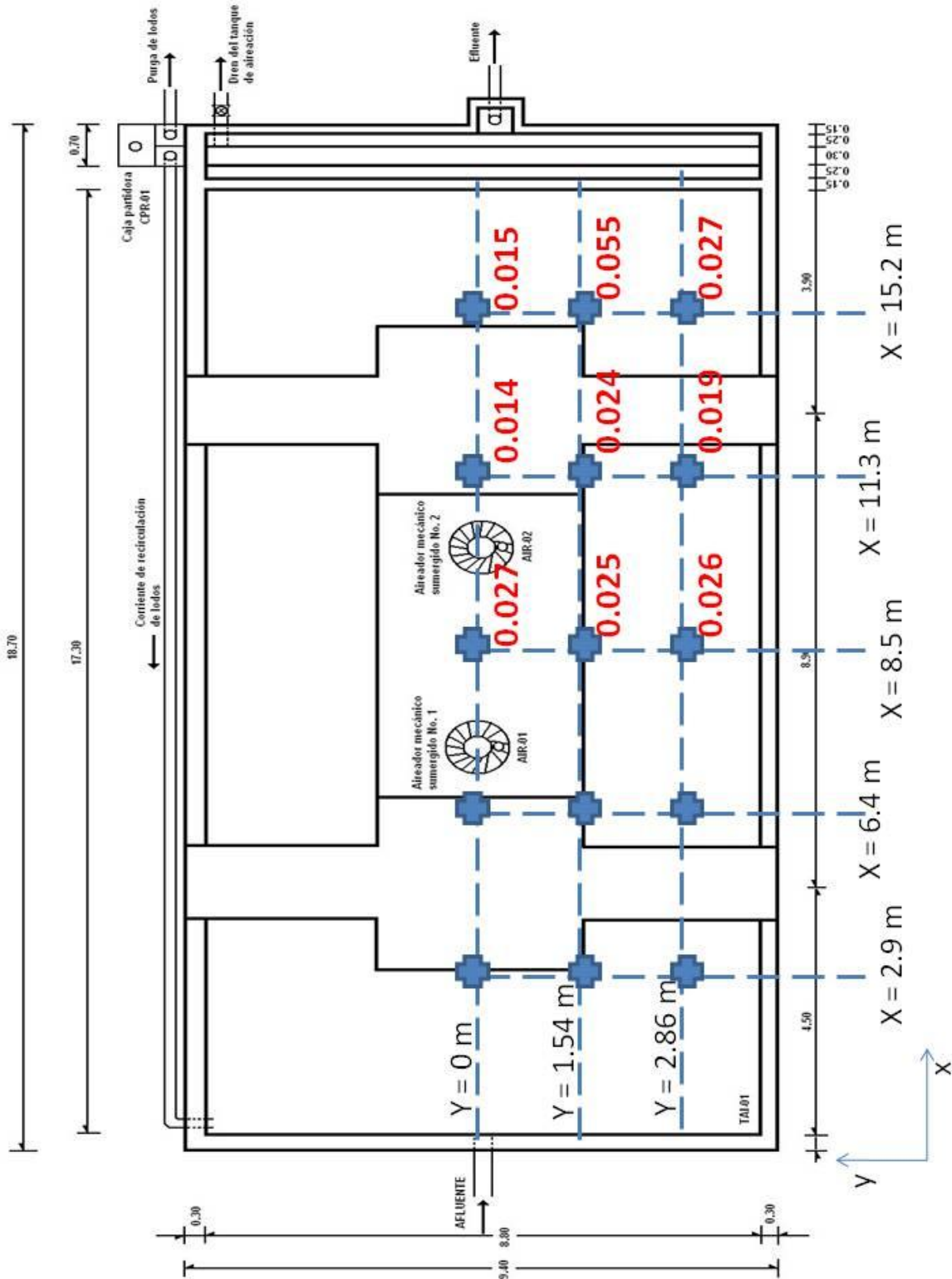


Fig. 4.3 Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua corriente a 20°C (vista de planta)

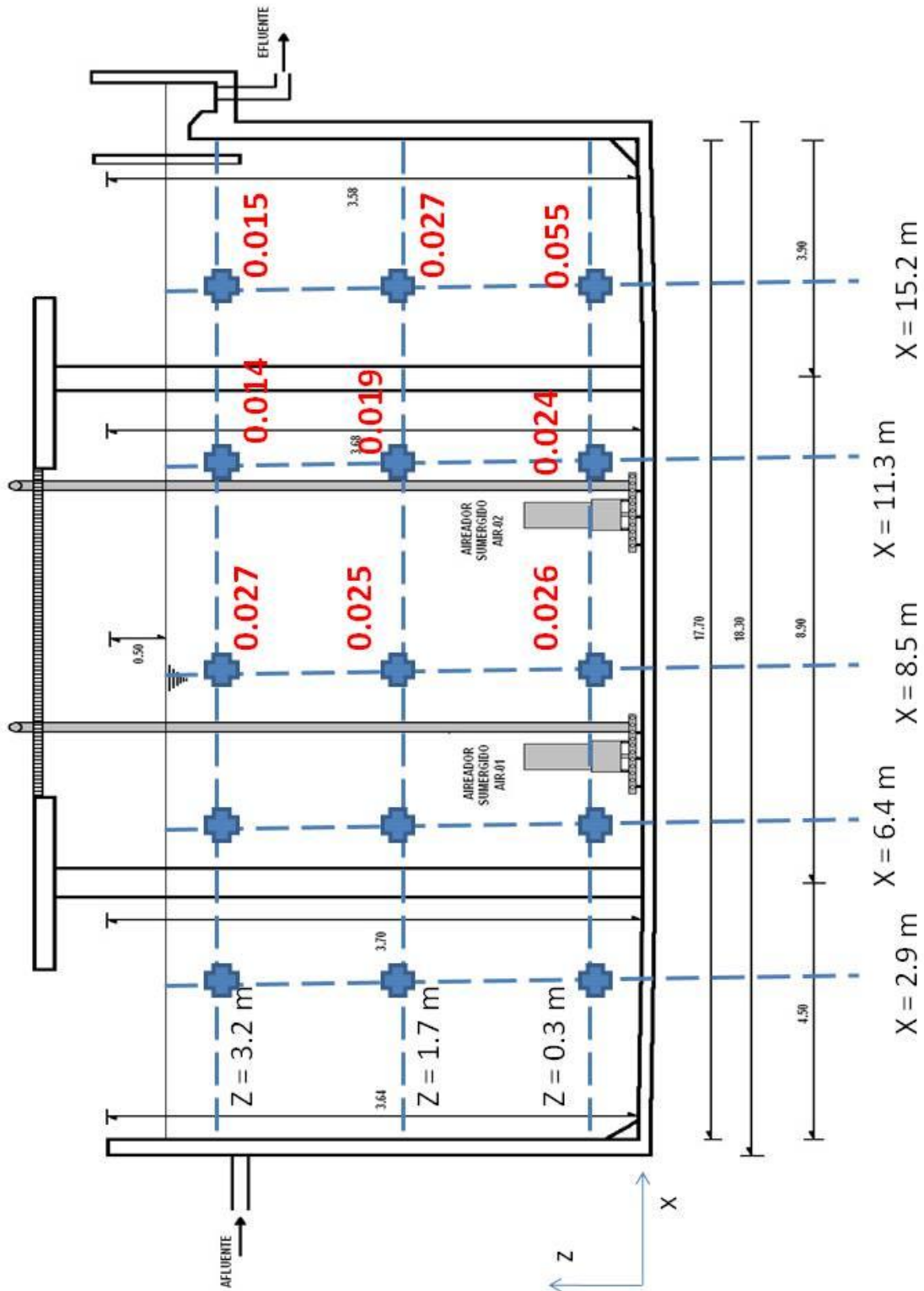


Fig. 4.4 Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua corriente a 20°C (vista de perfil)

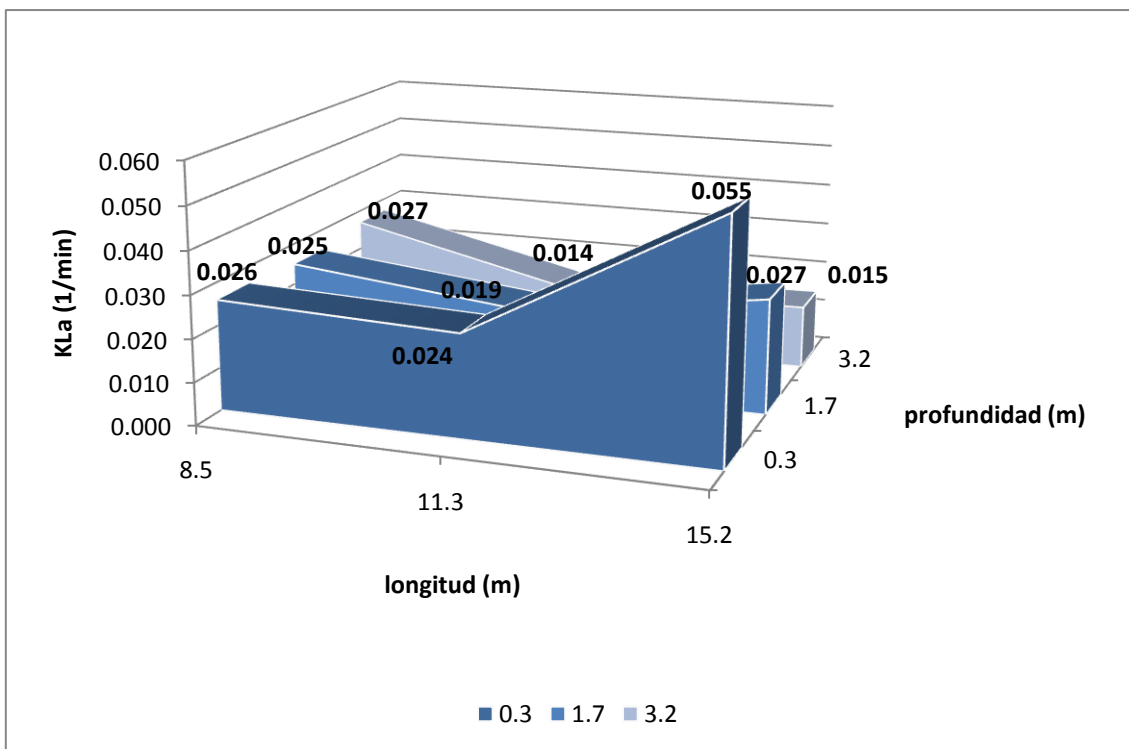
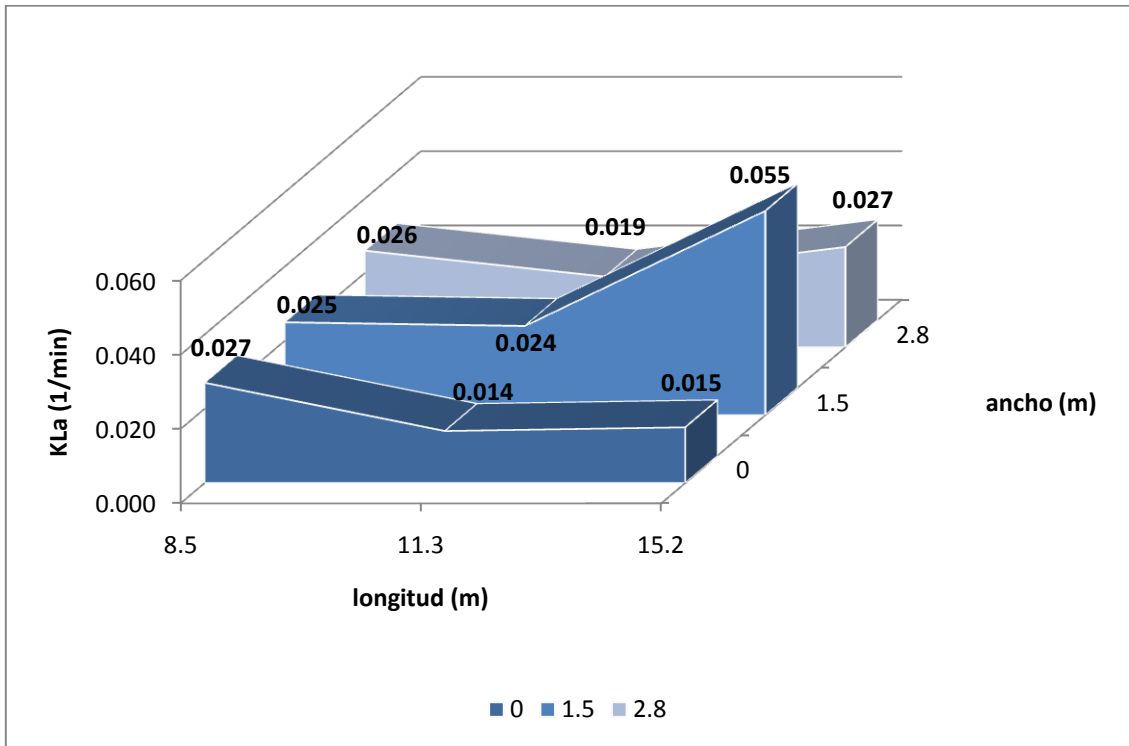


Fig. 4.5 Perfiles del coeficiente de transferencia de oxígeno en función del largo, ancho y profundidad del tanque

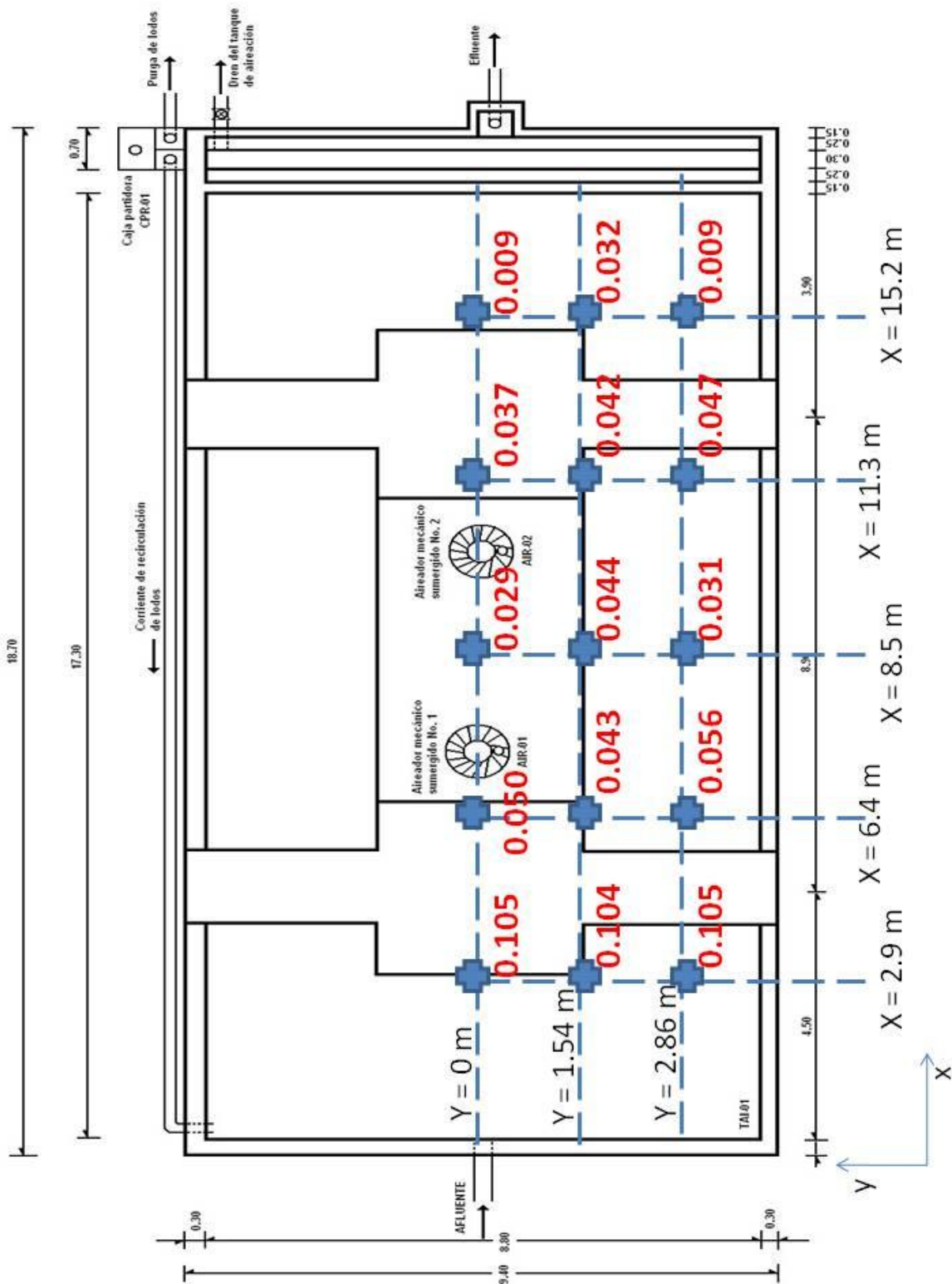


Fig. 4.6 Localización y valores obtenidos de K_La (min^{-1}) para agua residual cruda a 20°C (vista de planta)

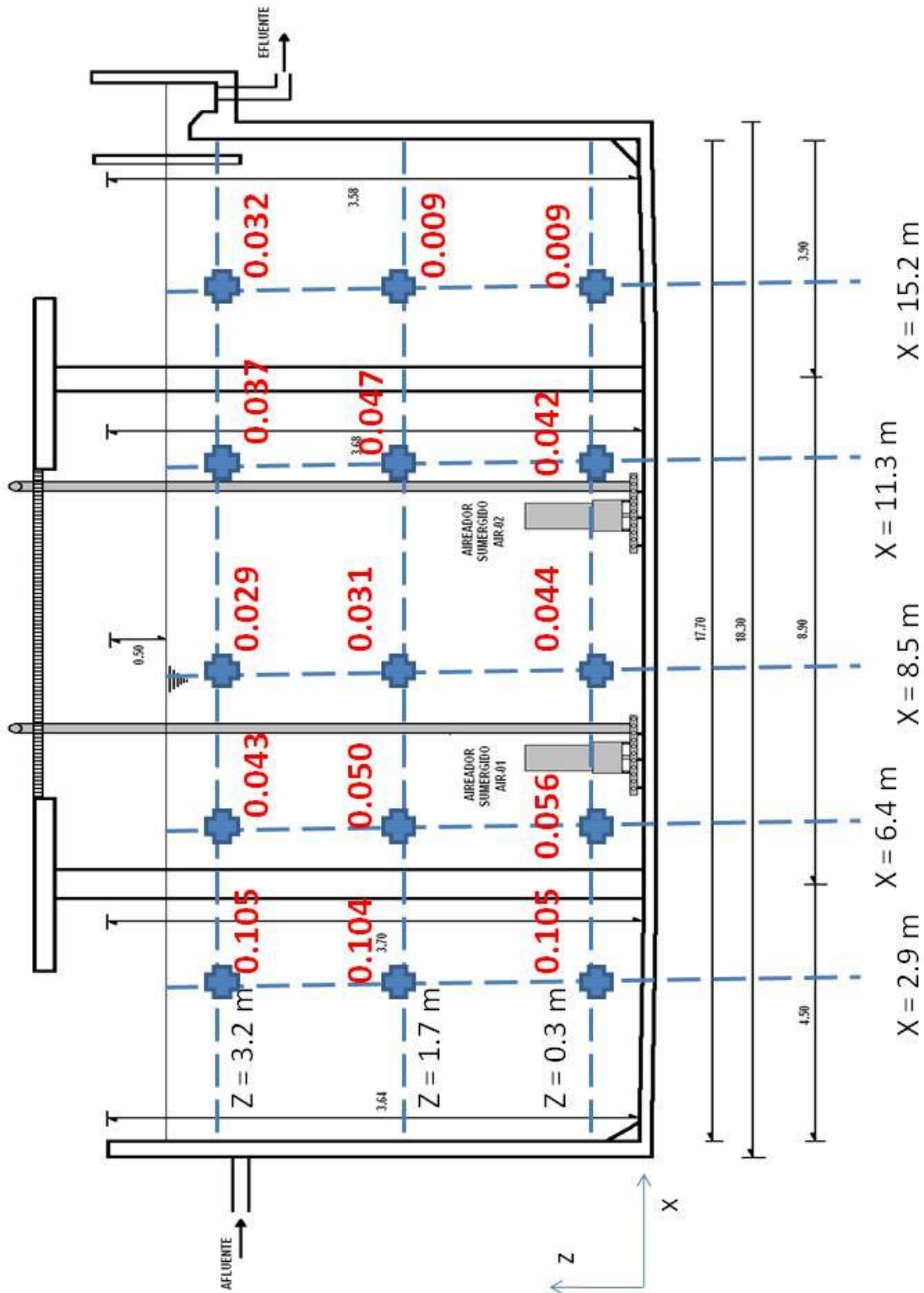


Fig. 4.7 Localización y valores obtenidos de K_{La} (min^{-1}) para agua residual cruda a 20°C (vista de perfil)

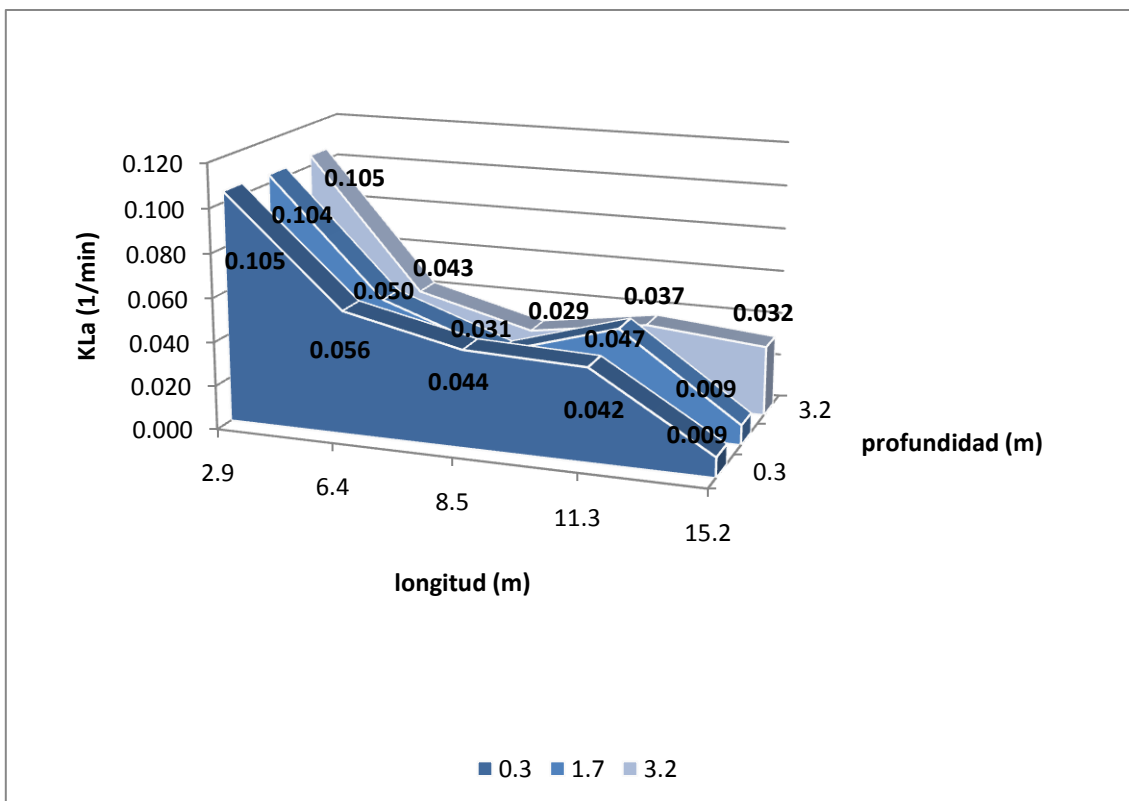
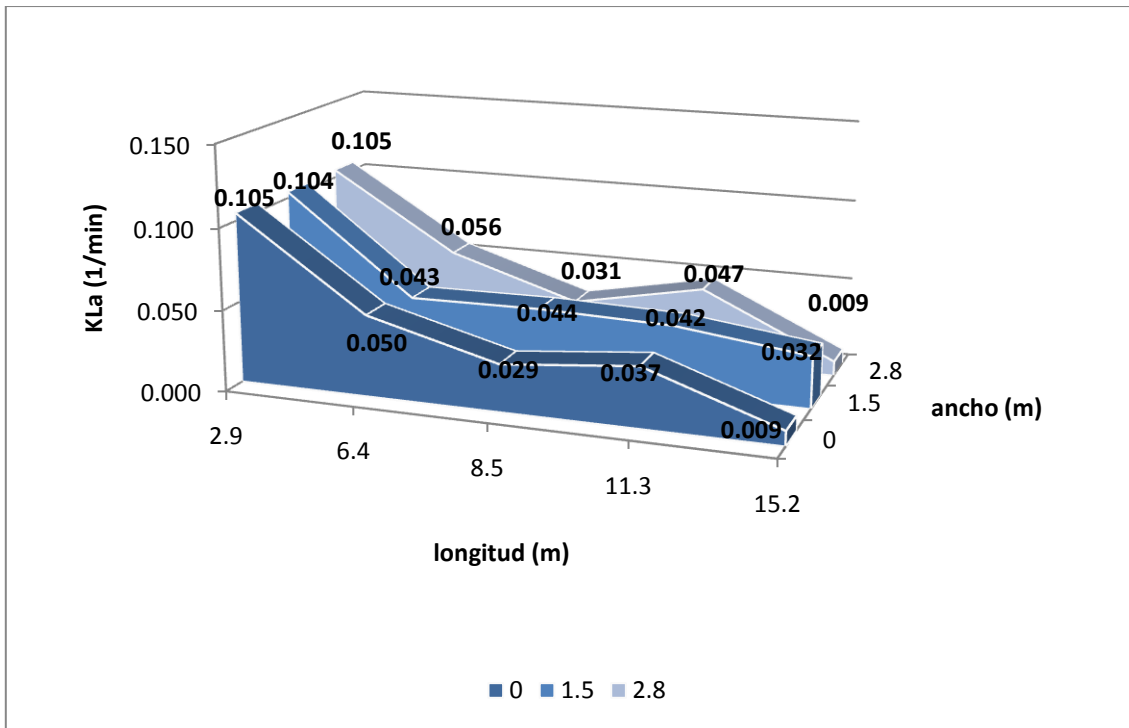


Fig. 4.8 Perfiles del coeficiente de transferencia de oxígeno para agua residual cruda en función del largo, ancho y profundidad del tanque

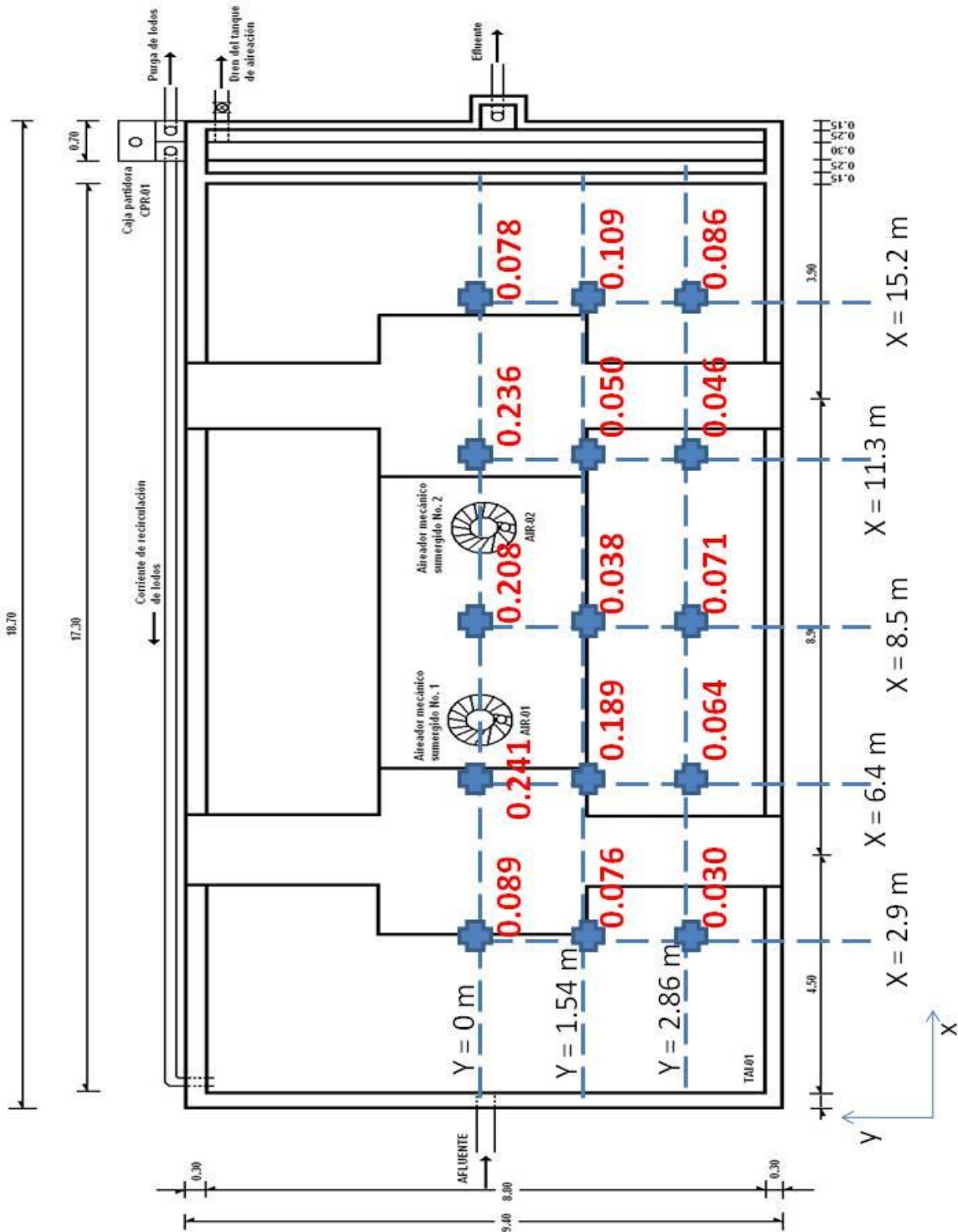


Fig. 4.9 Localización y valores de OD (mg/L) en el tanque de aireación estabilizado el sistema de lodos activados (vista de planta)

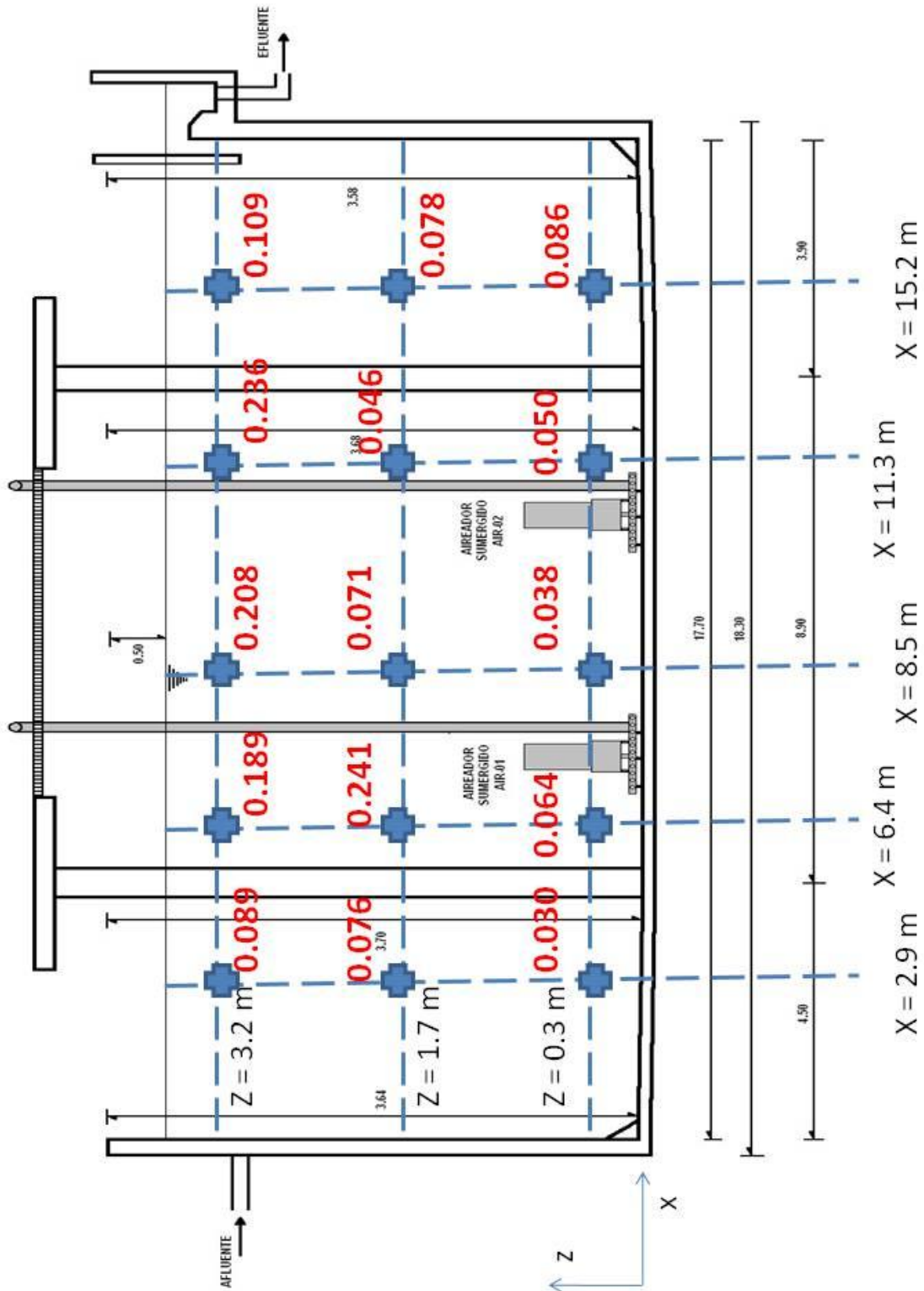


Fig. 4.10 Localización y valores de OD (mg/L) en el tanque de aireación estabilizado el sistema de lodos activados (vista de perfil)

4.4 Etapa dos: Tiempo de residencia hidráulico (PTAR-CU)

La primera fase de esta etapa fue verificar el comportamiento de la conductividad en un proceso con biomasa floculada del tanque de aireación. Se tomaron muestras de 1 L de agua residual y se agregó el electrolito (NaCl) en porciones de 5 g, se agitaba para disolver la sal y se medía la conductividad. Los datos se reportan en la Tabla 4.14.

4.14 Comportamiento del agua residual del tanque de aireación con respecto a la conductividad

Electrolito (g)	$\kappa 1$ (mS/cm)	$\kappa 2$ (mS/cm)	$\kappa 3$ (mS/cm)	κ_m (mS/cm)	σ^2	M (mol/L)
0	1.07	0.54	0.53	0.713	0.31	0.00
10	11.96	8.97	7.15	9.360	2.43	0.17
20	25.33	15.39	14.77	18.497	5.93	0.34
30	39.75	23.67	21.14	28.187	10.09	0.51
40	54.1	29.23	28.01	37.113	14.72	0.68
50	65.6	35.66	34.88	45.380	17.51	0.86
60	72.1	39.79	39.96	50.617	18.61	1.03

El resultado de esta etapa de experimentación se observa en la Fig. 4.11 donde la conductividad, provocada por disolución del electrolito agregado, se comporta de manera lineal en el agua residual y se pudo predecir el comportamiento de ésta para realizar el experimento en la PTAR-CU. Se obtuvo la siguiente relación de cantidades posibles para hacer el experimento (Tabla 4.15).

4.15 Relación de posibles cantidades de electrolito para usar en el experimento de la PTAR-CU

M (mol/l)	V_{op} (L)	m (kg)	κ (mS/cm) esperada
0.017	468,000	464.95	2.22
0.0017	468,000	46.49	1.46
0.00073	468,000	19.97	1.41
0.00109	468,000	29.81	1.42
0.00146	468,000	39.93	1.44

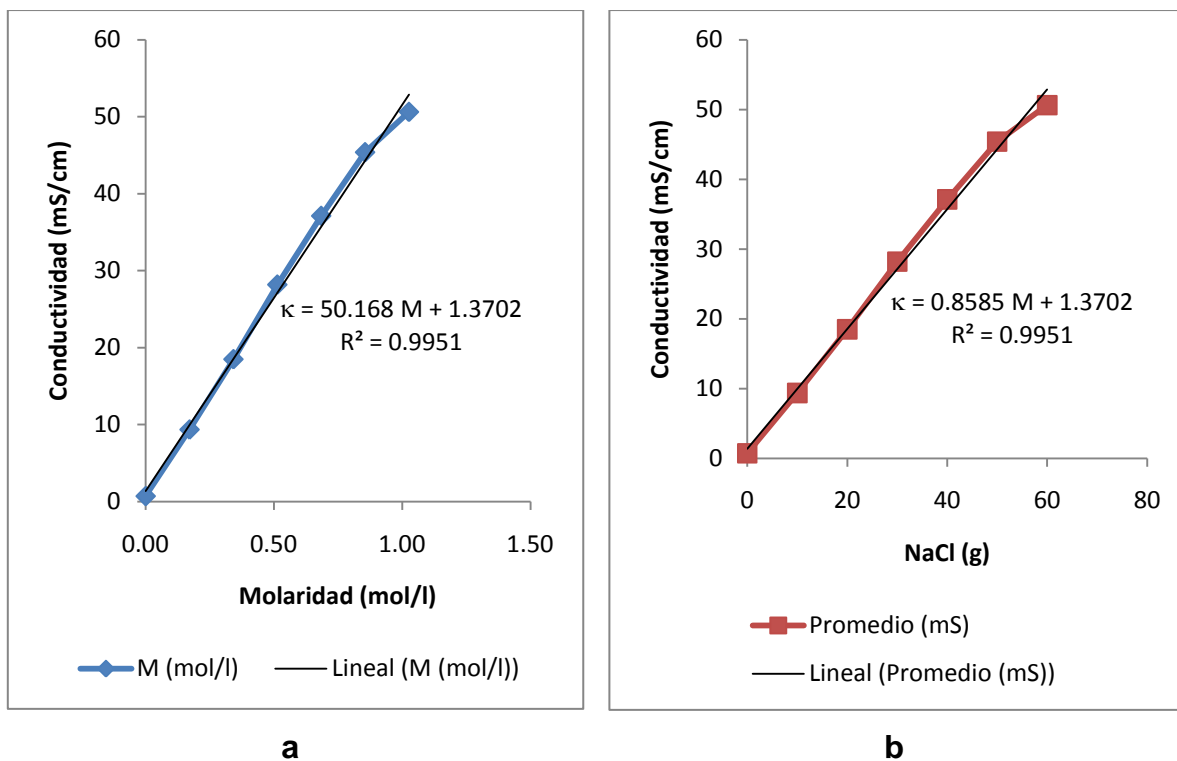


Fig. 4.11 Comportamiento de la conductividad del electrolito en agua residual con biomasa: a) Molaridad; y b) Masa del electrolito

Un comportamiento que se pudo observar mientras se hizo esta primera fase fue que al agregar mayor cantidad de electrolito al agua residual la biomasa contenida en la muestra sufrió un esponjamiento y con 40 g de electrolito por litro de solución la biomasa estaba flotando completamente, como se observa en la Fig. 4.12.

Se optó por agregar 30 kg del electrolito al influente del tanque de aireación de lodos activados para determinar el tiempo de residencia hidráulico. Se esperaba una lectura de la conductividad máxima (κ) aproximada de 1.42 mS/cm.

En la tabla 4.16 se observa el tiempo de residencia hidráulico teórico (TRH_i) reportado por García (2007) y su cálculo con respecto a la variación en el flujo del influente.

Tabla 4.16 TRH reportado para el tanque de aireación del sistema de lodos activados

Variable (unidad)	Valor	Variable (unidad)	$Q_i = 8.41 \text{ L/s}$	$Q_i = 10.15 \text{ L/s}$
TRH_t (h)	10.3*	TRH_t (seg)	40625	33699
V_{op} (L)	468000	TRH_t (min)	677.1	561.1
r (%)	37	TRH_t (h)	11.3	9.3

*García (2007)



a



b



c



d

Fig. 4.12 Agua residual con biomasa: a) sin electrolito; b) 15 g de electrolito; c) 30 g de electrolito, y; d) 40 g de electrolito

La Fig. 4.13 muestra la conductividad medida en el efluente del tanque de aireación de lodos activados con respecto al tiempo (a), y; normalizando la función de conductividad se obtuvo la función $E(t)$ vs tiempo (b).

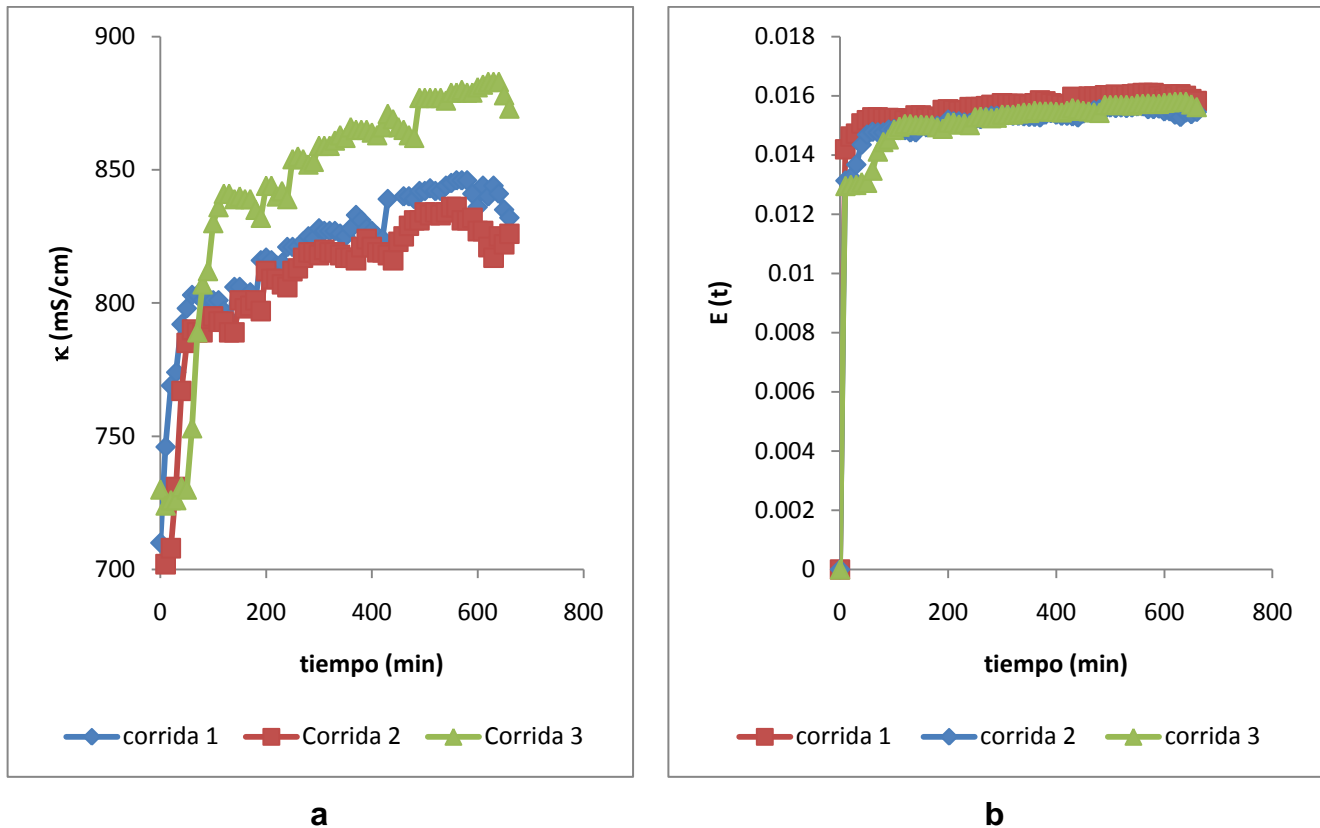


Fig. 4.13 Comportamiento del electrolito: a) Conductividad (mS/cm) vs tiempo, y; b) Distribución normalizada $E(t)$ vs tiempo

Se puede observar en las gráficas anteriores que no hay un comportamiento de una distribución tipo gaussiano (a). Esto se confirma al momento de hacer la normalización de dichas curvas (b) en la cual se aprecia una tendencia a lo lineal en cierto valor (0.15).

Los datos del tiempo de retención hidráulica (t_m) son presentados en la Tabla 4.17, para su comparación contra el tiempo de retención hidráulico teórico (TRH_t).

Tabla 4.17 Determinación del tiempo de retención hidráulico para el tanque de aireación del sistema con lodos activados de la PTAR-CU

Corrida*	C*dt	E (t)	t _m (min)	σ^2	σ	σ^2/t_m^2
1	525780	1	355.37	12109222.52	3479.83	95.8862
2	534530	1	337.23	11712706.86	3422.38	102.9933
3	558800	1	340.02	11840400.91	3440.99	102.4146

*ANEXO II Tabla B-9

Con los datos obtenidos para el tiempo de retención hidráulico experimental (t_m) y comparándolos con el tiempo de retención hidráulico teórico (TRH_t) varían, de 217 a 333 minutos. Se observa que los valores experimentales son menores (344 minutos en promedio) del tiempo de retención hidráulico teórico (618 min); por lo que, el método de conductividad utilizado, posiblemente, perdió la sensibilidad esperada con la presencia del licor mezclado presente en el tanque de aireación de lodos activados. Sin embargo, el valor de σ_θ^2 está lejano al valor de cero y se podría pensar en un mezclado tipo mezcla completa.

5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el presente trabajo se evaluó el coeficiente de transferencia de oxígeno (K_{La}) en dos niveles, laboratorio y PTAR-CU. También se evaluó el tiempo de retención hidráulico; se obtuvo las siguientes conclusiones:

- En ambos tanques se tuvo un N_{Re} similar. Esto significa que se pudo comparar los resultados entre ambos tanques utilizados en el desarrollo del presente trabajo.
- El coeficiente de transferencia de oxígeno que se determinó en la etapa de laboratorio es mayor que el determinado en la PTAR-CU, posiblemente por las condiciones de operación a las que se sometió el sistema piloto. Debido a la falta de deflectores no se llegó a un máximo coeficiente global de transferencia de oxígeno; es decir, se trabajó bajo régimen de transición (proporcionado por la agitación mecánica) y no se alcanzó el régimen turbulento.
- A nivel laboratorio, los valores obtenidos del factor α , en su mayoría, corresponden a lo mencionado en la literatura. Dicho factor, en condiciones de operación con un flujo de aire bajo tiende a aumentar su valor, posiblemente, a causa de los surfactantes disueltos presentes en el agua residual y un grado de agitación alto.
- Para la etapa experimental, PTAR-CU, la determinación del K_{La} se realizó sin muchas referencias relacionadas con el equipo de aireación como el flujo de aire ingresado al sistema, eficiencia real de las turbinas sumergidas, velocidad de las turbinas, etc. Debido a esta falta de información sobre el sistema de

aireación, instalado desde hace poco más de diez años, fue difícil profundizar más en el tema.

- El grado de agitación, potencia y el flujo de aire proporcionado por el sistema de aireación actual no son suficientes para romper las burbujas, aumentar el área de la interfase líquido – gas y transportarlas en todo el tanque.
- El cambio de volumen entre los dos tanques utilizados es grande; a medida que se disminuye el tamaño de los reactores los resultados se inclinan hacia un comportamiento ideal.
- A ciertas condiciones de operación el tanque piloto se pueden aproximar al tanque de aireación de la PTAR-CU con respecto en los valores obtenidos del factor de corrección α , un bajo flujo de aire ingresado y alto grado de agitación se presentan valores similares para dicho factor α .
- Otro de los objetivos era comparar el tipo de mezclado a través del tiempo de retención hidráulico de los tanques, los cuales, resultaron diferentes. Es decir, a nivel laboratorio el tanque utilizado presentó un mezclado tipo flujo pistón y el determinado en el tanque de aireación de la PTAR-CU, su mezclado, es tipo mezcla completa.
- El tiempo de retención hidráulico determinado, en el tanque de aireación de la PTAR-CU, es menor a comparación del teórico. Es decir, la biomasa del tanque absorbió el electrolito agregado durante el experimento como sucedió con el esponjamiento del lodo. Por lo que habría sido adecuado determinar dicho tiempo utilizando agua corriente.

BIBLIOGRAFÍA

- Atkins (1991). Fisicoquímica. Edit. Addison – Wesley. USA 782 – 792.
- Carbajal de N (2007). Transferencia de oxígeno en fluidos modelo y caldos de fermentación. Tesis de Doctorado. UNAM, México D.F. México.
- Cordovés M (2002). Análisis del comportamiento hidrodinámico de un clarificador de licores azucarados. Instituto Superior Politécnico “José Antonio Echeverría”, Tecnología Química Vol. XXII, No. 2. 5 – 12. <http://www.uo.edu.cu/ojs/index.php/tq/article/viewFile/1982/1535>.
28 – agosto – 2010. 22:00 hrs.
- Chora H (2001). Transferencia de masa gas – líquido y consumo de potencia en fluidos newtonianos agitados con un impulsor mixto turbinas de disco y hojas planas rectas – listón helicoidal. Tesis de licenciatura. UNAM, Cuautlán Izcalli, Edo. De México.
- Eckenfelder WW (1995). Activated sludge treatment of industrial wastewater. Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster, Pennsylvania, USA
- EPA (1989). Design Manual. Fine pore aeration systems. EPA/625(1-89/023. Environmental Protection Agency. USA
- García JH (2007). Evaluación diagnóstica de la Planta de Tratamiento de aguas residuales de cerro del agua. Dirección General de Obras y Conservación, UNAM. 1: 3, 4, 6, 22, 23 y 32.
- Geankopolis CJ (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias. Edit. CECSA 3ª edición. 3: 162 – 165.

- González Martínez, 1982. Planta para tratamiento de aguas de desecho de la Ciudad Universitaria: Descripción del estado actual. Instituto de Ingeniería, UNAM.
- Gujer W (2008) Systems analysis for water technology. Edit. Springer – Verlag. Alemania. 7: 133, 135 – 138.
- Hernández CA (2000). Transferencia de masa gas – líquido y consumo de potencia en fluidos newtonianos agitados con impulsor mixto turbina de disco y hojas planas rectas y listón helicoidal. Tesis de licenciatura. , Facultad de Estudios superiores Cuautitlan México Edo. De México.
- <http://www.inti.gov.ar/cirsoc/pdf/102/comentarios/tablasC102.pdf>. Densidad del aire respecto a la altitud. 15 – mayo – 2010 20:00 hrs.
- <http://www.thomaspumps.com>. Bomba 607CA22. 28 – noviembre – 2009 18:00 hrs.
- Junkins R (1983). The activated sludge process: Fundamentals of operation. Edit. Ann Arbor Science. USA. 2: 3 – 9.
- Levenspiel (2000). Ingeniería de las reacciones químicas. Edit. Reverte. España. 9: 277 – 303.
- Marin E (2007). Determinación experimental de la distribución de tiempos de residencia en un estanque agitado con pulpa. <http://www.metsolver.com>. 26 – noviembre – 2009 15:00 hrs.
- Masters GM (1991) Introduction to environmental engineering and science. Edit. Prentice Hall. USA.
- Metcalf & Eddy (2003). Ingeniería de la las aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización. Edit. Mc Graw Hill. Nueva York, USA.
- NMX- AA-012-SCFI-2001. Determinación de oxígeno disuelto en aguas naturales, residuales y residuales tratadas – Método de prueba.
- Nielsen J (2003). Bioreaction Engineering Principles. Edit. Kluwer Academic/Plenum Publisher. 10: 423, 424, 485.

- Perry & Green (2008). Perry's Chemical engineers' handbook. Edit. Mc Graw Hill. USA.
- Ramalho RS (1996). Tratamiento de aguas residuales. Edit. Reverté S. A. Barcelona, España.
- Reyes PH (2006). Estudio de la distribución de tiempos de residencia (DTR) para un reactor electroquímico de compartimentos separados. Revista Universidad de Caldas Enero - Diciembre. España. 7 – 21.
- Reynolds & Richards (1996) Unit Operations Processes in environmental engineering. ITP, PWS Publishing Company.
- Rodríguez CT (2004). Estudio de distribución de tiempos de residencia en un reactor biológico de lecho empacado cerámico. Ciencia e ingeniería Neogranadina. Red de Revistas Científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal. 1 – 11.
- Rubio GR (1999). Aireación en el Proceso de lodos activados. Tesis de licenciatura. UNAM, México D.F. México.
- Segura MJ (2007). Efecto de la variación de oxígeno disuelto en la velocidad específica de nitrificación de agua y agua residual enriquecida con amonio. Tesis de licenciatura. UNAM, México D.F. México.
- Treybal RE (1999). Operaciones de transferencia de masa. Edit. Mc Graw Hill, 2ª Edición. 6: 165 – 169.
- Trillo I (2004). Clean water oxygen transfer test aylesbury stw aeration system. Asesoría Técnica y Control.
- Vélez CJ (2007). Aplicabilidad del método dinámico de presión para la determinación de K_La en fluidos newtonianos en un tanque agitado. Tesis Maestría. UNAM, México D.F. México.
- Villa, J. (2000). Estudios preliminares para la localización de planta de tratamiento de aguas residuales en la zona de los GEOS en Ciudad

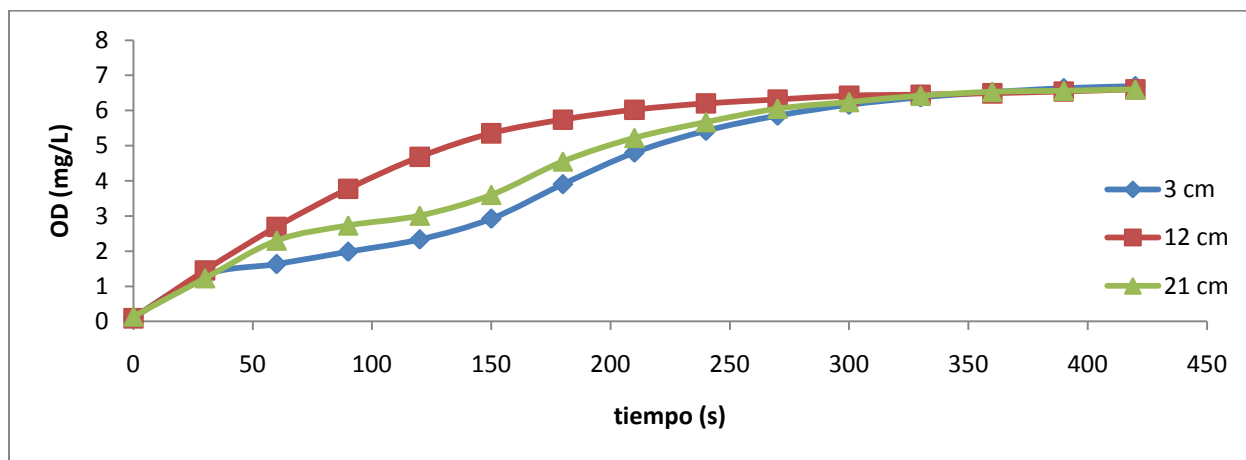
Universitaria. Tesis de Licenciatura. Facultad de Ingeniería. UNAM, México, D.F. México.

- Water Pollution Control Federation and American Society of Civil Engineers (1998). Aeration a wastewaters. Treatment Process. Manual of Practice No. FD – 13. Alexandria, Virginia. EE.UU.
- WEF Manual of Practice No. 8 (1998). Desing of municipal wastewaters treatment, 2:895:1012.
- Winkler MA (1994). Tratamiento Biológico de aguas de desecho. Edit. Limusa. España.
- Yañez F. Transfencia de oxígeno y aeración. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Perú. www.cepis.ops-oms.org/bvsacd/scan2/05862/05862-11.pdf. 18 – agosto – 2010 18:30 hrs.
- Zhen H *et al* (2003). Oxygen transfer Measurament in clean water. The journal of KMITNB.

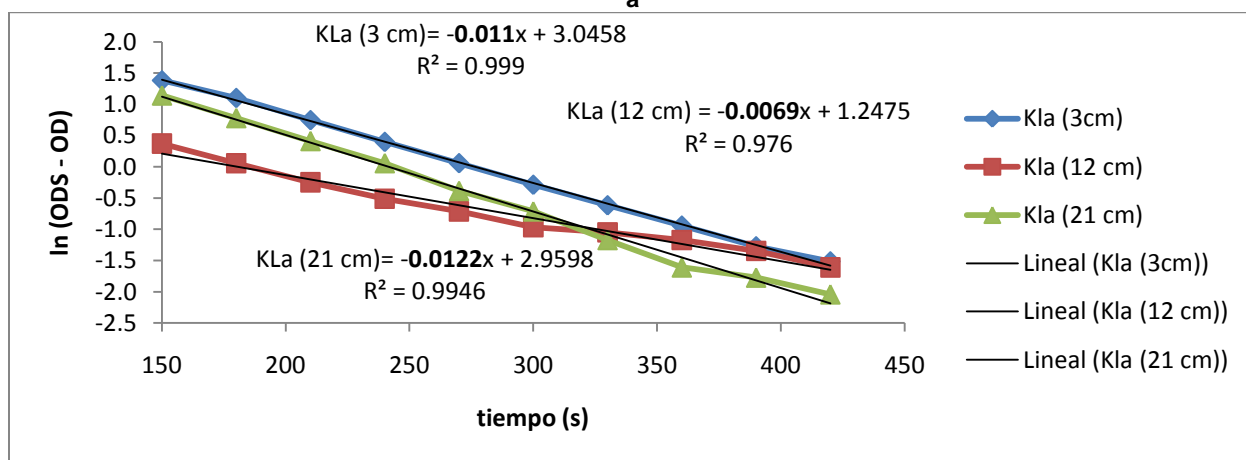
➤ $K_L a$ (agua corriente)

Tabla A-1. OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 22 L/min y 100 rpm

22 L/min aire - 4.3 L/min O ₂							
RPM	100						
Temperatura (°C)	20	20.3	20.4		20	20.3	20.4
ODs (mg/L)	6.91	6.8	6.73		6.91	6.8	6.73
H electrodo (cm)	3	12	21		3	12	21
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.12	0.09	0.14				
30	1.32	1.45	1.23	240	5.42	6.2	5.67
60	1.63	2.69	2.3	270	5.85	6.31	6.05
90	1.98	3.77	2.73	300	6.16	6.42	6.24
120	2.33	4.68	3.01	330	6.37	6.45	6.42
150	2.92	5.35	3.6	360	6.52	6.49	6.53
180	3.9	5.74	4.55	390	6.63	6.54	6.56
210	4.8	6.02	5.22	420	6.69	6.6	6.6



a

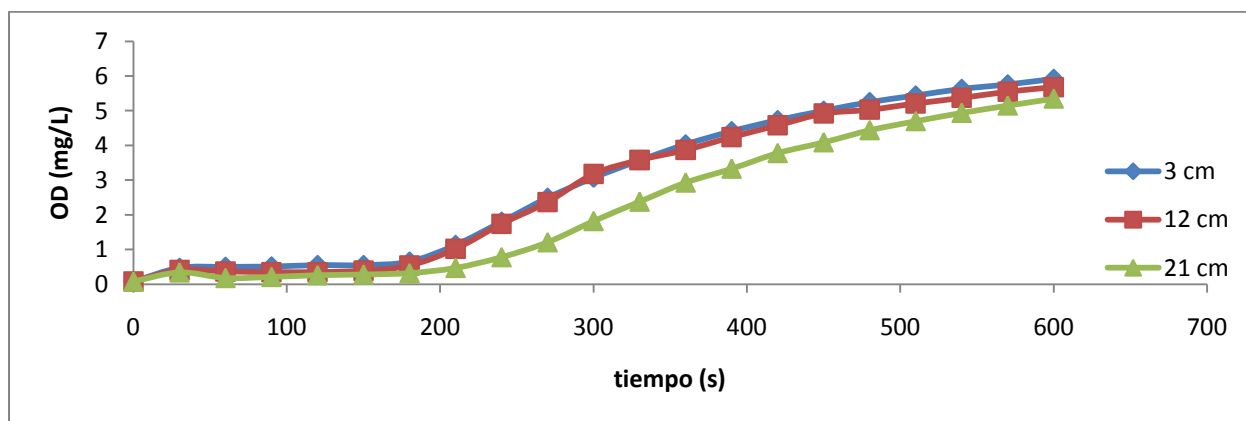


b

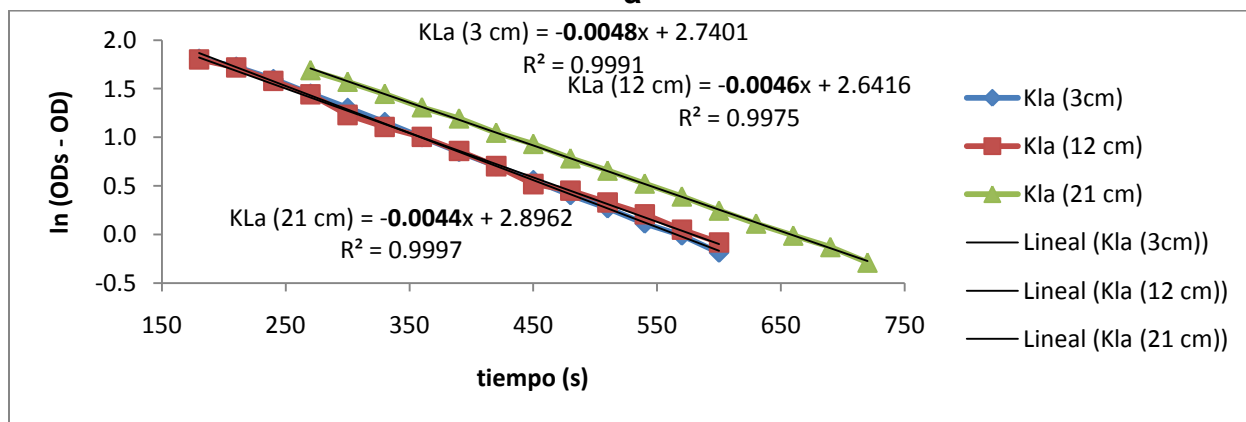
Fig.A1 Obtención de $K_L a$, flujo de aire 22 y 100 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs – OD) vs tiempo

Tabla A-2. OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 17 L/min y 100 rpm

17 L/min aire - 3.3 L/min O ₂							
RPM	100						
Temperatura (°C)	20.2	20.2	20.1		20.2	20.2	20.1
ODs (mg/L)	6.75	6.6	6.63		6.75	6.6	6.63
H electrodo (cm)	3	12	21		3	12	21
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.08	0.08	0.08				
30	0.47	0.41	0.34	330	3.57	3.58	2.38
60	0.5	0.37	0.18	360	4.03	3.87	2.93
90	0.51	0.35	0.21	390	4.41	4.24	3.33
120	0.55	0.35	0.26	420	4.73	4.58	3.78
150	0.55	0.39	0.28	450	5	4.92	4.09
180	0.65	0.54	0.32	480	5.25	5.03	4.44
210	1.13	1.02	0.47	510	5.44	5.21	4.7
240	1.8	1.74	0.78	540	5.63	5.37	4.94
270	2.49	2.37	1.21	570	5.76	5.55	5.15
300	3.07	3.18	1.82	600	5.92	5.68	5.35



a

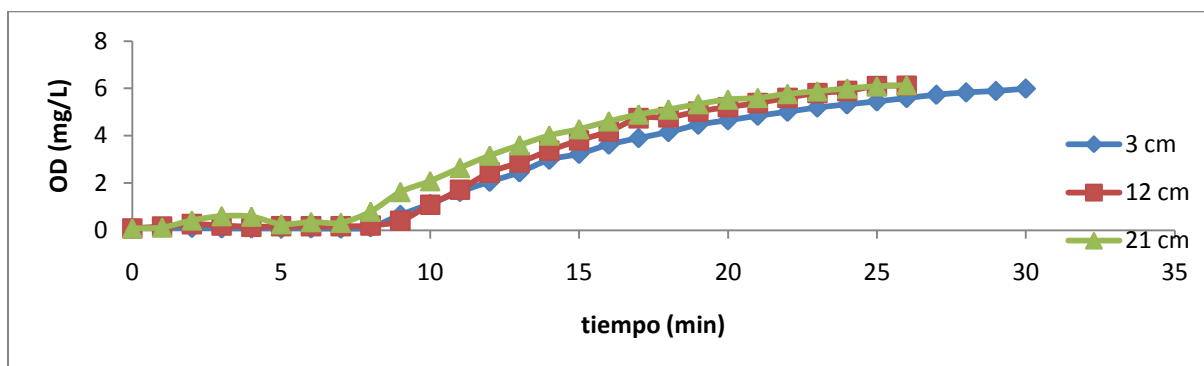


b

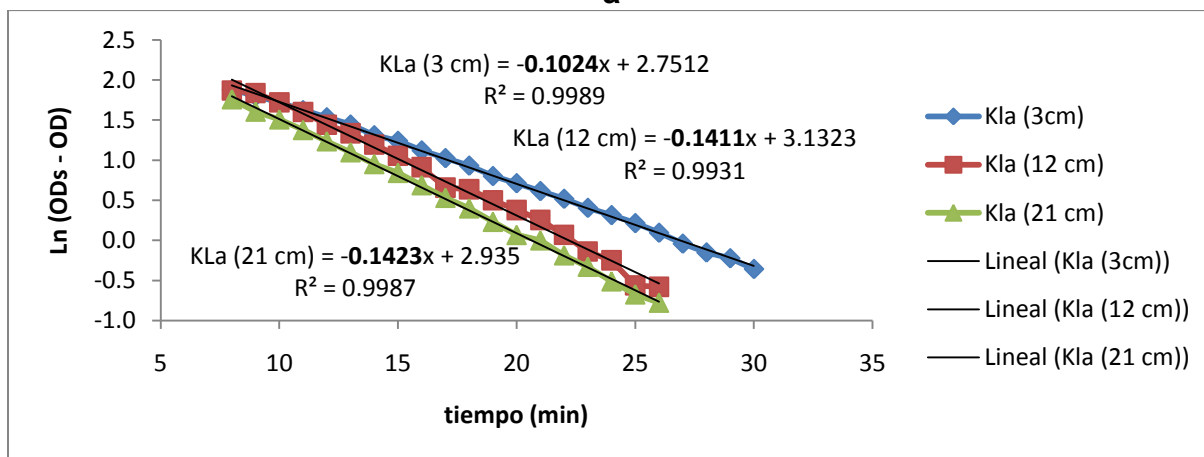
Fig. A-2 Obtención de K_{La} , flujo de aire 17 y 100 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla A-3. OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 12 L/min y 100 rpm

12 L/min aire - 2.3 L/min O ₂							
RPM	100						
Temperatura (°C)	20.6	20.6	20.7		20.6	20.6	20.7
ODs (mg/L)	6.69	6.67	6.6		6.69	6.67	6.6
H electrodo (cm)	3 cm	12 cm	21 cm		3 cm	12 cm	21 cm
t (min)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (min)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.1	0.08	0.08				
1	0.11	0.16	0.12	14	2.98	3.37	4.01
2	0.1	0.26	0.42	15	3.23	3.8	4.28
3	0.08	0.21	0.6	16	3.62	4.18	4.61
4	0.08	0.15	0.58	17	3.9	4.74	4.9
5	0.08	0.17	0.26	18	4.15	4.78	5.11
6	0.08	0.17	0.35	19	4.46	5.02	5.34
7	0.07	0.17	0.32	20	4.65	5.21	5.53
8	0.13	0.2	0.79	21	4.84	5.38	5.6
9	0.65	0.4	1.62	22	5.01	5.6	5.77
10	1.11	1.08	2.08	23	5.19	5.8	5.88
11	1.62	1.72	2.64	24	5.32	5.89	6
12	2.05	2.44	3.16	25	5.45	6.1	6.09
13	2.45	2.87	3.6	26	5.59	6.11	6.14



a

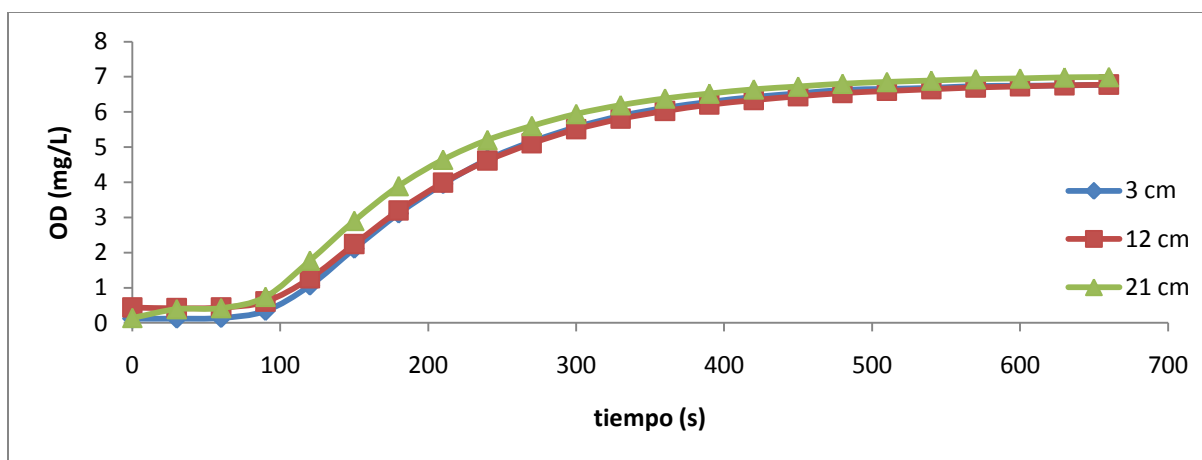


b

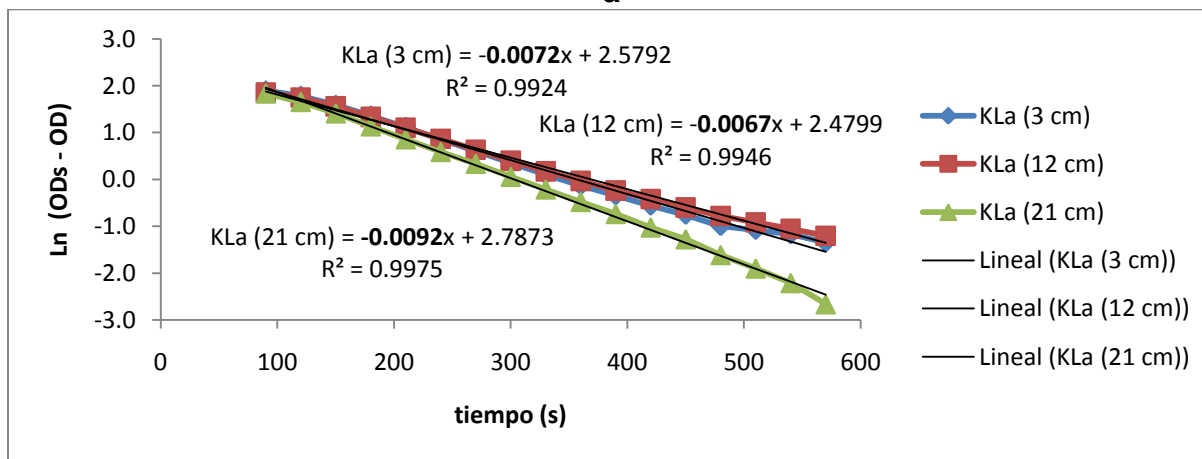
Fig. A-3 Obtención de K_{La} , flujo de aire 12 y 100 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla A-4. OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 22 L/min y 75 rpm

22 L/min aire - 4.3 L/min O ₂							
RPM	75						
ODs (mg/L)	7	7	7		7	7	7
H (cm)	3	12	21		3	12	21
T (°C)	19.4	19.4	19.4		19.4	19.4	19.4
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.12	0.44	0.14				
30	0.12	0.42	0.39	330	5.89	5.81	6.19
60	0.14	0.44	0.42	360	6.12	6.03	6.38
90	0.34	0.61	0.74	390	6.29	6.21	6.52
120	1.06	1.27	1.77	420	6.43	6.34	6.64
150	2.11	2.24	2.9	450	6.53	6.45	6.72
180	3.11	3.2	3.89	480	6.63	6.54	6.8
210	3.95	3.99	4.64	510	6.66	6.6	6.85
240	4.65	4.62	5.2	540	6.69	6.65	6.89
270	5.16	5.11	5.6	570	6.74	6.7	6.93
300	5.57	5.51	5.94	600	6.75	6.73	6.95



a

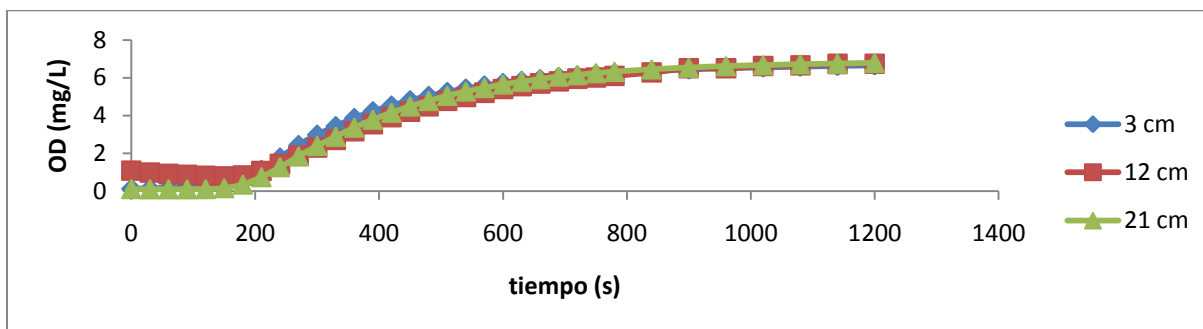


b

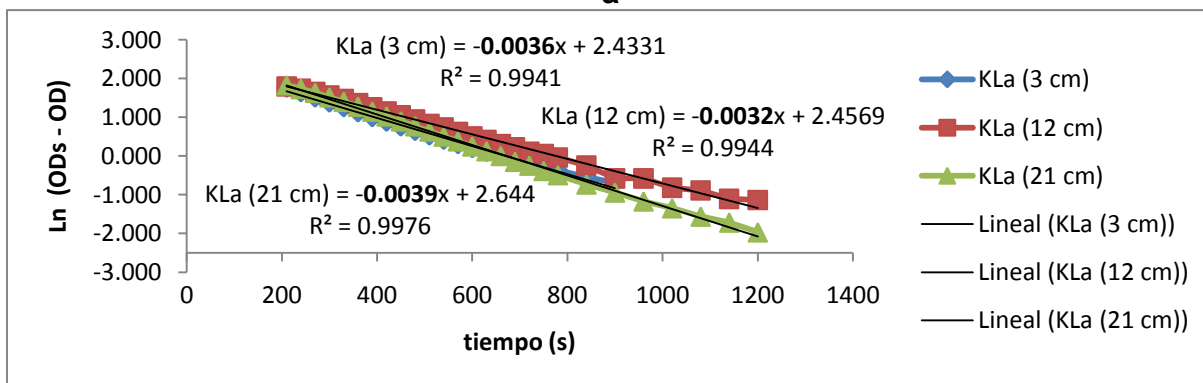
Fig. A-4 Obtención de K_La, flujo de aire 22 y 75 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla A-5. OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 17 L/min y 75 rpm

17 L/min aire - 3.3 L/min O ₂							
RPM	75						
ODs (mg/L)	6.94	7.06	6.93		6.94	7.06	6.93
H (cm)	3	12	21		3	12	21
T (°C)	19	19	19		19	19	19
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.13	1.09	0.12	510	5.25	4.78	5.05
30	0.14	0.98	0.11	540	5.43	4.98	5.28
60	0.18	0.91	0.11	570	5.59	5.21	5.47
90	0.22	0.86	0.11	600	5.72	5.4	5.65
120	0.26	0.81	0.12	630	5.83	5.55	5.8
150	0.35	0.78	0.17	660	5.93	5.7	5.93
180	0.58	0.83	0.36	690	6.04	5.81	6.07
210	1.13	1.07	0.75	720	6.11	5.95	6.15
240	1.78	1.43	1.28	750	6.18	6.01	6.25
270	2.44	1.87	1.85	780	6.25	6.1	6.32
300	2.99	2.3	2.4	840	6.36	6.28	6.45
330	3.44	2.72	2.89	900	6.44	6.5	6.54
360	3.87	3.17	3.37	960	6.51	6.5	6.62
390	4.23	3.55	3.79	1020	6.55	6.62	6.67
420	4.53	3.91	4.16	1080	6.59	6.65	6.72
450	4.81	4.21	4.49	1140	6.63	6.73	6.75
480	5.04	4.49	4.78	1200	6.66	6.74	6.79



a

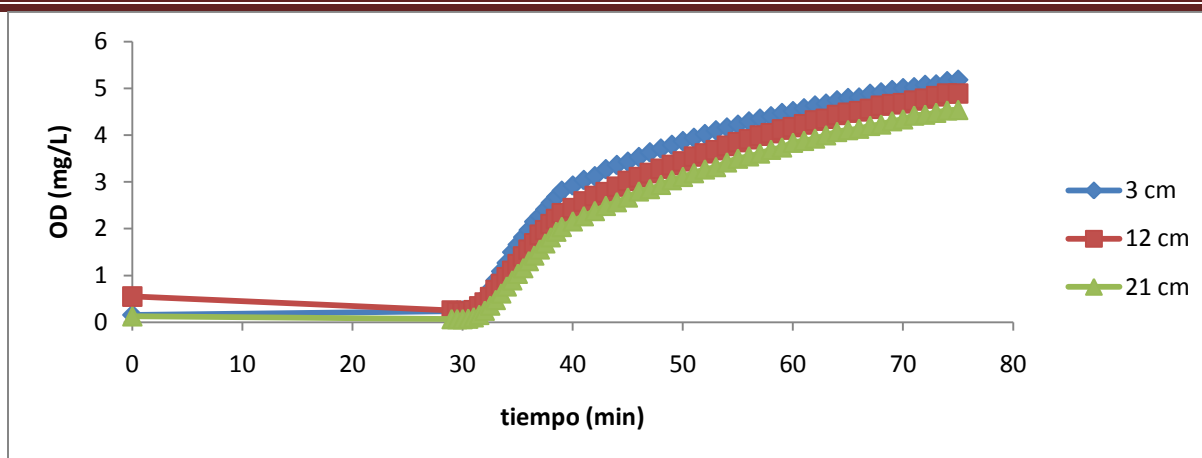


b

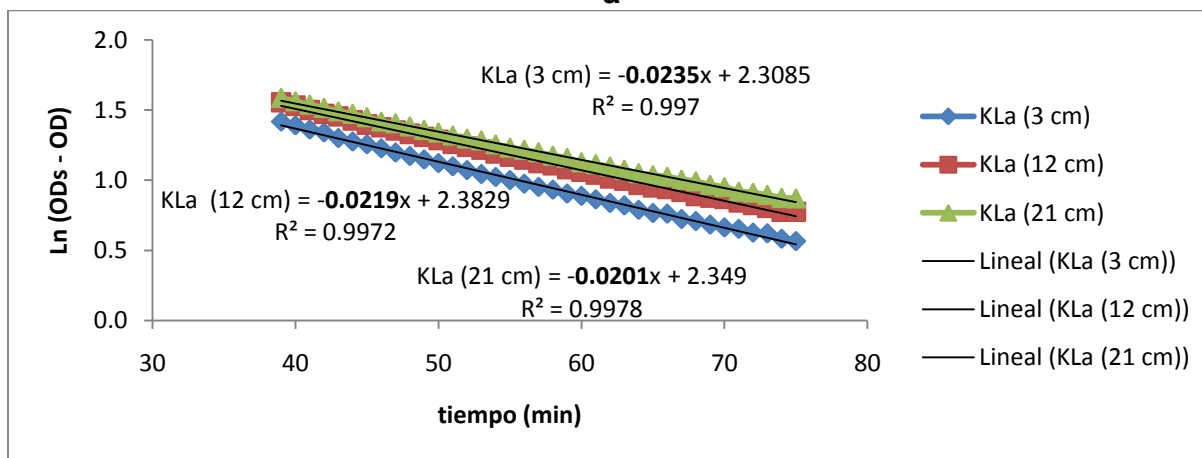
Fig. A-5 Obtención de K_{La} , flujo de aire 17 y 75 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs – OD) vs tiempo

Tabla A-6. OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 12 L/min y 75 rpm

12 L/min aire - 2.3 L/min O ₂							
RPM	75						
ODs (mg/L)	6.94	7.06	6.93		6.94	7.06	6.93
H (cm)	3	12	21		3	12	21
T (°C)	19	19	19		19	19	19
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (min)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.16	0.55	0.13	47	3.63	3.19	2.85
29	0.24	0.25	0.07	48	3.71	3.28	2.94
29.5	0.25	0.22	0.07	49	3.79	3.36	3.04
30	0.25	0.22	0.07	50	3.87	3.44	3.11
30.5	0.23	0.23	0.08	51	3.94	3.54	3.19
31	0.3	0.26	0.11	52	4.02	3.61	3.27
31.5	0.42	0.34	0.16	53	4.1	3.68	3.32
32	0.52	0.42	0.25	54	4.16	3.77	3.42
32.5	0.7	0.54	0.36	55	4.22	3.85	3.5
33	0.9	0.69	0.48	56	4.29	3.91	3.55
33.5	1.09	0.82	0.62	57	4.35	3.99	3.61
34	1.27	0.96	0.77	58	4.4	4.04	3.69
34.5	1.5	1.1	0.9	59	4.47	4.12	3.74
35	1.66	1.24	1.04	60	4.51	4.17	3.84
35.5	1.82	1.41	1.16	61	4.57	4.23	3.88
36	1.97	1.55	1.31	62	4.63	4.31	3.93
36.5	2.15	1.69	1.43	63	4.67	4.35	4
37	2.27	1.87	1.56	64	4.74	4.43	4.07
37.5	2.41	1.97	1.69	65	4.79	4.48	4.11
38	2.55	2.1	1.82	66	4.8	4.51	4.14
38.5	2.68	2.21	1.94	67	4.88	4.56	4.2
39	2.81	2.33	2.04	68	4.91	4.63	4.23
40	2.92	2.44	2.16	69	4.96	4.66	4.3
41	3.04	2.58	2.27	70	5	4.68	4.34
42	3.12	2.7	2.38	71	5.02	4.74	4.42
43	3.27	2.78	2.49	72	5.07	4.78	4.44
44	3.36	2.9	2.57	73	5.08	4.83	4.48
45	3.43	3.02	2.67	74	5.15	4.89	4.53
46	3.53	3.1	2.8	75	5.18	4.89	4.54



a

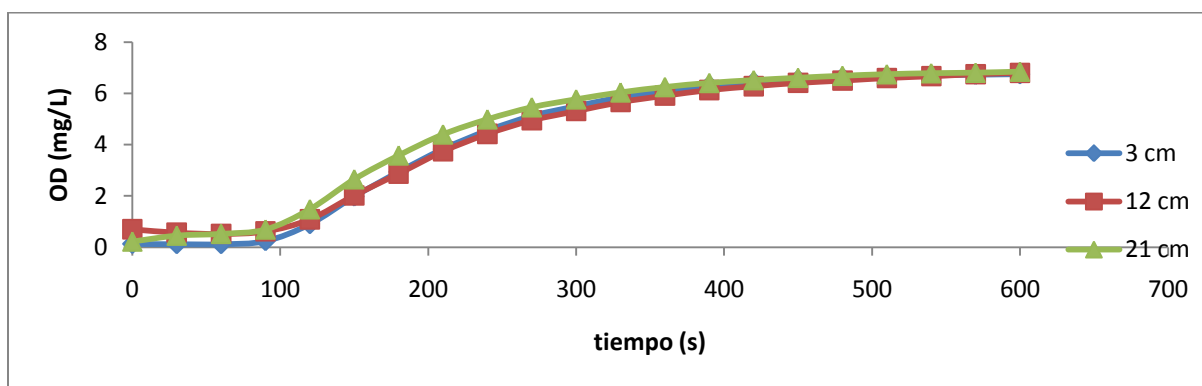


b

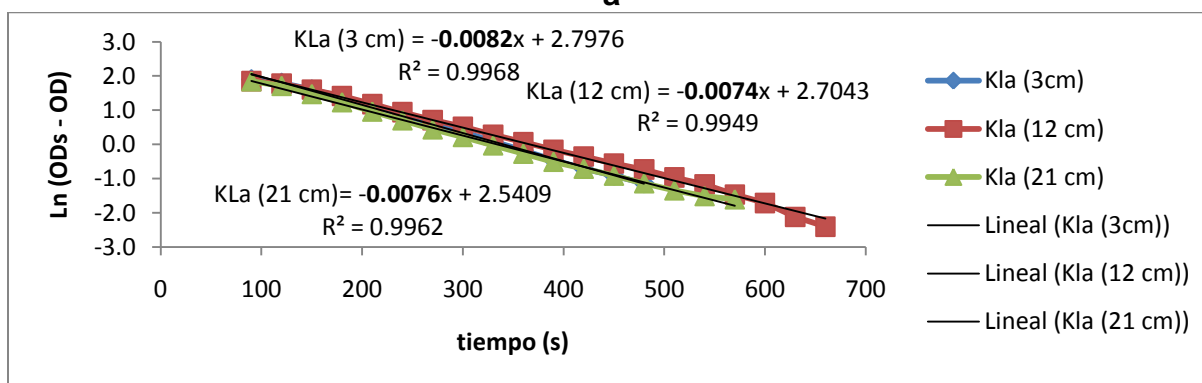
Fig. A-6 Obtención de K_La, flujo de aire 12 y 75 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla A-7 OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 22 L/min y 50 rpm

22 L/min aire - 4.3 L/min O ₂							
RPM	50						
ODs (mg/L)	6.94	6.98	7.01		6.94	6.98	7.01
H (cm)	3	12	21		3	12	21
T (°C)	19.5	19.5	19.5		19.5	19.5	19.5
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.13	0.7	0.22				
30	0.12	0.57	0.45	330	5.85	5.66	6.04
60	0.12	0.52	0.52	360	6.1	5.91	6.25
90	0.24	0.62	0.69	390	6.31	6.13	6.41
120	0.9	1.09	1.48	420	6.45	6.28	6.52
150	1.98	2.02	2.65	450	6.54	6.41	6.61
180	2.94	2.87	3.58	480	6.62	6.5	6.69
210	3.83	3.74	4.4	510	6.65	6.6	6.75
240	4.55	4.42	4.99	540	6.7	6.67	6.79
270	5.12	4.95	5.46	570	6.73	6.75	6.81
300	5.5	5.31	5.77	600	6.75	6.8	6.85



a

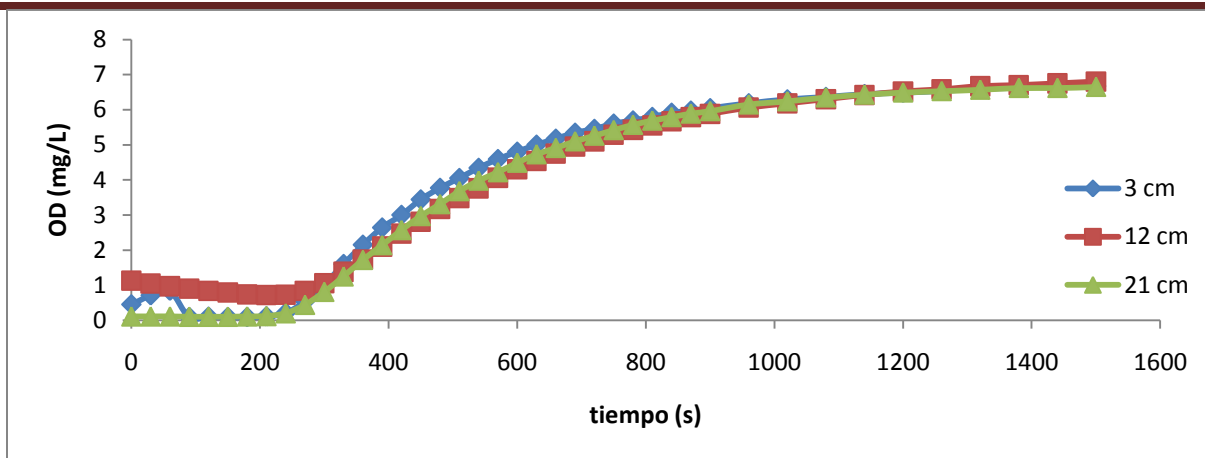


b

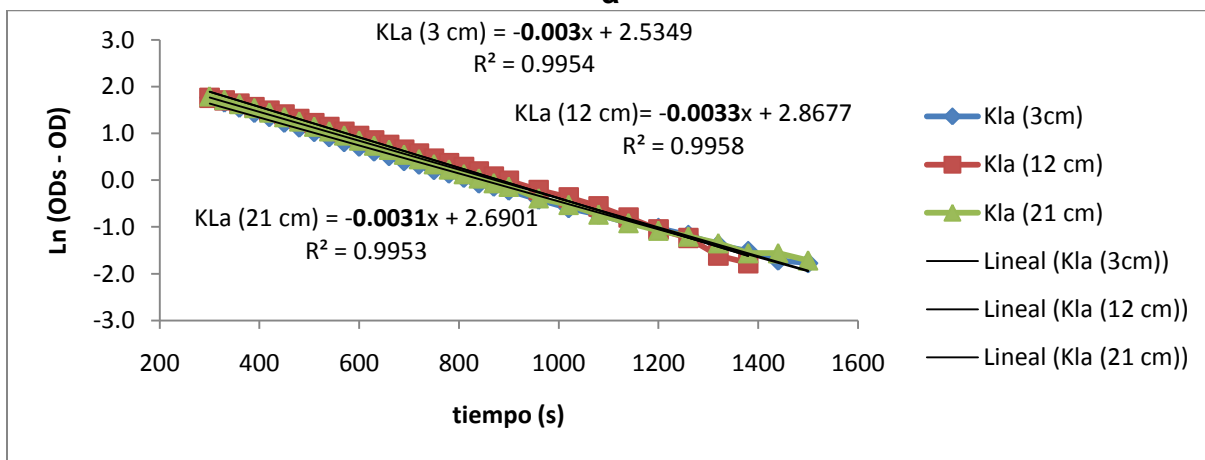
Fig. A-7 Obtención de K_{La} , flujo de aire 22 y 50 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) $\ln(OD_s - OD)$ vs tiempo

Tabla A-8 OD en agua corriente (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 17 L/min y 50 rpm

17 L/min aire - 3.3 L/min O_2							
RPM	50						
ODs (mg/L)	6.84	6.87	6.83		6.84	6.87	6.83
H (cm)	3	12	21		3	12	21
T (°C)	19.5	19.5	19.5		19.5	19.5	19.5
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	0.45	1.13	0.11	720	5.45	5.1	5.26
30	0.71	1.05	0.11	780	5.69	5.43	5.57
60	0.84	0.97	0.11	840	5.91	5.67	5.79
90	0.09	0.9	0.1	900	6.04	5.88	5.96
120	0.1	0.84	0.1	960	6.18	6.06	6.15
180	0.09	0.74	0.11	1020	6.29	6.18	6.24
240	0.21	0.73	0.2	1080	6.36	6.3	6.35
300	1.02	1.06	0.81	1140	6.44	6.42	6.43
360	2.15	1.73	1.72	1200	6.48	6.52	6.49
420	3	2.47	2.57	1260	6.53	6.58	6.53
480	3.77	3.17	3.31	1320	6.59	6.67	6.57
540	4.34	3.76	3.98	1380	6.62	6.7	6.62
600	4.8	4.3	4.49	1440	6.66	6.75	6.62
660	5.17	4.75	4.91	1500	6.67	6.8	6.65



a



b

Fig. A-8 Obtención de K_{La} , flujo de aire 17 y 50 rpm L/min: a) OD vs tiempo; b) $\ln(OD_s - OD)$ vs tiempo

➤ K_La (agua residual cruda)

Tabla A-9 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 22 L/min y 100 rpm

flujo de aire	22 L/min aire - 4.3 L/min O ₂					
RPM	100					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	6.97	6.87	7	7.01	6.92	6.83
H (cm)	3	12	21	21	3	12
T (°C)	17.9	17.8	18	18	17.9	17.9
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	3.86	4.93	3.85	2.77	3.71	3.8
30	4.98	5.34	4.78	4.76	5.18	5.26
60	5.33	5.69	5.15	5.25	5.51	5.55
90	5.58	5.91	5.43	5.53	5.72	5.78
120	5.77	5.98	5.68	5.81	5.87	5.93
150	5.93	6.13	5.85	5.95	6	6.09
180	6.08	6.21	6.02	6.14	6.13	6.21
210	6.2	6.31	6.16	6.26	6.22	6.3
240	6.28	6.36	6.29	6.38	6.32	6.39
270	6.37	6.45	6.4	6.47	6.38	6.48
300	6.46	6.5	6.49	6.56	6.43	6.54
330	6.52	6.54	6.58	6.63	6.49	6.58
360	6.58	6.59	6.65	6.7	6.52	6.66
390	6.62	6.63	6.71	6.74	6.59	6.67
420	6.66	6.67	6.76	6.78	6.62	6.71
450	6.71	6.69	6.81	6.83	6.67	6.75
480	6.72	6.72	6.84	6.86	6.7	6.78
510	6.75	6.74	6.87	6.89	6.72	6.8
540	6.77	6.76	6.9	6.92	6.76	6.84

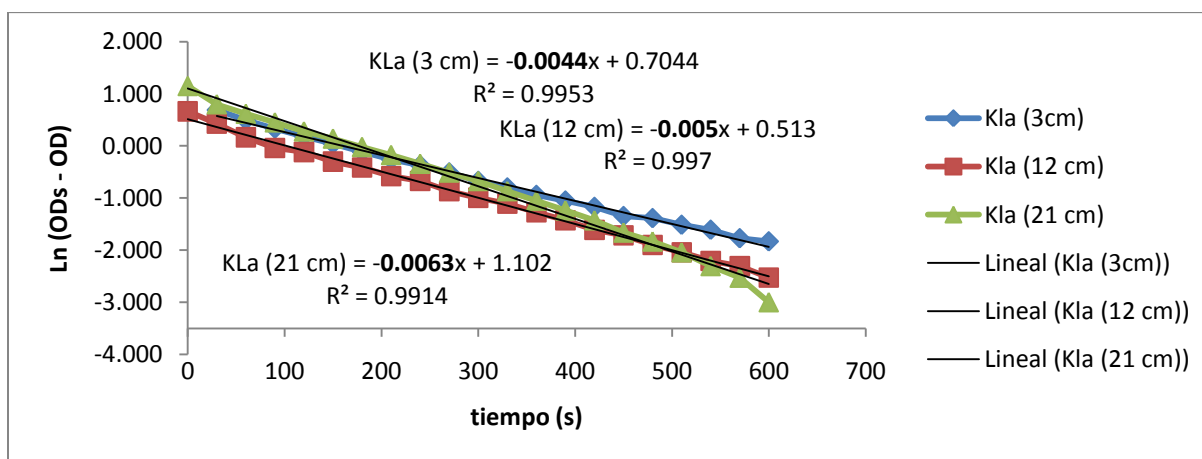


Fig. A-9 a) Obtención de K_La , flujo de aire 22 y 100 rpm

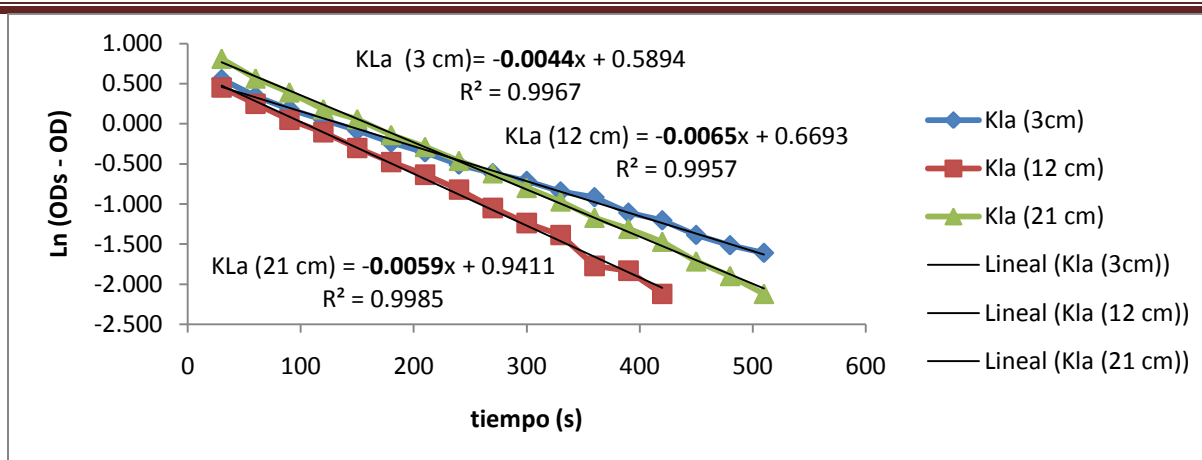
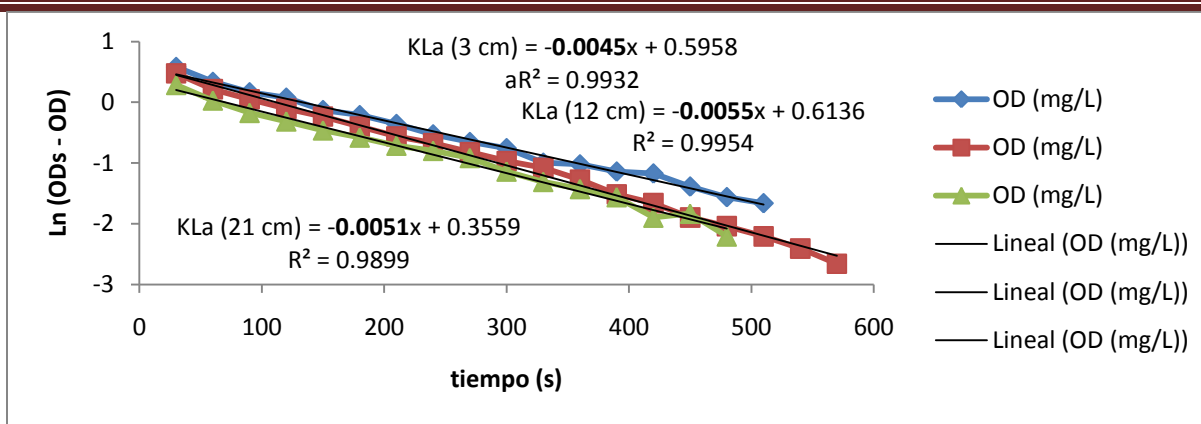
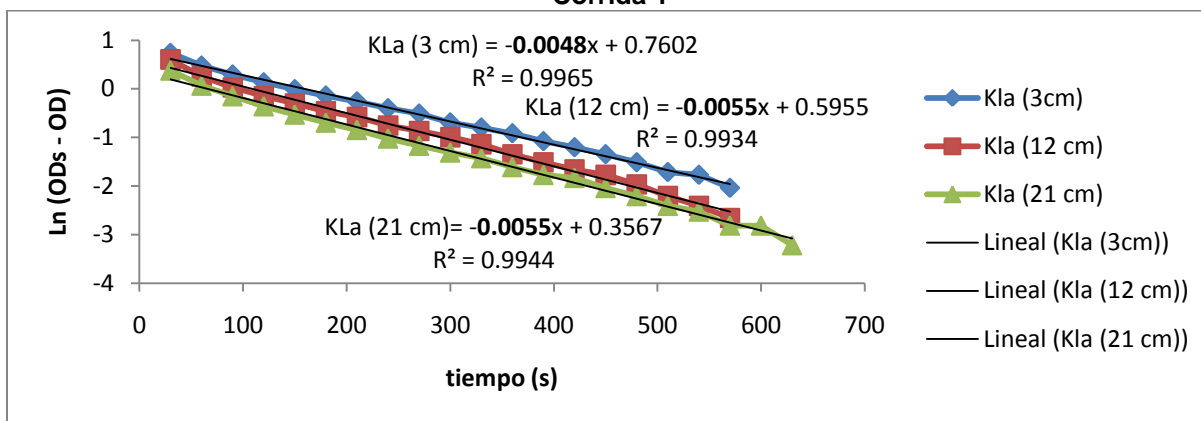
Fig. 9A b) Obtención de K_{La} , flujo de aire 22 y 100 rpm

Tabla A-10 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 17 L/min y 100 rpm

flujo de aire	17 L/min aire - 3.3 L/min O_2					
RPM	100					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	6.61	6.7	6.83	6.76	6.71	7.11
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	17.4	17.6	17.7	17.3	17.5	17.6
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	3.27	3.58	3.85	3.41	3.69	4.42
30	4.82	5.09	5.5	4.67	4.88	5.65
60	5.21	5.46	5.8	5.15	5.42	6.04
90	5.43	5.65	5.99	5.42	5.68	6.25
120	5.53	5.8	6.1	5.62	5.85	6.41
150	5.73	5.91	6.2	5.77	5.97	6.52
180	5.8	6.03	6.27	5.89	6.08	6.61
210	5.91	6.13	6.34	5.99	6.15	6.68
240	6.02	6.19	6.38	6.09	6.24	6.75
270	6.09	6.26	6.43	6.16	6.29	6.8
300	6.14	6.32	6.51	6.26	6.34	6.84
330	6.24	6.36	6.56	6.31	6.39	6.87
360	6.25	6.42	6.59	6.36	6.45	6.91
390	6.29	6.48	6.62	6.42	6.49	6.94
420	6.3	6.51	6.68	6.46	6.52	6.95
450	6.36	6.55	6.67	6.5	6.54	6.98
480	6.4	6.57	6.72	6.54	6.57	7
510	6.42	6.59	6.75	6.58	6.6	7.02
540	6.39	6.61	6.78	6.59	6.62	7.03
570	6.43	6.63	6.78	6.63	6.64	7.05
600	6.5	6.66	6.79	6.67	6.66	7.05



Corrida 1



Corrida 2

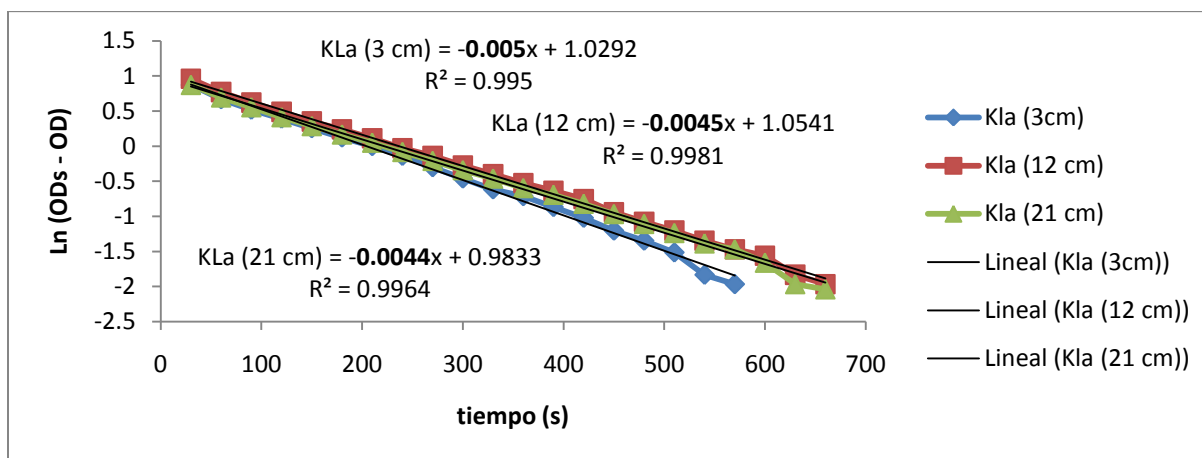
Fig. A-10 Obtención de K_{La} , flujo de aire 17 y 100 rpm

Tabla A-11 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 12 L/min y 100 rpm

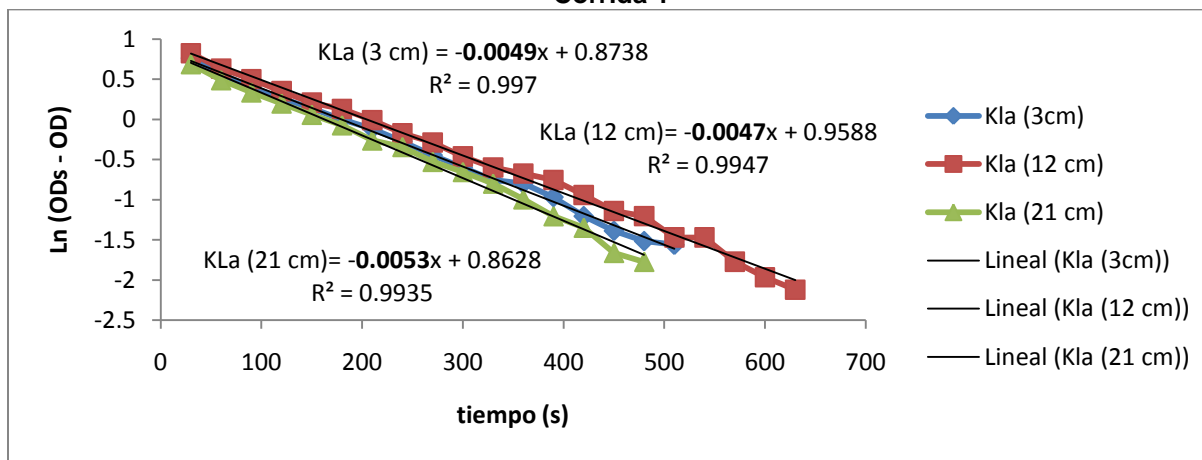
flujo de aire	12 L/min aire - 2.3 L/min O_2					
RPM	100					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	6.51	6.75	6.75	6.38	6.42	6.48
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	19	19.1	19.4	19.2	19.2	19.5
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	3.18	3.15	3.33	3.06	2.91	3.05
30	4.12	4.14	4.36	4.24	4.14	4.38
60	4.56	4.59	4.75	4.63	4.54	4.74
90	4.83	4.89	5.01	4.88	4.77	4.97
120	5.03	5.12	5.24	5.08	5	5.15
150	5.22	5.33	5.42	5.23	5.19	5.31
180	5.38	5.48	5.57	5.38	5.28	5.44
210	5.51	5.63	5.7	5.49	5.43	5.6
240	5.64	5.78	5.83	5.62	5.58	5.66
270	5.77	5.88	5.94	5.74	5.67	5.78
300	5.88	5.99	6.04	5.83	5.79	5.85
330	5.97	6.08	6.12	5.91	5.87	5.92
360	6.02	6.16	6.2	5.93	5.91	6

Tabla A-11 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 12 L/min y 100 rpm (continuación)

t (s)	Corrida 1			Corrida 2		
	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
390	6.09	6.22	6.25	6	5.95	6.07
420	6.15	6.28	6.31	6.08	6.03	6.11
450	6.21	6.36	6.37	6.13	6.1	6.18
480	6.25	6.41	6.42	6.16	6.12	6.2
510	6.29	6.45	6.46	6.17	6.19	6.25



Corrida 1

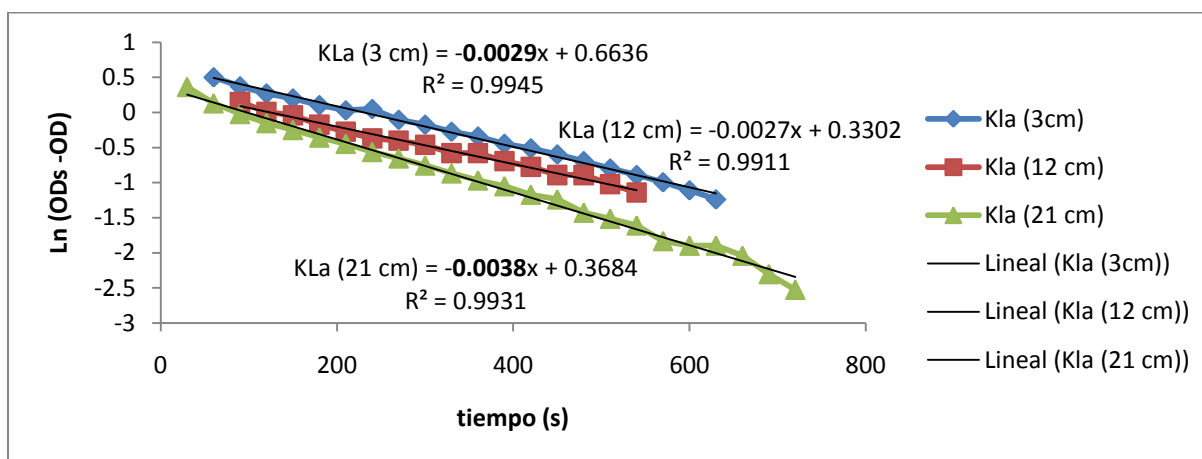


Corrida 2

Fig. A-11 Obtención de K_La , flujo de aire 12 y 100 rpm

Tabla A-12 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 22 L/min y 75 rpm

flujo de aire	22 L/min aire - 4.3 L/min O ₂					
RPM	75					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	5.29	5.76	6.16	5.03	5.36	6.21
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	16.9	17.3	17.2	17	17.4	17.1
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	2.08	2.79	3.82	2.24	3.02	2.43
30	3.22	3.99	4.72	3.37	4.06	4.55
60	3.64	4.38	5.02	3.69	4.31	5.03
90	3.84	4.6	5.18	3.84	4.47	5.19
120	3.98	4.75	5.3	3.94	4.58	5.31
150	4.07	4.8	5.38	4.02	4.63	5.41
180	4.18	4.92	5.46	4.12	4.7	5.47
210	4.26	5	5.52	4.19	4.75	5.53
240	4.24	5.07	5.59	4.26	4.8	5.6
270	4.39	5.09	5.64	4.32	4.87	5.65
300	4.45	5.13	5.69	4.38	4.86	5.7
330	4.53	5.2	5.74	4.45	4.93	5.74
360	4.58	5.2	5.78	4.5	4.93	5.79
390	4.65	5.26	5.81	4.58	5	5.82
420	4.69	5.3	5.85	4.61	5	5.86
450	4.74	5.35	5.87	4.67	5.05	5.89
480	4.79	5.35	5.92	4.72	5.07	5.92
510	4.84	5.4	5.94	4.76	5.1	5.95
540	4.88	5.44	5.96	4.81	5.12	5.97
570	4.92	5.39	6	4.85	5.12	6.02
600	4.96	5.46	6.01	4.88	5.18	6.02

Fig. A-12 a) Obtención de K_{La} , flujo de aire 22 y 75 rpm

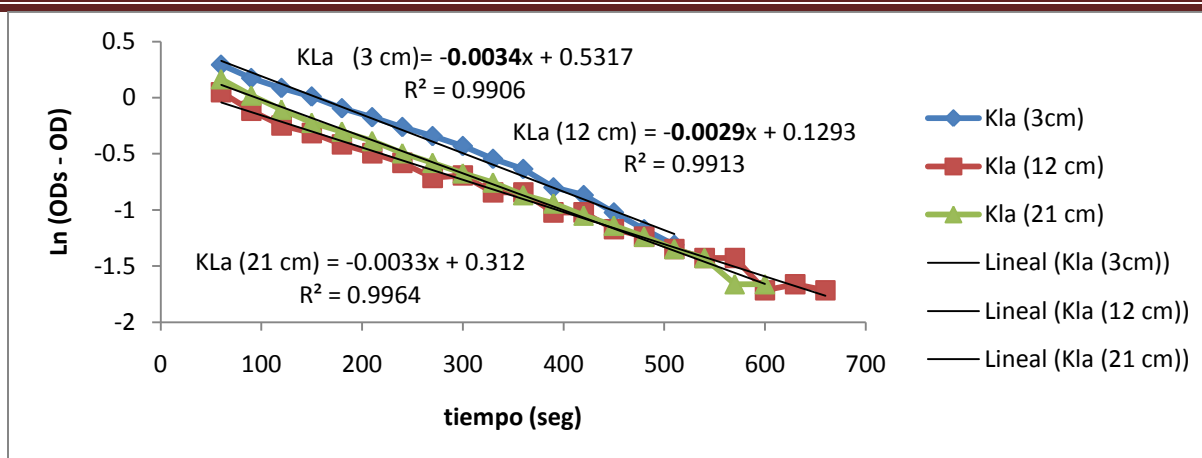
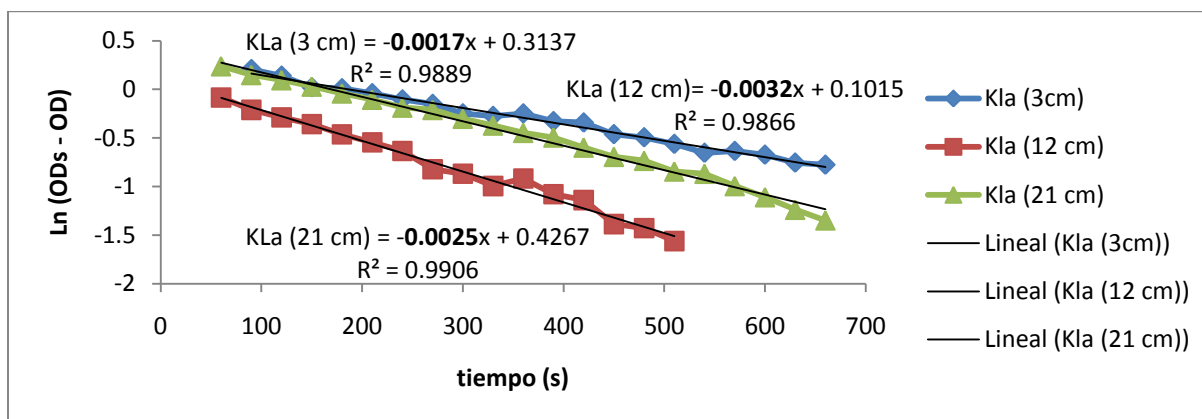
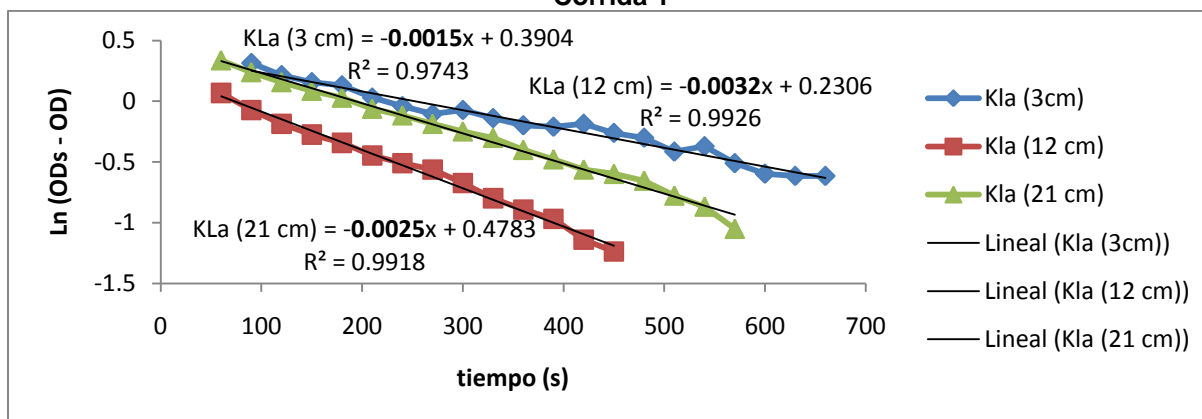
Fig. A-12 b) Obtención de K_{La} , flujo de aire 22 y 75 rpm

Tabla A-13 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 17 L/min y 75 rpm

flujo de aire	17 L/min aire - 3.3 L/min O ₂					
RPM	75					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	4.32	3.88	3.03	4.41	4.26	3.3
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	17	17	16.9	16.9	17	16.8
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	1.69	1.76	0.65	1.46	1.75	0.72
30	2.61	2.75	1.49	2.31	2.92	1.54
60	2.93	2.96	1.76	2.87	3.19	1.9
90	3.09	3.07	1.87	3.04	3.33	2.03
120	3.17	3.13	1.93	3.17	3.43	2.13
150	3.3	3.18	2	3.24	3.5	2.21
180	3.31	3.25	2.07	3.27	3.55	2.27
210	3.36	3.3	2.13	3.38	3.62	2.36
240	3.42	3.35	2.2	3.45	3.66	2.41
270	3.46	3.44	2.22	3.51	3.69	2.47
300	3.54	3.46	2.29	3.48	3.75	2.52
330	3.56	3.51	2.34	3.54	3.81	2.56
360	3.54	3.48	2.39	3.59	3.85	2.63
390	3.6	3.54	2.42	3.6	3.88	2.68
420	3.61	3.56	2.48	3.58	3.94	2.73
450	3.69	3.63	2.53	3.64	3.97	2.75
480	3.71	3.64	2.55	3.67	4.01	2.78
510	3.75	3.67	2.6	3.75	4.03	2.84
540	3.8	3.74	2.61	3.72	4.07	2.88
570	3.79	3.78	2.66	3.81	4.11	2.95
600	3.81	3.82	2.7	3.86	4.13	2.97
630	3.85	3.85	2.74	3.87	4.16	3
660	3.86	3.87	2.77	3.87	4.2	3.02



Corrida 1



Corrida 2

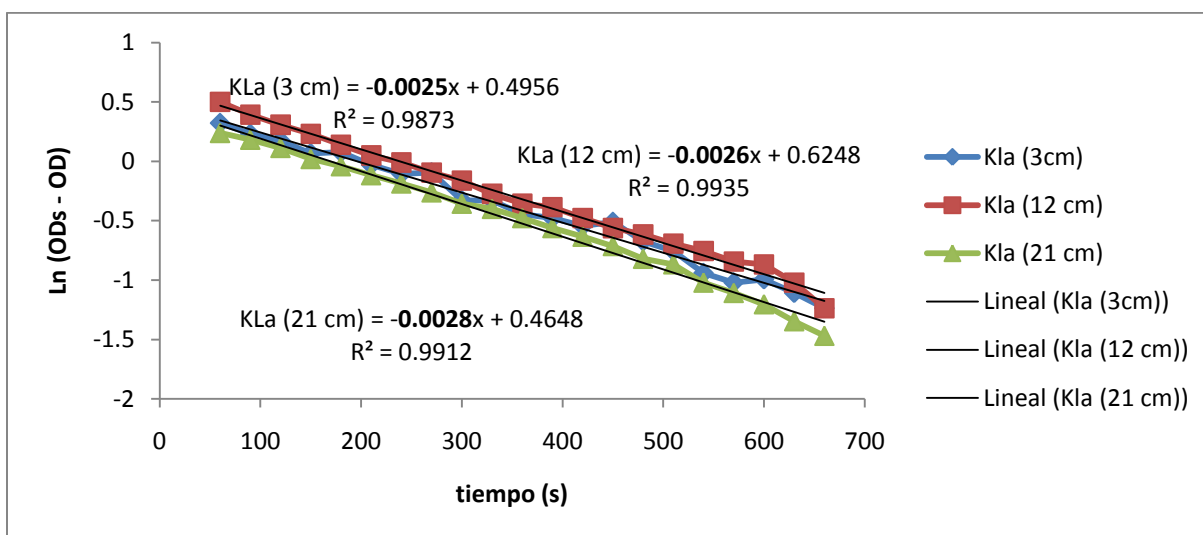
Fig. A-13 Obtención de K_{La} , flujo de aire 22 y 75 rpm

Tabla A-14 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 12 L/min y 75 rpm

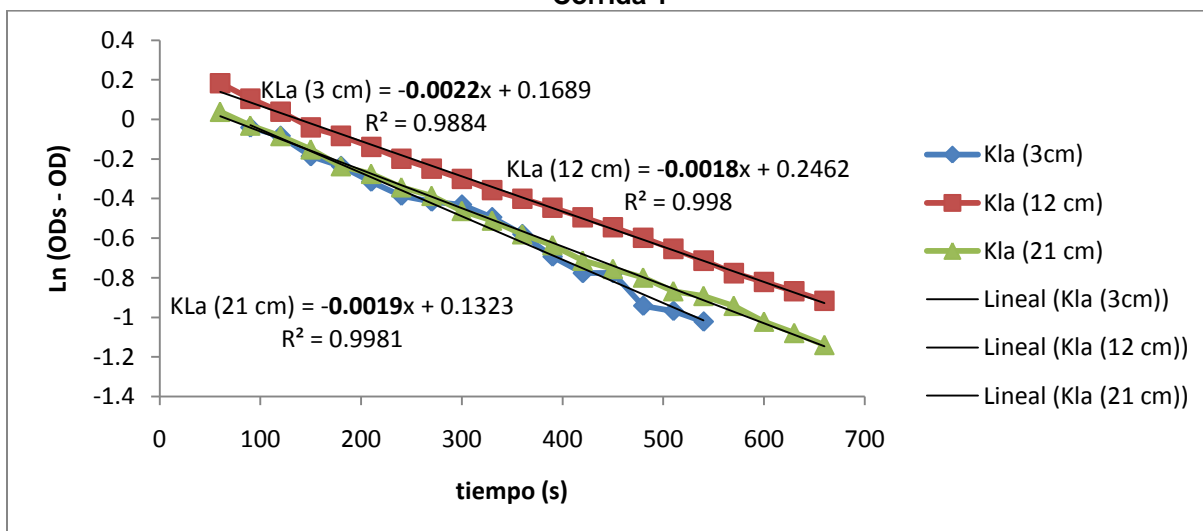
flujo de aire	12 L/min aire - 2.3 L/min O ₂					
RPM	75					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	4.62	5.35	5.43	5.23	5.65	5.91
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	18.8	18.8	18.9	18.5	18.4	18.5
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	2.5	2.76	3.14	3.09	3.88	3.66
30	3.08	3.39	4.01	3.85	4.28	4.71
60	3.24	3.7	4.16	4.11	4.45	4.87
90	3.36	3.87	4.23	4.27	4.54	4.94
120	3.43	3.99	4.31	4.31	4.61	4.99
150	3.55	4.09	4.41	4.4	4.69	5.05
180	3.54	4.2	4.47	4.44	4.73	5.12
210	3.65	4.3	4.54	4.5	4.78	5.15
240	3.72	4.36	4.6	4.55	4.83	5.2
270	3.71	4.44	4.66	4.57	4.87	5.23
300	3.9	4.5	4.73	4.58	4.91	5.28
330	3.9	4.59	4.76	4.62	4.95	5.31

Tabla A-14 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 12 L/min y 75 rpm (continuación)

t (s)	Corrida 1			Corrida 2		
	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
360	3.98	4.65	4.81	4.67	4.98	5.35
390	4	4.67	4.86	4.73	5.01	5.38
420	4.04	4.73	4.9	4.77	5.04	5.42
450	4.02	4.78	4.94	4.77	5.07	5.44
480	4.11	4.81	4.99	4.84	5.1	5.46
510	4.15	4.85	5.01	4.85	5.13	5.49
540	4.23	4.88	5.07	4.87	5.16	5.5
570	4.26	4.92	5.1	4.96	5.19	5.52
600	4.25	4.93	5.13	5.01	5.21	5.55



Corrida 1

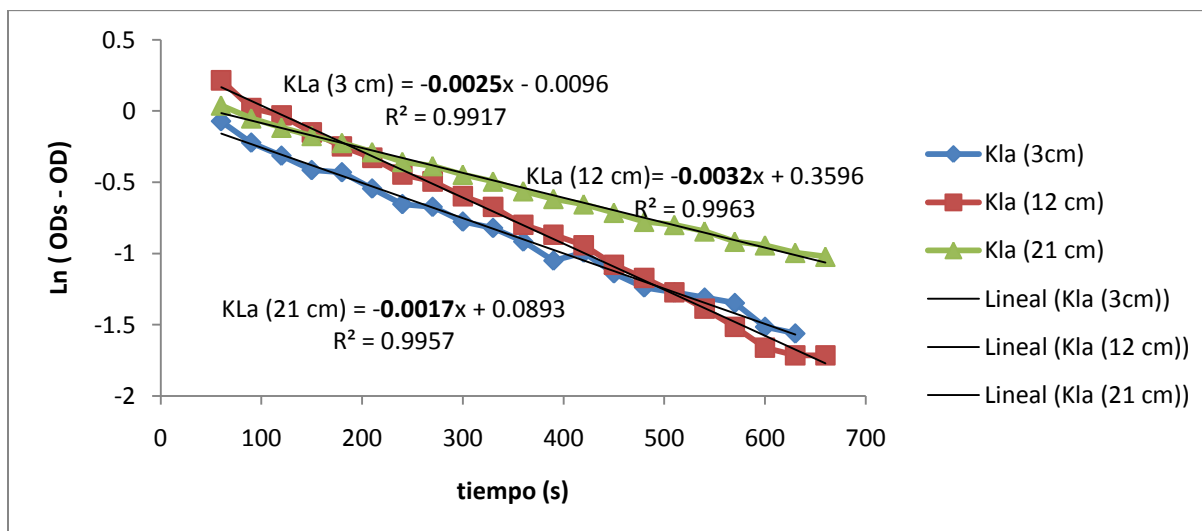


Corrida 2

Fig. A-14 Obtención de K_{La} , flujo de aire 12 y 75 rpm

Tabla A-15 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 22 L/min y 50 rpm

flujo de aire	22 L/min aire - 4.3 L/min O ₂					
RPM	50					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	6.15	6.67	6.65	5.05	6.2	5.98
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	17.8	17.8	17.8	18	17.9	17.9
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	3.51	3.96	4	3.01	3.7	3.98
30	4.91	5.08	5.42	4	4.5	4.94
60	5.22	5.43	5.61	4.2	4.75	5.09
90	5.35	5.65	5.7	4.3	4.9	5.16
120	5.42	5.7	5.76	4.36	4.98	5.21
150	5.49	5.81	5.81	4.42	5.09	5.27
180	5.5	5.89	5.85	4.48	5.18	5.33
210	5.57	5.95	5.9	4.52	5.25	5.37
240	5.63	6.03	5.95	4.5	5.3	5.41
270	5.64	6.06	5.97	4.58	5.38	5.44
300	5.69	6.12	6.01	4.63	5.43	5.5
330	5.71	6.16	6.04	4.65	5.52	5.53
360	5.75	6.22	6.08	4.7	5.58	5.57
390	5.8	6.25	6.11	4.72	5.59	5.6
420	5.78	6.28	6.13	4.76	5.63	5.63
450	5.83	6.33	6.16	4.78	5.69	5.66
480	5.86	6.36	6.19	4.81	5.73	5.69
510	5.87	6.39	6.2	4.83	5.77	5.72
540	5.88	6.42	6.22	4.86	5.84	5.74
570	5.89	6.45	6.25	4.88	5.85	5.77
600	5.93	6.48	6.26	4.9	5.87	5.78

Fig. A-15 a) Obtención de K_{La}, flujo de aire 22 y 50 rpm

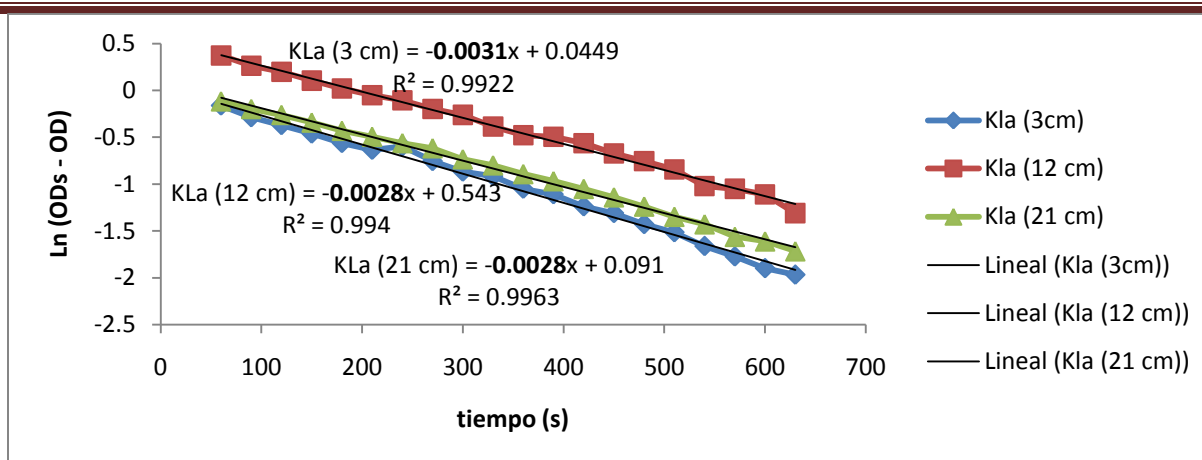
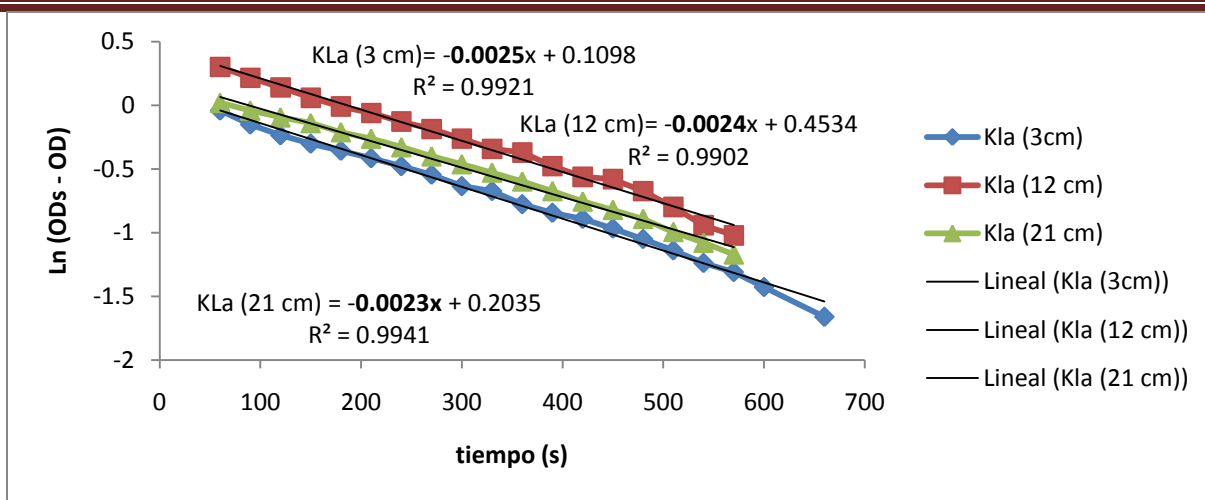
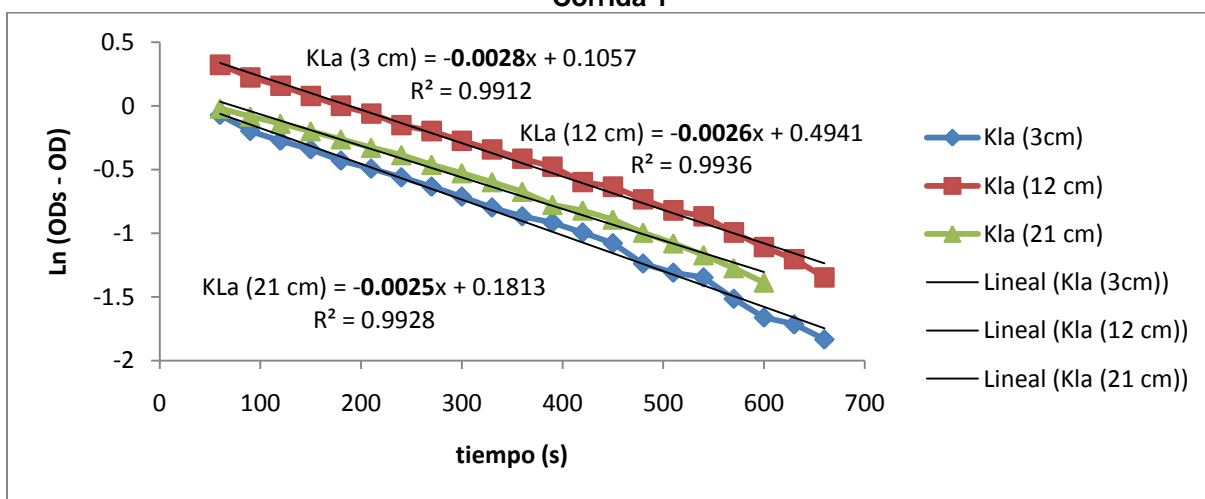
Fig. A-15 b) Obtención de K_{La} , flujo de aire 22 y 50 rpm

Tabla A-16 OD en agua residual (3, 12 y 21 cm) para un flujo de aire de 17 L/min y 50 rpm

flujo de aire	17 L/min aire - 3.3 L/min O ₂					
RPM	50					
	Corrida 1			Corrida 2		
ODsr (mg/L)	3.35	4.51	4.59	3.68	4.85	4.83
H (cm)	3	12	21	3	12	21
T (°C)	18.1	18	18.1	18.2	18.1	18.2
t (s)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)	OD (mg/L)
0	1.61	2.52	2.37	1.69	2.75	2.66
30	2.17	2.96	3.44	2.46	3.23	3.76
60	2.39	3.16	3.57	2.75	3.47	3.85
90	2.49	3.27	3.63	2.86	3.6	3.91
120	2.56	3.36	3.68	2.92	3.68	3.96
150	2.61	3.45	3.72	2.97	3.77	4.01
180	2.65	3.52	3.78	3.03	3.85	4.06
210	2.69	3.57	3.82	3.07	3.91	4.11
240	2.73	3.63	3.87	3.11	3.99	4.15
270	2.77	3.68	3.92	3.15	4.03	4.2
300	2.82	3.74	3.96	3.19	4.09	4.24
330	2.84	3.8	4	3.23	4.14	4.28
360	2.89	3.82	4.04	3.26	4.19	4.32
390	2.92	3.89	4.08	3.28	4.23	4.37
420	2.94	3.94	4.12	3.31	4.3	4.39
450	2.97	3.95	4.15	3.34	4.32	4.42
480	3	4	4.18	3.39	4.37	4.46
510	3.03	4.06	4.22	3.41	4.41	4.49
540	3.06	4.12	4.25	3.42	4.43	4.52
570	3.08	4.15	4.28	3.46	4.48	4.55



Corrida 1



Corrida 2

Fig. A-16 Obtención de K_{La} , flujo de aire 17 y 50 rpm

➤ Tiempo de residencia hidráulico

Tabla A-17 Conductividad del electrolito en función del tiempo por corrida experimental

Flujo	22 L/min aire				17 L/min aire		12 L/min aire	
RPM	100		75		75		50	
T (°C)	21.7		21.7		21.3	21.1	22.8	22.6
	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	corrida 5	corrida 6	corrida 7	corrida 8
t (min)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)
0	0.4	0.7	0.4	0.41	0.43	0.41	0.48	0.46
1	1.3	1.7	1.17	1.34	1.29	1.32	0.87	0.58
2	3.8	3.9	3.58	3.62	4	3.8	3.5	2.93
3	6.3	6.4	6.17	6.21	6.43	6.41	6.12	5.3
4	8.6	8.7	8.49	8.54	8.7	8.9	8.66	7.44
5	10.9	11	10.79	10.85	10.91	10.93	10.46	9.62
6	13	13.2	12.99	13.05	13.03	13.06	12.43	11.5
7	15.1	15.4	15.18	15.24	15.05	15.09	14.48	
8	17.1	17.3	17.17	17.25	17.03	17.04	16.42	15.41
9	19	20.4	19.27	19.34	18.96	19	18.26	17.23
10	21	22.42	21.21	21.28	20.86	20.88	20.09	18.89
11	22.9	24.46	23.2	23.6	22.56	22.54	21.92	20.74
12	24.7	26.42	25.11	25.17	24.22	24.25	23.6	22.38
13	26.7	28.37	26.99	27.04	26.02	26.05	26.12	24.02
14	28.2	28.9	27.8	27.9	26.82	26.88	26.17	25.65
15	28	28.53	27.52	27.56	26.56	26.58	26.19	27.19
16	27.6	28.23	27.23	27.27	26.25	26.27	25.64	27.84
17	27.3	27.89	26.84	26.9	25.93	25.95	25.1	27.62
18	27	27.5	26.56	26.61	25.59	25.6	24.58	27.35
19	26.7	27.23	26.25	26.3	25.32	25.33	24.07	27.14
20	26.28	26.85	25.94	25.99	25.01	25	23.56	26.91
21	25.92	26.52	25.6	25.63	24.7	24.71	23.05	26.69
22	25.69	26.26	25.35	25.37	24.4	24.41	22.56	26.42
23	25.39	25.91	25.05	25.07	24.12	24.13	22.08	26.22
24	25.12	25.62	24.73	24.75	23.82	23.84	21.62	26.01
25	24.81	25.29	24.44	24.45	23.52	23.54	21.16	25.8
26	24.5	25.01	24.18	24.2	23.26	23.27	20.67	25.58
27	24.21	24.73	23.88	23.9	22.96	22.99	20.27	25.36
28	23.91	24.42	23.59	23.6	22.69	22.73	19.85	25.15
29	23.6	24.12	23.27	23.29	22.42	22.46	19.4	24.94
30	23.31	23.85	23.01	23.04	22.15	22.19	19.01	24.73
35	22	22.42	21.67	21.8	20.86	22.88	17.06	23.71
40	20.74	21.13	20.4	20.45	19.63	19.63	15.3	22.75
45	19.53	19.81	19.18	19.23	18.48	18.5	13.74	21.81
50	18.39	18.67	17.97	18.01	17.4	17.43	12.35	20.84

Tabla A-17 Conductividad del electrolito en función del tiempo por corrida experimental (continuación)

Flujo	22 L/min aire – 4.3 L/min O ₂				17 L/min aire – 3.3 L/min O ₂		12 L/min aire – 2.3 L/min O ₂	
RPM	100		75		75		RPM	
T (°C)	21.7		21.7		21.3		T (°C)	
	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	corrida 5	corrida 6	corrida 7	corrida 8
t (min)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)	C (mS/cm)
70	14.44	14.72	14.18	14.2	13.62	13.64	8.36	17.03
80	12.81	13.07	12.56	12.56	12.06	12.09	6.68	15.4
90	11.37	11.61	11.1	11.11	10.67	10.69	5.36	14.01
100	10.1	10.32	9.82	9.82	9.44	9.5	4.33	12.76
110	8.92	9.22	8.68	8.69	8.37	8.4	3.52	11.62
120	7.91	8.17	7.69	7.71	7.43	7.46	2.88	10.61
130	7.02	7.32	6.82	6.84	6.59	6.61	2.36	9.69
140	6.22	6.41			5.83	5.85		8.79
150					5.17	5.18		8.13
190								5.82
200								5.29
210								4.77
220								4.29
230								3.88
240								3.53
250								3.22
260								2.95
270								2.71

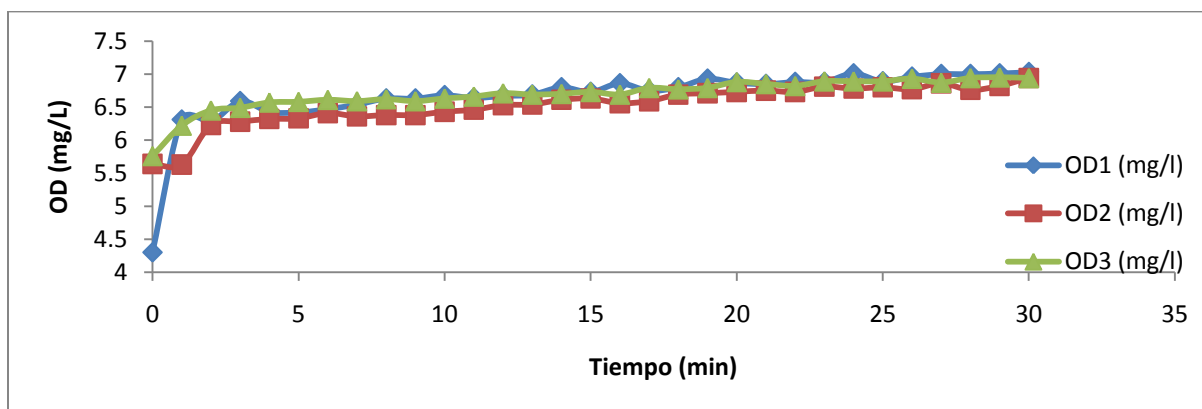
Tabla A-18 Determinación del flujo para el influente y efluente por corrida del tanque de laboratorio

	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	corrida 5	corrida 6	corrida 7	corrida 8
	Influente	Influente	Influente	Influente	Influente	Influente	Influente	Influente
Volumen (ml)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)
100	43.88	40.61	40.94	40.25	40.43	41.02	22.86	48.01
100	44.09	40.41	40.95	40.75	40.85	41.15	22.95	48.23
100	44.11	40.32	41.005	41.23	40.72	40.83	23.08	48.03
Promedio	44.03	40.45	40.97	40.74	40.67	41.00	22.96	48.09
	Efluente	Efluente	Efluente	Efluente	Efluente	Efluente	Efluente	Efluente
Volumen (ml)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)	t (s)
100	40.85	42.65	39.23	40.22	43.54	42.5	23.92	47.36
100	43.97	40.73	41.02	39.75	42.4	43.89	24.43	48.81
100	42.25	39.11	43.46	41.23	43.75	41.97	22.95	49.28
Promedio	42.36	40.83	41.24	40.40	43.23	42.79	23.77	48.48

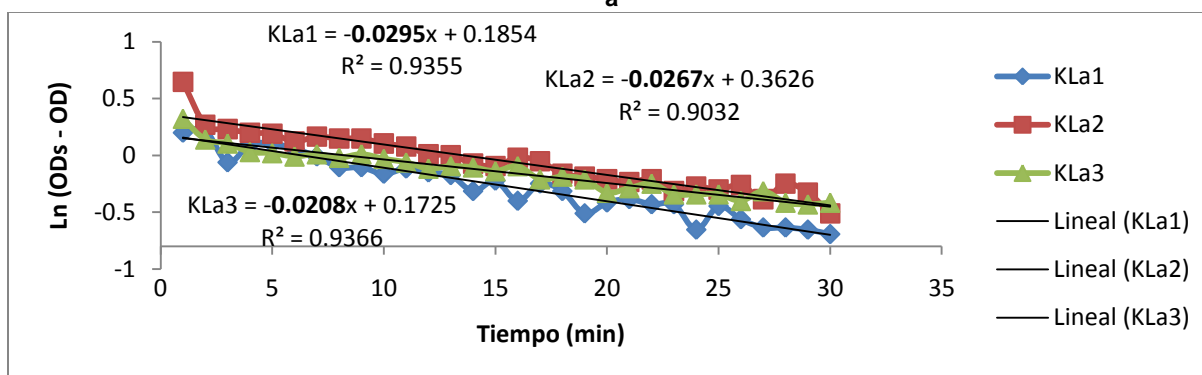
➤ $K_L a$ (agua corriente)

Tabla B-1. OD en agua corriente longitud (X) 8.5 m

Agua Potable (Largo del tanque = 8.5 m)							
Y (m)	0	1.5	2.8		0	1.5	2.8
Temperatura (°C)	17	16.9	16.5		17	16.9	16.5
ODs (mg/L)	7.53	7.54	7.6		7.53	7.54	7.6
Z (m)	3.2	1.7	0.3		3.2	1.7	0.3
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	4.3	5.64	5.76				
1	6.31	5.63	6.22	16	6.86	6.56	6.69
2	6.28	6.23	6.45	17	6.75	6.59	6.79
3	6.59	6.28	6.49	18	6.8	6.69	6.77
4	6.43	6.32	6.57	19	6.93	6.71	6.79
5	6.42	6.33	6.58	20	6.87	6.73	6.88
6	6.47	6.41	6.61	21	6.85	6.75	6.85
7	6.54	6.36	6.59	22	6.88	6.73	6.82
8	6.63	6.38	6.62	23	6.88	6.81	6.89
9	6.63	6.38	6.59	24	7.01	6.78	6.89
10	6.68	6.43	6.63	25	6.89	6.8	6.89
11	6.64	6.46	6.66	26	6.96	6.77	6.93
12	6.67	6.53	6.71	27	7	6.86	6.87
13	6.69	6.54	6.69	28	7	6.76	6.94
14	6.8	6.61	6.7	29	7.01	6.82	6.95
15	6.73	6.63	6.73	30	7.03	6.94	6.94



a



b

Fig. B-1 Obtención de $K_L a$: a) OD vs tiempo; b) $\ln(OD_s - OD)$ vs tiempo

Tabla B-2. OD en agua corriente longitud (X) 11.3 m

Agua Potable (Largo del tanque = 11.3 m)							
Y (m)	1.5	2.8	0		1.5	2.8	0
Temperatura (°C)	16.4	16.9	17.1		16.4	16.9	17.1
ODs (mg/L)	7.62	7.54	7.52		7.62	7.54	7.52
Z (m)	0.3	1.7	3.2		0.3	1.7	3.2
t (min)	OD1 (mg/l)	OD2 (mg/l)	OD3 (mg/l)	t (min)	OD1 (mg/l)	OD2 (mg/l)	OD3 (mg/l)
0	5.85	5.45	4.67				
1	6.33	5.9	5.45	16	6.85	6.46	6.08
2	6.53	6.12	5.23	17	6.89	6.46	5.99
3	6.55	6.12	5.3	18	6.9	6.34	6
4	6.56	6.12	5.43	19	6.93	6.54	5.96
5	6.61	6.19	5.65	20	6.93	6.51	6
6	6.63	6.28	5.68	21	6.97	6.65	6.05
7	6.64	6.16	5.78	22	6.97	6.55	6.27
8	6.68	6.19	5.9	23	6.99	6.66	6.04
9	6.72	6.24	6.02	24	6.98	6.66	6.08
10	6.63	6.35	5.86	25	6.99	6.58	6.11
11	6.75	6.34	5.82	26	7.02	6.67	6.19
12	6.73	6.4	5.85	27	7.01	6.63	6.08
13	6.81	6.3	5.88	28	7.05	6.69	6.1
14	6.78	6.48	5.97	29	7.08	6.7	6.12
15	6.85	6.46	5.89	30	7.08	6.66	6.16

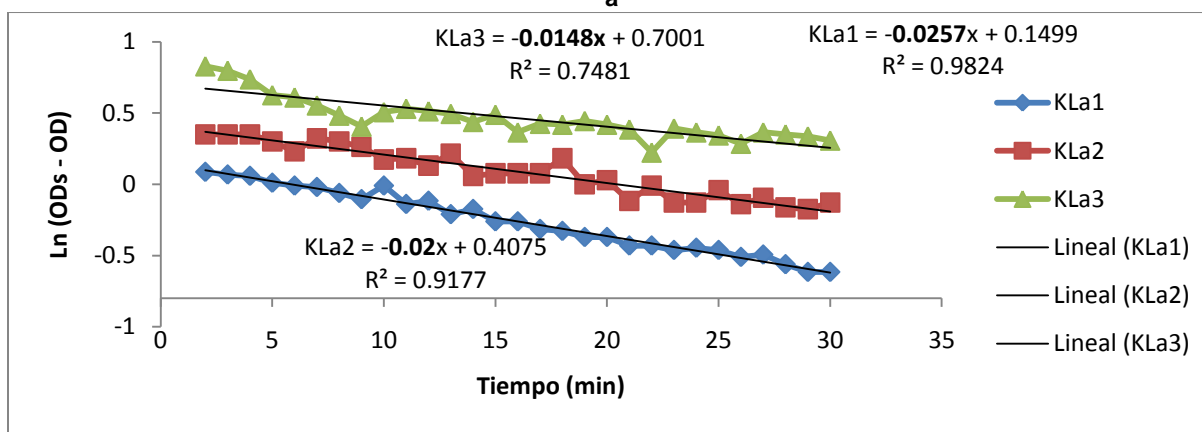
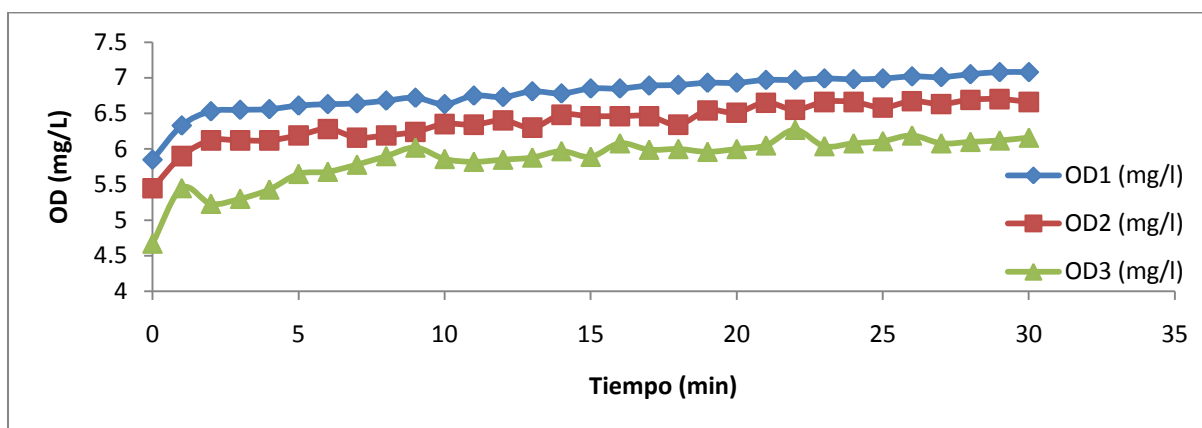
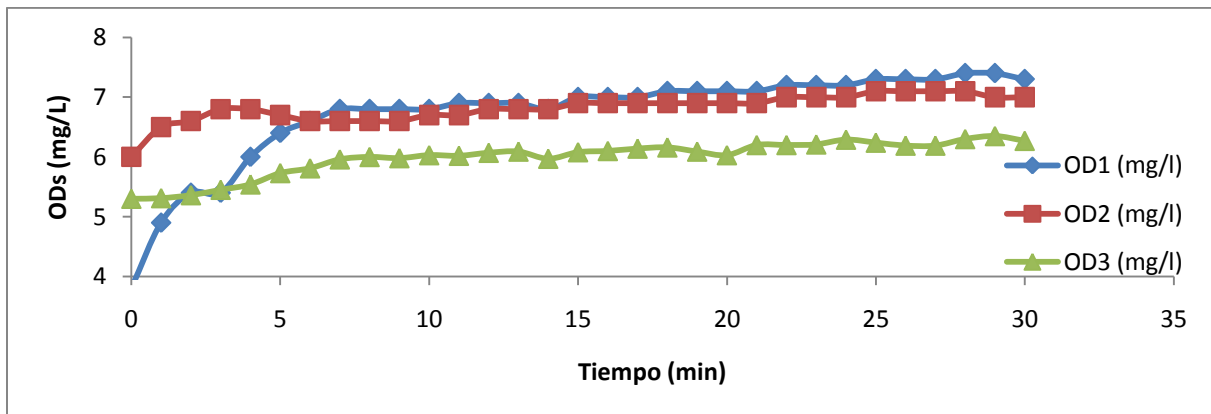
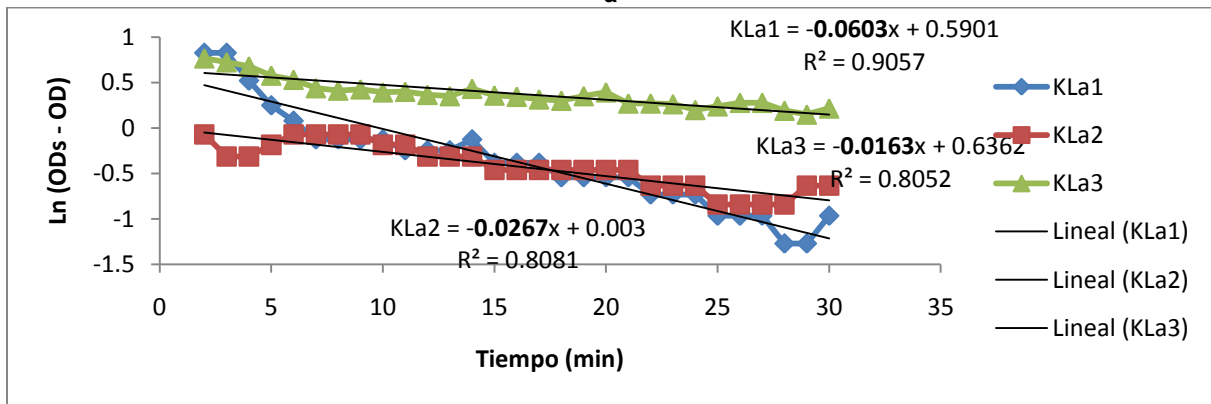
Fig. B-2 Obtención de $K_L a$: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs – OD) vs tiempo

Tabla B-3. OD en agua corriente longitud (X) 15.2 m

Agua Potable (Largo del tanque = 15.2 m)							
Y (m)	1.5	2.8	0		1.5	2.8	0
Temperatura (°C)	16	17	17.1		16	17	17.1
ODs (mg/L)	7.68	7.53	7.51		7.68	7.53	7.51
Z (m)	0.3	1.7	3.2		0.3	1.7	3.2
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	3.8	6	5.3	16	7	6.9	6.1
1	4.9	6.5	5.31	17	7	6.9	6.14
2	5.4	6.6	5.36	18	7.1	6.9	6.16
3	5.4	6.8	5.45	19	7.1	6.9	6.09
4	6	6.8	5.54	20	7.1	6.9	6.03
5	6.4	6.7	5.73	21	7.1	6.9	6.2
6	6.6	6.6	5.81	22	7.2	7	6.2
7	6.8	6.6	5.96	23	7.2	7	6.21
8	6.8	6.6	6	24	7.2	7	6.29
9	6.8	6.6	5.98	25	7.3	7.1	6.24
10	6.8	6.7	6.03	26	7.3	7.1	6.19
11	6.9	6.7	6.02	27	7.3	7.1	6.19
12	6.9	6.8	6.07	28	7.4	7.1	6.3
13	6.9	6.8	6.09	29	7.4	7	6.35
14	6.8	6.8	5.97	30	7.3	7	6.27
15	7	6.9	6.08				



a



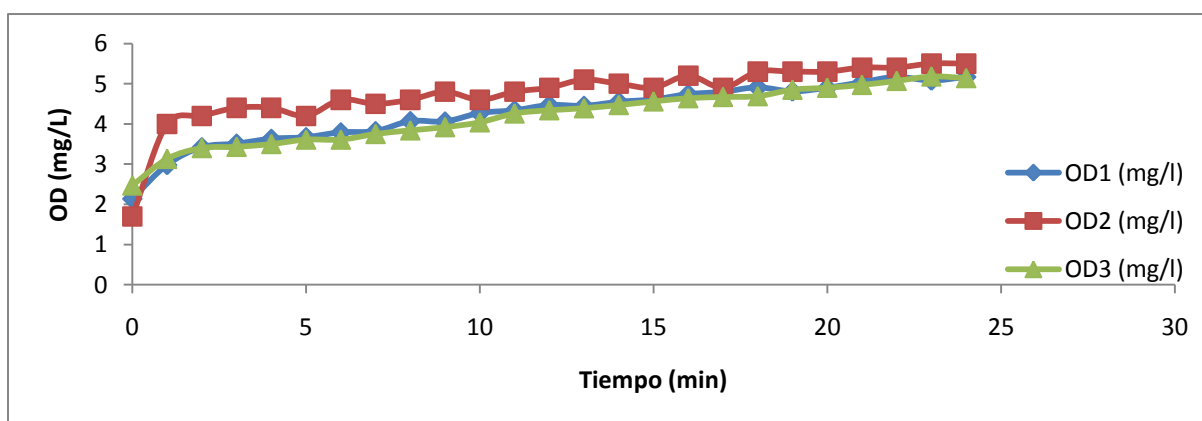
b

Fig. B-3 Obtención de K_La : a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

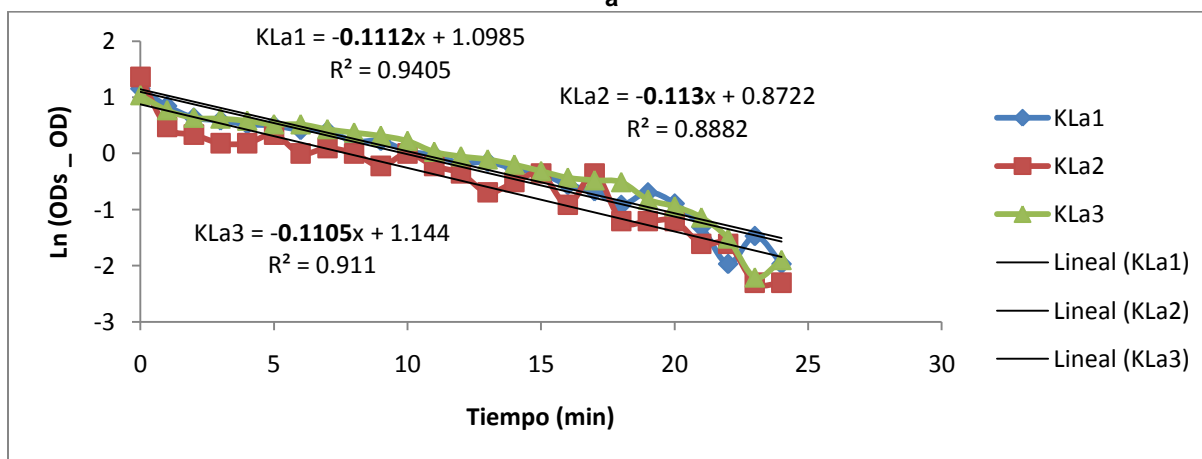
➤ $K_L a$ (agua residual cruda)

Tabla B-4. OD en agua residual cruda, longitud (X) 2.9 m

Agua residual cruda (Largo del tanque = 2.9 m)							
Y (m)	2.8	0	1.5				
Temperatura (°C)	17.5	17	17.5				
ODsr (mg/L)	5.31	5.6	5.29				
Z (m)	0.3	3.2	1.7				
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	2.14	1.7	2.47				
1	2.98	4	3.13	13	4.45	5.1	4.39
2	3.42	4.2	3.4	14	4.55	5	4.47
3	3.51	4.4	3.43	15	4.61	4.9	4.56
4	3.63	4.4	3.5	16	4.74	5.2	4.64
5	3.67	4.2	3.61	17	4.8	4.9	4.67
6	3.79	4.6	3.61	18	4.91	5.3	4.69
7	3.82	4.5	3.75	19	4.81	5.3	4.85
8	4.07	4.6	3.84	20	4.9	5.3	4.9
9	4.06	4.8	3.92	21	5.04	5.4	4.97
10	4.27	4.6	4.04	22	5.17	5.4	5.07
11	4.34	4.8	4.26	23	5.08	5.5	5.18
12	4.47	4.9	4.34	24	5.17	5.5	5.14



a

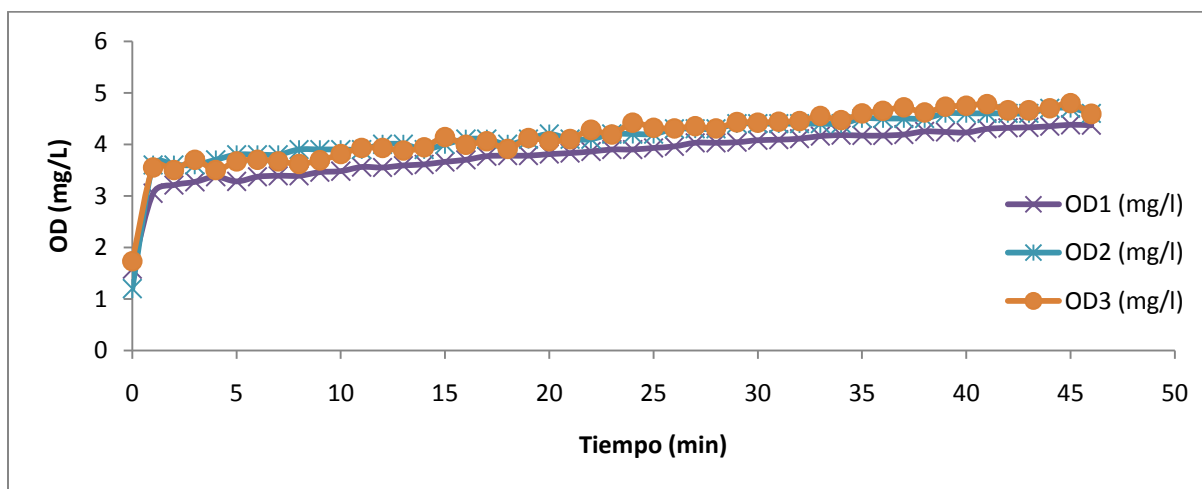


b

Fig. B-4 Obtención de $K_L a$: a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla B-5. OD en agua residual cruda, longitud (X) 6.4 m

Agua residual cruda (Largo del tanque = 6.4 m)							
Y (m)	2.8	1.5	0		2.8	1.5	0
Temperatura (°C)	17.7	17	17.7		17.7	17	17.7
ODsr (mg/L)	4.44	4.8	4.89		4.44	4.8	4.89
Z (m)	0.3	3	1.7		0.3	3	1.7
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	1.58	1.2	1.73				
1	3.05	3.6	3.55	24	3.9	4.2	4.42
2	3.21	3.6	3.5	25	3.93	4.2	4.32
3	3.27	3.6	3.7	26	3.96	4.3	4.31
4	3.37	3.7	3.5	27	4.03	4.3	4.35
5	3.28	3.8	3.67	28	4.03	4.3	4.31
6	3.37	3.8	3.7	29	4.04	4.4	4.43
7	3.39	3.8	3.67	30	4.08	4.4	4.42
8	3.39	3.9	3.62	31	4.09	4.4	4.44
9	3.46	3.9	3.69	32	4.11	4.4	4.45
10	3.48	3.9	3.81	33	4.16	4.4	4.55
11	3.56	3.9	3.93	34	4.18	4.4	4.47
12	3.55	4	3.93	35	4.17	4.5	4.6
13	3.59	4	3.88	36	4.17	4.5	4.65
14	3.61	3.9	3.94	37	4.19	4.5	4.72
15	3.66	4	4.14	38	4.25	4.5	4.62
16	3.7	4.1	3.99	39	4.24	4.6	4.73
17	3.77	4.1	4.06	40	4.23	4.6	4.75
18	3.78	4	3.91	41	4.3	4.6	4.78
19	3.78	4.1	4.12	42	4.32	4.6	4.66
20	3.81	4.2	4.06	43	4.33	4.6	4.66
21	3.83	4.1	4.1	44	4.35	4.7	4.7
22	3.86	4.1	4.28	45	4.38	4.7	4.8
23	3.9	4.2	4.19	46	4.37	4.6	4.59

Fig. B-5 Obtención de $K_L a$: a) OD vs tiempo

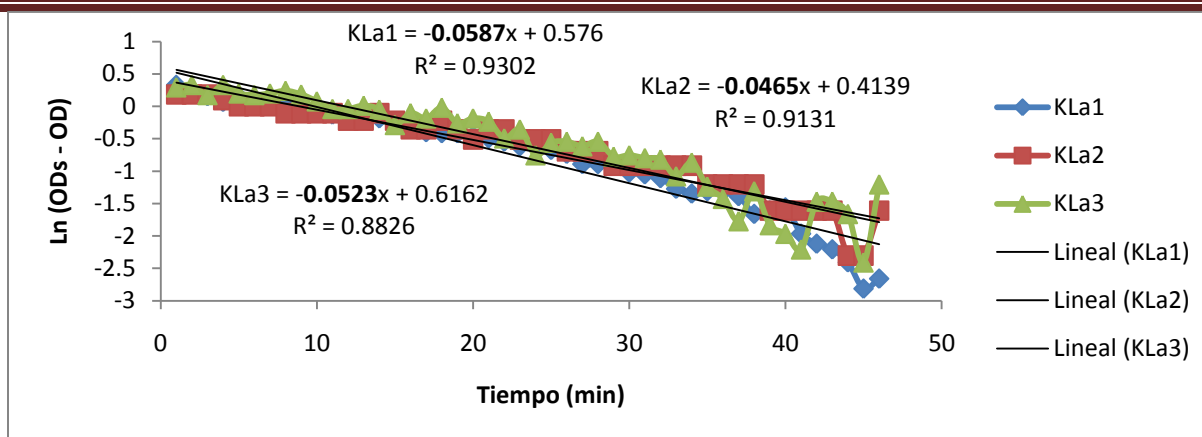
Fig. B-1 Obtención de K_La : b) $\ln(OD_s - OD)$ vs tiempo

Tabla B-6. OD en agua residual cruda, longitud (X) 8.5 m

Agua residual cruda (Largo del tanque = 8.5 m)							
Y (m)	1.5	0	2.8		1.5	0	2.8
Temperatura (°C)	17	17	17.5		17	17	17.5
ODsr (mg/L)	2.75	3.7	3.07		2.75	3.7	3.07
Z (m)	0.3	3	1.7		0.3	3	1.7
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	0.2	1	0.15	23	1.61	2.3	1.51
1	0.51	1.5	0.58	24	1.68	2.4	1.56
2	0.67	1.7	0.6	25	1.69	2.4	1.6
3	0.74	1.7	0.55	26	1.77	2.5	1.62
4	0.75	1.8	0.55	27	1.79	2.6	1.73
5	0.72	1.7	0.63	28	1.84	2.5	1.75
6	0.87	1.9	0.64	29	1.86	2.6	1.8
7	0.86	1.9	0.84	30	1.91	2.7	1.88
8	1	2	0.81	31	2.04	2.7	1.93
9	0.98	2	0.91	32	2.02	2.8	1.95
10	1.06	2	1.04	33	2.1	2.8	1.98
11	1.13	2.1	1.09	34	2.2	3	2.08
12	1.15	2.1	1.08	35	2.26	3	2.08
13	1.18	2.1	1.13	36	2.2	3	2.14
14	1.25	2.1	1.24	37	2.27	3	2.2
15	1.29	2.3	1.23	38	2.34	3.1	2.25
16	1.35	2.2	1.33	39	2.41	3.1	2.28
17	1.42	2.3	1.3	40	2.46	3.1	2.3
18	1.45	2.2	1.16	41	2.42	3.1	2.29
19	1.41	2.3	1.21	42	2.45	3.1	2.3
20	1.47	2.2	1.29	43	2.49	3.1	2.33
21	1.52	2.3	1.38	44	2.54	3.2	2.32
22	1.53	2.3	1.4	45	2.59	3.2	2.44

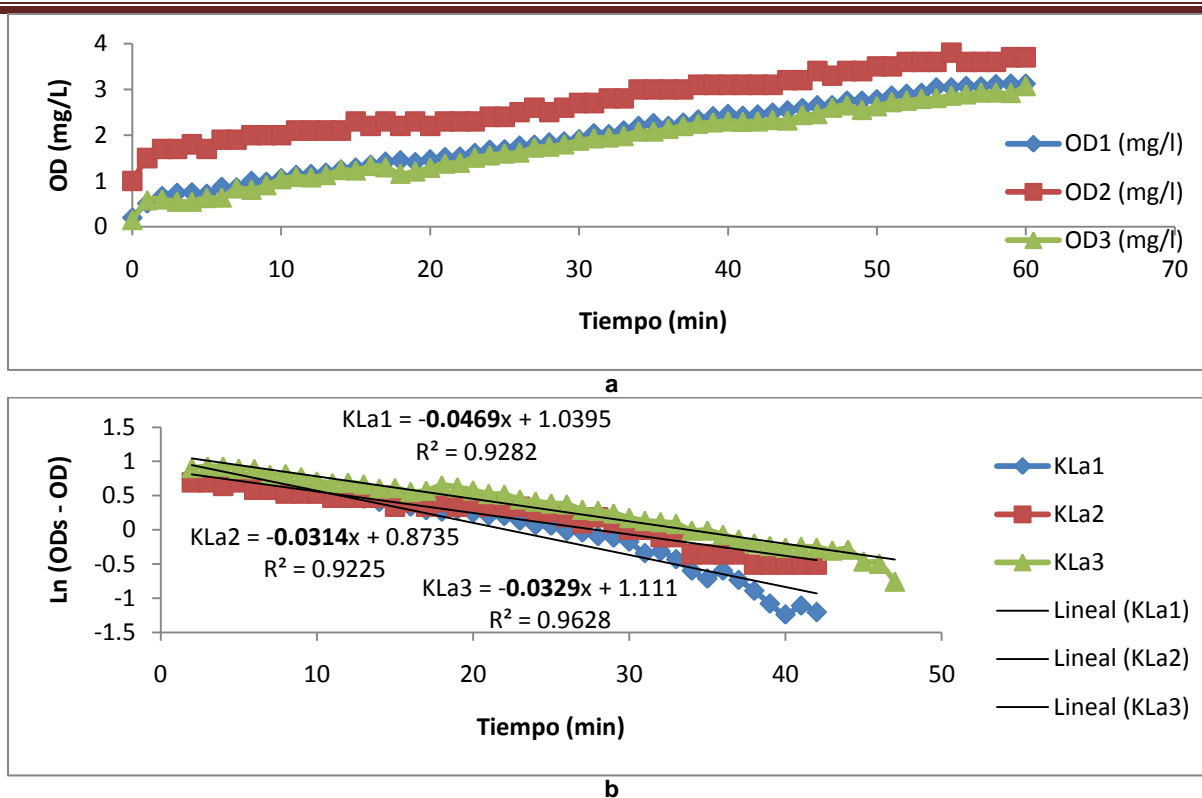
Fig. B-6 Obtención de K_La : a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla B-7. OD en agua residual cruda, longitud (X) 11.3 m

Agua residual cruda (Largo del tanque = 11.3 m)							
Y (m)	1.5	0	2.8		1.5	0	2.8
Temperatura (°C)	17	17	17.5		17	17	17.5
ODsr (mg/L)	2.25	3.2	1.74		2.25	3.2	1.74
Z (m)	0.3	3	1.7		0.3	3	1.7
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	0.1	1	0.03	20	1.12	2.2	0.91
1	0.14	1.5	0.07	21	1.18	2.2	0.88
2	0.18	1.3	0.14	22	1.11	2.3	1.03
3	0.26	1.4	0.07	23	1.27	2.3	1.07
4	0.27	1.5	0.1	24	1.33	2.4	1.02
5	0.33	1.6	0.14	25	1.28	2.4	1.2
6	0.41	1.6	0.21	26	1.32	2.4	1.08
7	0.44	1.7	0.26	27	1.38	2.4	1.08
8	0.51	1.7	0.32	28	1.41	2.4	1.12
9	0.58	1.7	0.38	29	1.43	2.5	1.16
10	0.58	1.8	0.43	30	1.53	2.4	1.22
11	0.62	1.8	0.54	31	1.48	2.4	1.24
12	0.68	1.9	0.48	32	1.59	2.5	1.28
13	0.78	1.9	0.53	33	1.58	2.5	1.3
14	0.76	1.9	0.58	34	1.65	2.6	1.34
15	0.9	2.1	0.63	35	1.71	2.6	1.37
16	0.92	2.1	0.64	36	1.69	2.7	1.42
17	0.95	2	0.67	37	1.68	2.7	1.45
18	1	2.1	0.77	38	1.71	2.7	1.43
19	1.05	2.2	0.91	39	1.77	2.7	1.48

Tabla B-7. OD en agua residual cruda, longitud (X) 11.3 m (continuación)

Agua residual cruda (Largo del tanque = 11.3 m)							
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
40	1.77	2.8	1.51	43	1.9	2.8	1.53
41	1.87	2.8	1.48	44	1.96	2.8	1.63
42	1.8	2.8	1.54	45	2	2.8	1.7

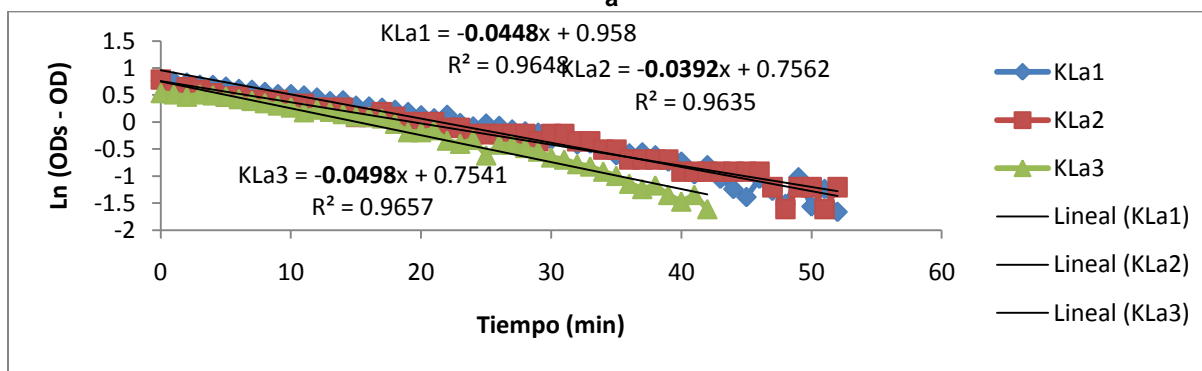
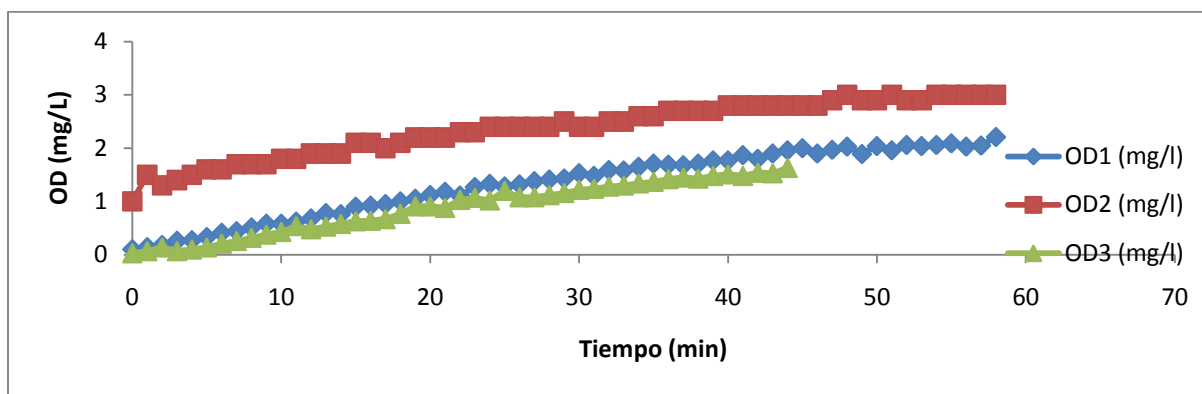
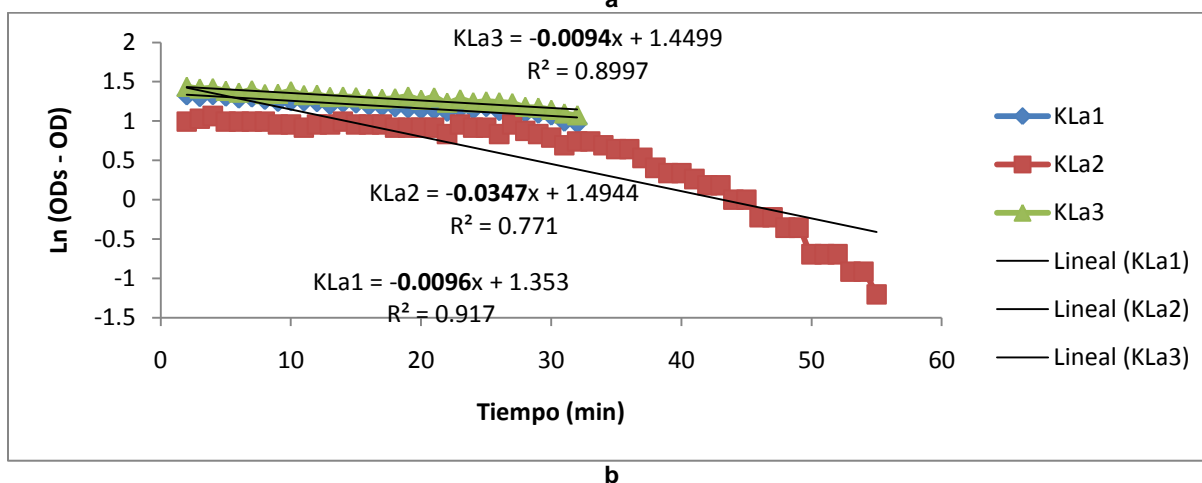
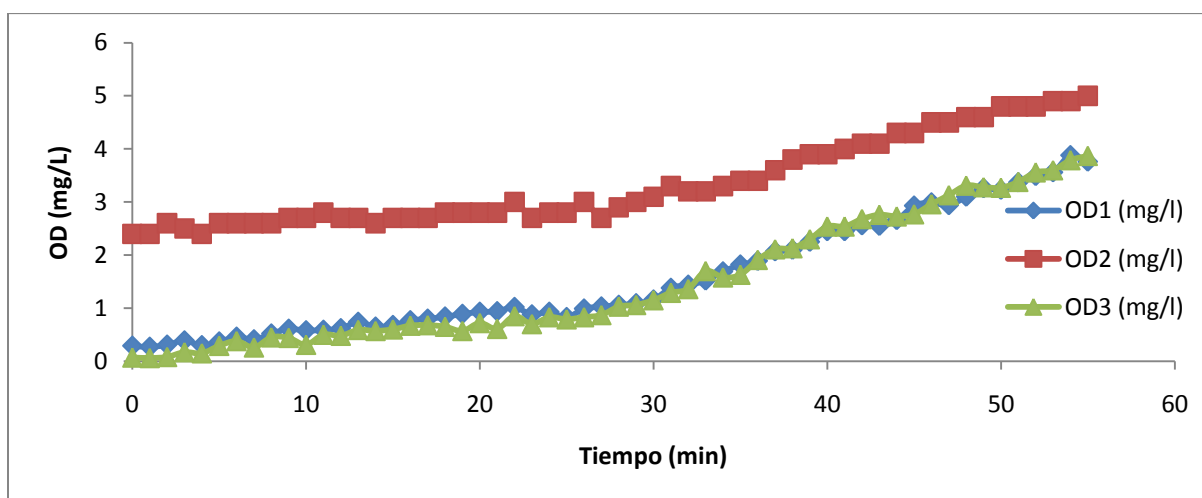
Fig. B-7 Obtención de K_La : a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

Tabla B-8. OD en agua residual cruda, longitud (X) 15.2 m

Agua residual cruda (Largo del tanque = 15.2 m)							
y tanque	2.8	1.5	0		2.8	1.5	0
Temperatura (°C)	17.3	17	17.5		17.3	17	17.5
ODsr (mg/L)	4.08	5.3	4.29		4.08	5.3	4.29
Z (m)	0.3	3	1.7		0.3	3	1.7
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
0	0.29	2.4	0.07	12	0.62	2.7	0.48
1	0.27	2.4	0.06	13	0.74	2.7	0.59
2	0.31	2.6	0.08	14	0.65	2.6	0.57
3	0.39	2.5	0.17	15	0.68	2.7	0.6
4	0.3	2.4	0.15	16	0.77	2.7	0.67
5	0.37	2.6	0.29	17	0.8	2.7	0.68
6	0.46	2.6	0.38	18	0.84	2.8	0.65
7	0.41	2.6	0.26	19	0.89	2.8	0.57
8	0.52	2.6	0.45	20	0.93	2.8	0.72
9	0.61	2.7	0.44	21	0.94	2.8	0.61
10	0.58	2.7	0.31	22	1.02	3	0.85
11	0.59	2.8	0.5	23	0.88	2.7	0.7

Tabla B-8. OD en agua residual cruda, longitud (X) 15.2 m (continuación)

Agua residual cruda (Largo del tanque = 15.2 m)							
t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)	t (min)	OD1 (mg/L)	OD2 (mg/L)	OD3 (mg/L)
24	0.93	2.8	0.83	40	2.45	3.9	2.54
25	0.83	2.8	0.79	41	2.45	4	2.54
26	0.99	3	0.83	42	2.56	4.1	2.68
27	1.03	2.7	0.87	43	2.55	4.1	2.76
28	1.06	2.9	1.03	44	2.66	4.3	2.73
29	1.09	3	1.06	45	2.93	4.3	2.77
30	1.16	3.1	1.15	46	2.99	4.5	2.96
31	1.38	3.3	1.29	47	2.94	4.5	3.13
32	1.44	3.2	1.36	48	3.1	4.6	3.31
33	1.52	3.2	1.7	49	3.26	4.6	3.28
34	1.69	3.3	1.58	50	3.23	4.8	3.27
35	1.82	3.4	1.63	51	3.37	4.8	3.38
36	1.89	3.4	1.91	52	3.49	4.8	3.56
37	2.07	3.6	2.11	53	3.56	4.9	3.6
38	2.1	3.8	2.13	54	3.88	4.9	3.79
39	2.25	3.9	2.3	55	3.76	5	3.87

Fig. B-8 Obtención de K_La : a) OD vs tiempo; b) Ln (ODs - OD) vs tiempo

➤ TRH

Tabla B-9 Conductividad medida del electrolito en función del tiempo por corrida experimental

	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3		Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3
t (min)	κ efluente (mS/cm)	κ efluente (mS/cm)	κ efluente (mS/cm)	t (min)	κ efluente (mS/cm)	κ efluente (mS/cm)	κ efluente (mS/cm)
0	710	698	730	340	826	818	863
10	746	702	724	350	825	817	862
20	769	708	726	360	828	817	866
30	774	731	726	370	833	816	865
40	792	767	731	380	831	821	865
50	798	785	730	390	828	824	865
60	803	790	753	400	827	821	864
70	803	789	789	410	825	819	863
80	801	789	807	420	824	819	866
90	802	794	812	430	839	818	871
100	801	795	830	440		816	869
110	801	793	836	450		823	866
120	797	793	841	460	840	825	865
130	794	789	841	470	840	829	863
140	806	789	839	480	839	831	862
150	806	801	840	490	842	831	877
160	802	798	839	500	842	834	877
170	804	799	839	510	843	833	877
180	801	801	835	520	842	834	877
190	816	797	832	530	842	833	877
200	817	812	844	540	844	834	876
210	816	809	844	550	845	836	879
220	814	809	840	560	846	836	879
230	815	807	842	570	846	831	880
240	821	806	839	580	846	831	879
250	821	812	854	590	841	832	879
260	821	813	855	600	836	827	881
270	823	817	854	610	844	827	882
280	825	819	852	620	840	821	883
290	824	819	853	630	844	817	883
300	828	818	859	640	841	825	883
310	827	820	859	650	835	822	878
320	827	819	859	660	832	826	873
330	827	819	861				