

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DETERMINACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS A ESCALA PILOTO

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Eudoro López
Prof. María Rincones

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título
de Ingeniero Químico
Por el Br. Ballestas S., Jenny P.

Caracas, Junio 2002

Caracas, Junio de 2002

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de grado presentado por el Bachiller Jenny Ballestas, titulado:

**“ Determinación de la transferencia de Oxígeno en el Proceso de Lodos
Activados a escala Piloto “**

Consideran que el mismo cumple con todos los requisitos exigidos por el plan de estudios que conducen al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.

Prof. Berenice Blanco
Jurado

Prof. José Hernández
Jurado

Prof. Eudoro López
Tutor

Prof. María Rincones
Tutor

A la vida por darme otra oportunidad
A Lidia Esther por darme la vida
A Mílcides Enrique por enseñarme a vivir.

RECONOCIMIENTO.

Un especial agradecimiento a todas aquellas personas que de una manera u otra contribuyeron a la culminación de este trabajo y a que alcanzara el primer escalón de esta nueva etapa que comienza.

A mis tutores, Prof. Eudoro López y Maria Rincones, que fueron la luz, la calma y la experiencia a lo largo del desarrollo de este trabajo y que sin ellos conseguir una nueva victoria en mi vida no hubiese sido posible.

A mis amigos Lic. Nora Espósito, Ing. Antonio de Freitas e Ing. Marví Sanchez, que me ofrecieron su comprensión, entendieron mi visión y guiaron mis pasos en todo momento.

A mis compañeras Linda Molina, M. Gabriela Díaz y Luis Ponce, por seguir a mi lado hoy día y compartir conmigo esta perspectiva de la Ingeniería Química.

A Jackson Tovar y Sergio Castillo, por ayudarme cada vez que los necesite y por diseñar ese sistema de captación de muestras que hizo más sencillo mi trabajo.

A T.S.U Francisco Mata y Lic. Rosario, por dejarme compartir el trabajo en el laboratorio y ayudarme cuando mas lo necesite.

A mi esposo y compañero Jorge Castillo, quien me dio el apoyo cuando más lo necesite.

Ballestas, S., Jenny P.

DETERMINACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS A ESCALA PILOTO.

Tutores Académicos: Prof. Eudoro López y Prof. María Rincones. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2002, 140 p.

Palabras Claves: Lodos Activados, Aireadores, Oxígeno, Transferencia.

Resumen: El sistema de tratamiento de Lodos Activados, es un proceso aerobio, es decir, se desarrolla en presencia de oxígeno, necesario para que los microorganismos puedan llevar a cabo el proceso de degradación de la materia orgánica presente en las aguas residuales. La evaluación de la transferencia de oxígeno por aireación mecánica y su influencia en el comportamiento del sistema de Lodos Activados a escala piloto ubicado en la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas (PETA), se basa en determinar la eficiencia de los dispositivos de aireación para su comercialización.

El sistema de aireación evaluado está formado por dos aireadores mecánicos tipo subsuperficial (FlushAir) de potencia nominal 0,50 y 0,75 HP respectivamente. En total se evaluaron cuatro sistemas de aireación, que se definen a partir de la modalidad de operación: alterna, independiente y en paralelo. La evaluación se realizó por el método de saturación, desoxigenación química y reoxigenación, sugerido por Eckenfelder y Ford, 1970. Esta evaluación se dividió en tres fases, de acuerdo a las características del líquido dentro del reactor; en la fase 1 (agua limpia) se analizó el desempeño de los aireadores bajo condiciones estándar (20°C, 1atm, OD = 0mg/L), en la segunda fase se analizó el efecto de las aguas residuales sobre la transferencia de oxígeno en el funcionamiento de los sistemas de aireación.

Al finalizar ambas fases se procedió a la selección del sistema que operó en la fase 3, siendo el sistema D (0,50 – 0,75 HP) de operación alterna, donde se analizó la incidencia de los microorganismos presentes en el licor de mezcla sobre la velocidad de transferencia de oxígeno, así como determinar si el sistema de aireación cumple con los niveles de oxígeno disuelto requeridos por estos microorganismos para llevar a cabo la degradación de la materia orgánica.

La tasa de transferencia que relaciona el flujo másico transferido de oxígeno con la potencia real y nominal del dispositivo de aireación, es el parámetro que define su eficiencia, en las dos primeras fases el sistema seleccionado reportó valores de 0,54 y 0,39 Kg O₂/HP.h respectivamente, los cuales se encuentran dentro del rango teórico para este tipo de aireador. En la fase 3, la eficiencia del sistema de aireación se determinó a través de la cantidad de oxígeno requerido por los microorganismos dentro del sistema, el cual depende de la Demanda Bioquímica de Oxígeno en el afluente y el efluente, siendo el flujo másico de oxígeno requerido de 0,03 Kg/h, y el flujo másico de oxígeno en exceso suministrado por el sistema de aireación de 0,12 Kg/h.

El factor de corrección alfa, que representa la relación entre los valores del coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno de las aguas residuales y no contaminadas, reportó un valor promedio de 0,76, estando dentro del rango teórico (0,75 – 0,85) establecido para las aguas residuales de origen municipal. El factor de corrección beta que relaciona la concentración de saturación de oxígeno de las aguas residuales y no contaminadas, presentó un valor de 0,87 para las aguas residuales, estando por debajo del valor teórico de 0,95. Entre los factores que afectan la transferencia de oxígeno se tiene la agitación del sistema, la cual está directamente relacionada con la potencia del dispositivo de aireación; en la fase 1 el flujo másico de oxígeno transferido aumentó su valor a medida que la potencia del sistema era mayor. Las características del líquido dentro del reactor fueron diferentes en las tres fases, el flujo másico de transferencia de oxígeno obtenido en la fase 1 es mayor al de la fase 2, esto se debe a la presencia de materiales tensoactivos que aumentan la tensión superficial del líquido disminuyendo la velocidad de transferencia.

INDICE GENERAL

Página

INTRODUCCIÓN.....1

OBJETIVOS.....3

 Objetivo General.....4

 Objetivos Específicos.....4

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....6

INTRODUCCIÓN A LOS TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS.....6

LODOS ACTIVADOS.....9

Criterios de Diseño.....13

 a.-Criterio de carga del sistema.....13

 b.-Selección del tipo de reactor.....15

 c.-Producción y Control de lodos.....15

 d.-Requerimientos de Nutrientes.....16

 e.-Requerimientos Ambientales.....17

 f.-Requerimientos y transferencia de oxígeno.....17

Control en el proceso de lodos activados.....21

 a.-Oxígeno Disuelto.....21

 b.-Control del sistema de retorno de lodos.....22

c.-Control de los lodos de exceso.....	22
d.-Control de la velocidad de captación de oxígeno.....	23
Problemas en la operación de lodos activados.....	24
TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN LOS LODOS ACTIVADOS.....	26
Factores que afectan la transferencia de oxígeno.....	33
a.-Temperatura.....	33
b.-Características de las aguas residuales.....	34
c.-Grado de turbulencia dentro del tanque de aireación.....	35
d.-Concentración de saturación de oxígeno en la interfase.....	36
e.-Concentración de oxígeno disuelto en el seno del líquido.....	38
EQUIPOS DE AIREACIÓN.....	40
Aireadores Mecánicos.....	44
DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS DE LA PLANTA EXPERIMENTAL DE TRATAMIENTO DE AGUAS.....	49
METODOLOGÍA.....	53
Evaluación del sistema en las fases 1 y 2.....	55
a.-Llenado del reactor.....	55
b.-Encendido del sistema de aireación.....	57
c.-Medición de la Temperatura y de la Concentración de Oxígeno disuelto en el líquido saturado.....	57

d.-Desoxigenación Química.....	59
e.-Reoxigenación y captación de muestras.....	61
f.-Vaciado y Llenado del Tanque.....	62
g.-Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el laboratorio.....	62
h.-Procesamiento de la información.....	65
Evaluación del sistema en la fase 3.....	67
a.-Aislamiento del sistema de lodos activados.....	67
b.-Medición de la concentración de oxígeno disuelto.....	68
c.-Desoxigenación Química.....	68
d.-Reoxigenación y captación de muestras.....	69
e.-Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el laboratorio.....	69
f.-Procesamiento de la información.....	69
ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	70
Fase 1. Agua Limpia dentro del reactor.....	70
a.-Concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación.....	70
b.-Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno.....	74

c.-Tasa de transferencia del oxígeno en el proceso de reaireación.....	76
d.-Factores que afectan la transferencia de oxígeno.....	81
Fase 2. Agua residual dentro del reactor.....	82
a.-Concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación.....	83
b.-Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno.....	86
c.-Tasa de transferencia de oxígeno en el proceso de reaireación.....	89
d.-Factores que afectan la transferencia de oxígeno.....	93
Factor de corrección Alfa. α.....	94
Factor de corrección de la concentración de saturación de oxígeno. Beta. β.....	95
Fase 3. Lodos Activados dentro del reactor.....	97
a.-Concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación.....	97
b.-Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno.....	100
c.-Tasa de transferencia de oxígeno en el proceso de reaireación.....	102

Factor de corrección Alfa. α	104
Factor de corrección de la concentración de saturación de oxígeno. Beta. β	105
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	106
BIBLIOGRAFÍA.....	109
ANEXOS.....	113

INDICE DE TABLAS

Página

Tabla Nº 1. Tratamientos Biológicos aplicados a las aguas residuales....	7
Tabla Nº 2. Sistemas de aireación evaluados.....	53
Tabla Nº 3. Promedios de concentración de oxígeno. Fase 1.....	71
Tabla Nº 4. Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno. Fase1.....	74
Tabla Nº 5. Comparación entre el flujo másico de oxígeno y la tasa de transferencia de oxígeno.....	76
Tabla Nº 6. Comparación de la tasa de transferencia de oxígeno entre el valor obtenido y otras evaluaciones.....	80
Tabla Nº 7. Promedios de concentración de oxígeno. Fase 2.....	83
Tabla Nº 8. Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno. Fase 2.....	86
Tabla Nº 9. Comparación entre la cantidad de oxígeno transferido y la tasa de transferencia. Fase 2.....	90
Tabla Nº 10. Factor de corrección alfa. α	94
Tabla Nº 11. Factor de corrección de la concentración de saturación de oxígeno. Beta. β	95
Tabla Nº 12. Promedios de concentración de oxígeno. Fase 1, 2 y 3.....	98
Tabla Nº 13. Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno. Fase 1, 2 y 3.....	100

	<i>Página</i>
Tabla Nº 14. Factor de corrección. Alfa. (α). Fase 2 y 3.....	104
Tabla Nº 15. Valores de concentración de saturación de oxígeno para agua con diferentes concentraciones de salinidad.....	113
Tabla Nº 16. Parámetros de control en la evaluación del sistema A. Fase 1.....	114
Tabla Nº 17. Parámetros de control en la evaluación del sistema B. Fase 1.....	117
Tabla Nº 18. Parámetros de control en la evaluación del sistema C. Fase 1.....	120
Tabla Nº 19. Parámetros de control en la evaluación del sistema D. Fase 1.....	123
Tabla Nº 20. Parámetros de control en la evaluación del sistema A. Fase 2.....	126
Tabla Nº 21. Parámetros de control en la evaluación del sistema B. Fase 2.....	129
Tabla Nº 22. Parámetros de control en la evaluación del sistema C. Fase 2.....	132
Tabla Nº 23. Parámetros de control en la evaluación del sistema D. Fase 2.....	135
Tabla Nº 24. Parámetros de control en la evaluación del sistema D. Fase 3.....	138

INDICE DE FIGURAS

Página

Figura N° 1. Sistema de Lodos Activados con descarga de lodos directamente del reactor.....10

Figura N° 2. Esquema de la teoría de la doble capa, transferencia de Oxígeno.....27

Figura N° 3. Esquema del gradiente de concentración de oxígeno, sistema estancado y turbulento.....31

Figura N° 4. Patrones de flujo de los sistemas de aireación.....41

Figura N° 5. Aireador Sub-superficial Flush-Air.....48

Figura N° 6. Esquema del sistema de lodos activados ubicados en la PETA.....51

Figura N° 7. Tanque de aireación del sistema de lodos activados ubicado en la PETA.....52

Figura N° 8. Esquema de puntos de medición dentro del tanque de aireación.....55

Figura N° 9. Sistema para la captación de muestras diseñadas en la Planta de tratamiento.....56

Figura N° 10. Botella Winkler para medir oxígeno disuelto.....58

Figura N° 11. Panel de Control del medidor de oxígeno disuelto.....63

Figura N° 12. Electrodo para medir oxígeno disuelto.....63

	<i>Página</i>
Figura N° 13. Medición de la concentración de oxígeno disuelto. Fase 2.....	64
Figura N° 14. Limpieza del electrodo	65
Figura N° 15. Velocidad de la variación de la concentración de oxígeno disuelto durante el proceso de reaireación. Fase 1.....	73
Figura N° 16. Déficit de oxígeno versus tiempo. Fase 1.....	75
Figura N° 17. Flujo másico de oxígeno transferido al seno del líquido versus potencia. Fase 1.....	77
Figura N° 18. Tasa de transferencia de oxígeno versus potencia. Fase 1.....	78
Figura N° 19. Variación de la velocidad de concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación. Fase 2.....	84
Figura N° 20. Déficit de oxígeno versus tiempo. Fase 2.....	88
Figura N° 21. Flujo másico de oxígeno transferido al seno del líquido versus potencia. Fase 2.....	91
Figura N° 22. Tasa de transferencia de oxígeno disuelto versus potencia. Fase 2.....	92
Figura N° 23. Variación de la velocidad de la concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación. Sistema D (0,50 – 0,75 HP). Fase 3.....	99

INDICE DE ANEXOS

Página

Anexo I. Valores tabulados de concentración de oxígeno disuelto.....	113
Anexo II. Reporte de parámetros de control en la evaluación de los sistemas de aireación. Fase 1.....	114
Anexo III. Reporte de parámetros de control en la evaluación de los sistemas de aireación. Fase 2 y 3.....	126
Anexo IV. Características técnicas del Bisulfito de Sodio solución.....	139
Anexo V. Valores suministrados por Méndez y Pérez, 2002.....	140

LISTA DE SÍMBOLOS

- A:** Área interfacial de transferencia, m^2 .
- AGM:** Agitador mecánico.
- Br:** Bomba centrífuga de recirculación.
- Q:** Caudal de entrada al reactor, $m^3/día$.
- Qe:** Caudal del efluente, $m^3/día$
- Qr:** Caudal de lodo de exceso, $m^3/día$.
- Qw:** Caudal de lodo de recicló, $m^3/día$.
- Kd:** Coeficiente de decaimiento endógeno, $día^{-1}$.
- K_{LA}:** Coeficiente global de transferencia de gas, h^{-1} .
- K_{LA}:** Coeficiente global de transferencia de gas, h^{-1} .
- K_{LA}:** Coeficiente global de transferencia de gas, h^{-1} .
- K_{LA20°C}:** Coeficiente global estándar de transferencia de gas, h^{-1} .
- K_L:** Coeficiente de película del líquido, m/h
- Y:** Coeficiente de productividad, mg SSV/mg DQO.
- K_H:** Coeficiente de proporcionalidad, mg/l.atm.
- CMIRV:** Colector Marginal Izquierdo Río Valle.
- S:** Concentración de la Demanda Bioquímica de Oxígeno en el efluente, mg/l.
- So:** Concentración de la Demanda Bioquímica de Oxígeno en el afluente, mg/l.
- OD:** Concentración de Oxígeno disuelto, mg/l.
- C_L:** Concentración de oxígeno disuelto en el seno del líquido, mg/l.
- C_{watl}:** Concentración de saturación de oxígeno disuelto en el agua residual dada a una temperatura y altitud determinadas, mg/l.
- Cs:** Concentración de saturación del oxígeno disuelto en la interfase, mg/l.
- Nc:** Concentración de oxígeno transferido por unidad de tiempo, mg/l.h.
- Csd:** Concentración de sólidos disueltos, mg/l.
- X:** Concentración de sólidos suspendidos volátiles, o concentración de microorganismos, en el reactor, mg/l.

- Xe:** Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente, mg/l.
- Xr:** Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reciclo, mg/l.
- φ : Constante, adimensional.
- DBO:** Demanda Bioquímica de Oxígeno, mg/l.
- DQO:** Demanda Química de Oxígeno, mg/l.
- DBOu:** Demanda Última Carbonácea, mg/l.
- DBOu_e:** Demanda Última Carbonácea estabilizada, mg/l.
- Ds:** Desarenador.
- Eo:** Eficiencia de adsorción de oxígeno, Kg O₂/unidad de aireación.
- α : Factor de corrección alfa, adimensional.
- β : Factor de corrección beta, adimensional.
- Px:** Masa de lodo en exceso, kg/día.
- N:** Masa de transferencia de oxígeno por unidad de tiempo, g/h.
- No:** Masa de transferencia de oxígeno en condiciones estándar, Kg O₂/Kw.h.
- P:** Presión parcial del gas, atm.
- F/M:** Relación sustrato-microorganismo, día⁻¹.
- SSed:** Sólidos sedimentables.
- SSLM:** Sólidos suspendidos en el licor de mezcla.
- SSVLM:** Sólidos suspendidos volátiles en el licor de mezcla.
- T:** Temperatura, °C.
- θ_c : Tiempo de residencia celular, días.
- θ : Tiempo de retención hidráulico, horas.
- Tv:** Tolva.
- Td:** Torre de distribución.
- V:** Volumen del reactor, m³.

INTRODUCCIÓN

Durante las últimas dos décadas el interés por el control de los efluentes y emisiones que afectan el ambiente ha sido un punto de estudio de los sectores industriales, científicos e inclusive de las comunidades; este interés se debe a que los efectos producto del deterioro de las condiciones ambientales (aire, agua y suelo) y sus consecuencias han tenido mayor repercusión en el ámbito mundial.

Actualmente en muchos de los cuerpos de agua (mares, ríos estuarios, subterráneas, etc.) se ha visto desmejorada su capacidad de auto-purificación para llevar a cabo la degradación de los efluentes de origen industrial y/o doméstico; por lo tanto, estas grandes masas de agua han ido perdiendo sus condiciones naturales, como son la apariencia física y su capacidad para sustentar la vida. En este aspecto los tratamientos de agua son diseñados, construidos y operados con el objetivo de transformar el líquido residual en un efluente final de concentración aceptable, que no altere las condiciones naturales de los cuerpos de agua receptores. (Rivas M, 1978)

Los diferentes tratamientos para mejorar la calidad de los efluentes representan una serie de técnicas, entre las cuales tenemos:

- **Tratamientos preliminares.** (Desbaste, Tamizado, etc.)
- **Tratamiento Primario** (Sedimentación y Flotación)
- **Tratamientos Secundarios** (Lodos Activados, Lechos biológicos, entre otros)
- **Tratamientos Terciario o especiales** (Remoción de Fosfatos y Nitratos entre otros)

En los sistemas de tratamiento secundarios se estudiará específicamente el sistema de lodos activados, siendo un proceso biológico aerobio, es decir, que se desarrolla en presencia de oxígeno, el cual es requerido por los microorganismos responsables de la degradación de la materia orgánica; el presente trabajo especial de grado enfoca el análisis y determinación de la transferencia de oxígeno en una unidad de lodos activados a escala piloto. Este parámetro de diseño es uno de los más importantes en este tipo de tratamiento.

La falta de experiencia en el uso de sistemas de tratamiento para aguas residuales en Venezuela ha dificultado la definición de las variables de diseño y operación de los mismos. La determinación de éste parámetro se comparará con los resultados que reporta la literatura, para obtener datos que se llevarán a cabo en la aplicación y desarrollo de futuras plantas de tratamiento en el país, donde las condiciones ambientales predominantes y las características de las aguas residuales son muy distintas a la de los países donde se han realizado la mayoría de los estudios en esta área en particular.

Debido a que la mayoría de los fabricantes de los diferentes equipos de aireación, responsables del suministro de oxígeno en el tratamiento de lodos activados, pueden desarrollar pruebas bajo condiciones favorables para un equipo en particular, los valores de concentración de oxígeno, coeficiente global de transferencia estándar así como todos los parámetros relacionados a la transferencia del gas para este sistema en particular; son discutidos y comparados con los datos suministrados por el proveedor del equipo de aireación y con datos de otros sistemas de aireación disponibles en el mercado.

El desarrollo de este trabajo forma parte de una línea de investigación en el área, que se realiza en la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas Residuales de la Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela bajo el nombre de, “Sistemas de Lodos Activados para el tratamiento de Líquidos Residuales de origen Doméstico”.

Cabe destacar que la bibliografía consultada presenta una escasa información de valores correspondientes a la eficiencia y capacidad de transferencia de oxígeno de este tipo particular de sistemas de aireación.

OBJETIVOS

En este trabajo especial de grado se planteó un objetivo general y varios objetivos específicos.

Objetivo General

Evaluar la transferencia de oxígeno por aireación mecánica y su influencia en el comportamiento del sistema de lodos activados a escala piloto, en la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas (PETA).

Objetivos Específicos

- Conocer de manera práctica la operación de un sistema de lodos activados a escala piloto.
- Recopilar información sobre el funcionamiento y mantenimiento real del proceso de lodos activados ubicado en la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas. (PETA).
- Determinar los coeficientes globales de transferencia de oxígeno (K_{LA}) en el proceso de lodos activados de la PETA, utilizando uno y dos aireadores mecánicos.

- Establecer los factores que influyen sobre la transferencia de oxígeno en el sistema de tratamiento de lodos activados.
- Determinar el factor de corrección alfa (α), que relaciona el coeficiente global de transferencia de oxígeno (K_{LA}) de las aguas residuales con el de las aguas no contaminadas.
- Determinar el factor de corrección beta (β), el cual relaciona la concentración de saturación de oxígeno disuelto (C_s) del agua residual, con el de las aguas no contaminadas.
- Determinar la relación entre la transferencia de oxígeno y la energía requerida por el sistema de aireación en cada una de las fases de estudio.

INTRODUCCIÓN A LOS TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

La remoción de los contaminantes presentes en las aguas residuales de origen industrial y/o doméstico se logra a través de procesos físicos, químicos y biológicos. Los procesos físicos utilizan las fuerzas físicas para separar los componentes no deseados del agua residual; generalmente estos procesos son el primer método que se utiliza en las plantas de tratamiento e incluyen: desbaste, trituración, mezclador, sedimentación, flotación y filtración.

Los procesos químicos son los que consiguen la transformación de los efluentes industriales y/o domésticos a través de reacciones químicas propiciadas por sustancias específicas utilizadas en estos tipos de tratamientos; éstos tratamientos pueden ser: precipitación química, adsorción, desinfección con cloro, desinfección con ozono, entre otros.

Por último los procesos biológicos consisten en la aplicación de organismos vivos a las aguas residuales, para ser transformados en materia orgánica estable. El objetivo primordial de este tipo de procesos es reducir los contenidos orgánicos y nutrientes como fósforo y nitrógeno. Dentro de los procesos biológicos existen los siguientes cuatro grandes grupos de tratamientos:

- a. Procesos Aerobios, los cuales ocurren en presencia de oxígeno, ya que los microorganismos requieren de oxígeno molecular para llevar a cabo su proceso metabólico.
- b. Procesos Anóxicos, en donde el nitrógeno presente en forma de nitrato es convertido biológicamente a nitrógeno gas, ocurriendo todo el proceso en ausencia de oxígeno.

- c. Procesos Anaerobios, ocurren en ausencia de oxígeno, aquí los microorganismos obtienen la energía de los compuestos orgánicos, para llevar a cabo su proceso metabólico.
- d. Proceso de combinación entre Aerobio / Anóxico o Anaerobio / Aerobio.

Dentro de los procesos biológicos se encuentran varios tipos de tratamientos, que dependen del tipo de procesos, propósitos de aplicación, entre otras características. A continuación se presentan en la tabla siguiente, los tratamientos biológicos más comunes:

Tabla N° 1. Tratamientos Biológicos aplicados a las aguas residuales.

Tipo de Proceso	Tipo de Tratamiento	Nombre Común	Propósito de Aplicación
Aerobio	Crecimiento suspendido	Lodos Activados	Remoción de la materia carbonácea – (Nitrificación)
		Lagunas de aireación	
		Digestor aeróbio	Estabilización-Remoción de la materia carbonácea
		Lagunas de oxidación	Remoción de la materia Carbonácea
	Crecimiento Fijo	Lecho Percolador	Remoción de la materia carbonácea (Nitrificación)
		Contactores Biológicos rotatorios	
Anóxicos	Crecimiento suspendido	Desnitrificadores	Desnitrificación
	Crecimiento Fijo	Desnitrificador de película fija	
Anaerobio	Crecimiento suspendido	Digestión Anaerobia	Estabilización-Remoción de la materia carbonácea
		Proceso de contacto anaerobio	Remoción de la materia Carbonácea.
	Crecimiento Fijo	Filtro Anaerobio	Estabilización-Remoción de la materia carbonácea
Combinado		Lagunas Facultativas	Remoción de la materia Carbonácea
		Laguna Anae-Facult.	
		L. Anae-Facult-Aero.	
		Lagunas de maduración	Remoción de la materia carbonácea –(Nitrificación)

(Metcalf and Eddy, 1991)

En la tabla anterior se indica como aplicación para cada uno de los tipos de tratamientos biológicos, la remoción y estabilización de la materia carbonácea presente en las aguas residuales, así como el proceso de desnitrificación. El proceso de desnitrificación consiste en convertir los nitratos productos del proceso de nitrificación (conversión del nitrógeno en forma de amonio en nitratos) a nitrógeno gas y de esta manera eliminarlo de las aguas residuales.

En todo proceso biológico, el uso de microorganismos es de esencial importancia, debido a que la remoción de la materia carbonácea, la cual implica la estabilización de la materia carbonácea y la coagulación de los sólidos coloidales no estables, se logra utilizando una gran variedad de microorganismos, los cuales específicamente convierten la materia carbonácea coloidal y disuelta, en varios tipos de compuestos estabilizados, gases y en tejido celular, que puede ser removido del líquido tratado a través del proceso de sedimentación, debido a que este tejido presenta un peso mayor al del agua residual.

LODOS ACTIVADOS

El proceso de los lodos activados fue descubierto en Inglaterra en 1914 por Edward Arden y W. T. Lockett, quienes llevaron a cabo varios experimentos de oxidación de las aguas residuales sin el uso de filtros previos; fue nombrado de esta manera porque involucra la producción de una masa activada de microorganismos capaz de estabilizar aerobiamente la materia orgánica presente en las aguas residuales.

Este proceso consiste en introducir las aguas residuales en un reactor provisto de dispositivos de aireación (mecánicos o por difusión), que tienen como función mantener el cultivo de bacterias aerobias (responsables de la transformación de la materia orgánica) en suspensión, proporcionar el oxígeno requerido durante el proceso y mantener el régimen de mezclado.

Dentro del reactor una porción de la materia orgánica es usada por las bacterias aerobias y facultativas para obtener energía y crear nuevo material celular (ver ecuaciones 1, 2 y 3). Después de un tiempo determinado, el licor de mezcla pasa a un tanque de sedimentación, donde las células son separadas de las aguas residuales. Una porción de las células sedimentadas es nuevamente inyectada al reactor con el propósito de mantener la concentración deseada de microorganismos y la otra porción es desechada del sistema, como se observa en la figura N° 1.

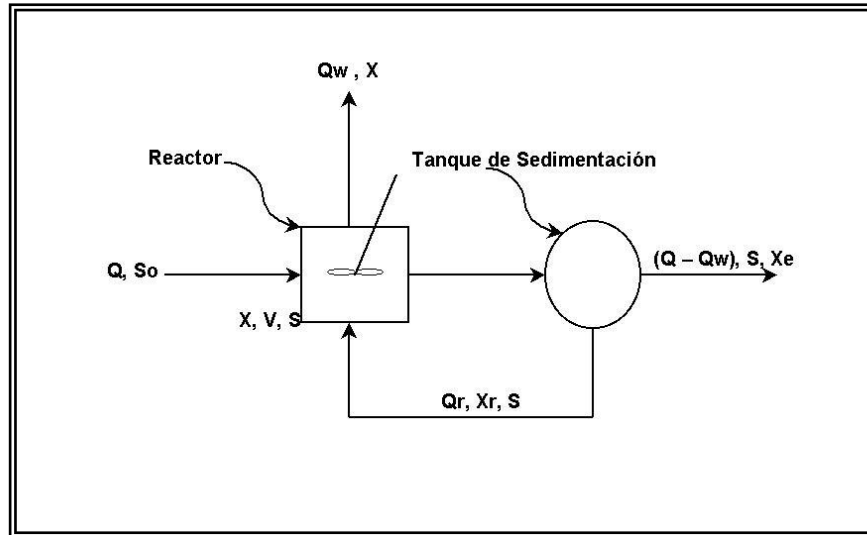


Figura N° 1. Sistema de Lodos activados con descarga de lodos directamente del reactor.

De la figura N° 1, se tiene que:

- Q: Flujo de entrada al reactor.
- S_o : Concentración de sustrato en el afluente. (DBO ó DQO)
- X: Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor.
- V: Volumen del reactor.
- S: Concentración de sustrato en el efluente. (DBO ó DQO).
- Q_r : Caudal de lodo de reciclo.
- Q_w : Caudal de lodo de exceso.
- X_r : Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reciclo.
- X_e : Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente.

El nivel de masa biológica que se debe mantener dentro del reactor, está sujeto a la eficiencia del tratamiento que se desee, así como a la cinética de crecimiento de los microorganismos. Existen muchas variaciones de los sistemas de lodos activados, las cuales dependen de la forma de alimentación,

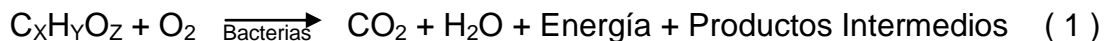
la manera de proporcionar oxígeno al proceso; así como del predominio de algunas de las fases de crecimiento.

Durante el proceso aerobio ocurren tres fases de biooxidación:

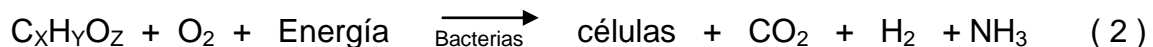
- a) Fase de crecimiento logarítmico, la que ocurre cuando existe suficiente concentración del sustrato biodegradable.
- b) Fase aproximadamente lineal, esta fase ocurre cuando existe sustrato sólo en cantidad limitada para la creciente población microbiana presente.
- c) Fase decreciente, la que ocurre una vez agotado el sustrato y la biomasa comienza a utilizar la energía previamente acumulada provocando así el fenómeno de auto-oxidación o de respiración endógena.

Esencialmente, las reacciones que se llevan a cabo en el reactor o tanque de aireación pueden resumirse:

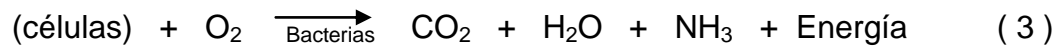
- a) Oxidación de la materia orgánica (combustión):



- b) Síntesis de materia celular (síntesis):



c) Autodigestión del material celular (oxidación celular):



El proceso de sedimentación tiene dos objetivos fundamentales: el primer objetivo es separar los sólidos suspendidos presentes en el licor de mezcla del agua residual tratada, para producir un efluente clarificado, estable y de baja concentración en DBO, así como bajo en sólidos suspendidos; el segundo objetivo es el de retornar parte de los lodos sedimentados al reactor, este paso tiene el propósito de mantener una concentración suficiente de sólidos dentro del tanque de aireación (reactor), para que el grado requerido de tratamiento pueda ser obtenido en el intervalo de tiempo deseado.

El exceso de lodos producido, debe ser desechado para mantener una proporción de la velocidad de alimentación microbiana o una media del tiempo de residencia celular en el tanque de aireación, ambos parámetros definen el criterio de carga del sistema de lodos activados.

CRITERIOS DE DISEÑO

Para el diseño de los tratamientos de lodos activados se deben tomar en cuenta los siguientes parámetros.

a.- Criterio de carga del sistema

Para definir el diseño y control de los lodos activados, se han propuestos varios parámetros empíricos como racionales, pero los dos parámetros comúnmente utilizados son la relación sustrato-microorganismo (F/M) y el tiempo de residencia celular. El primer parámetro (F/M) relaciona la concentración de la DBO con el tiempo de retención hidráulico en el tanque de aireación y la concentración de sólidos volátiles y representa la energía disponible del sistema para los microorganismos, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$F/M = \frac{S_o}{\theta \cdot X} \quad (4)$$

donde:

F/M: relación sustrato-microorganismos. (días⁻¹)

S_o: concentración de la DBO en el afluente. (mg/l)

θ: tiempo de retención hidráulico en el tanque de aireación. (días)

X: concentración de sólidos suspendidos volátiles en el tanque de aireación, SSVLM. (mg/l)

El tiempo de retención hidráulico, se define como la relación entre el volumen del tanque de aireación y el caudal afluentes, los valores típicos de

este tiempo se encuentran entre 4 hasta 24 horas, garantizando un volumen mínimo del tanque de aireación, este parámetro se calcula como:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (5)$$

donde:

V: volumen del tanque de aireación. (m³)

Q: caudal afluente. (m³/día)

El otro parámetro que define el control y diseño de los lodos activados es el tiempo de residencia celular basado en el volumen del tanque de aireación y la línea de desecho de lodos a partir de la línea de reciclaje, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_w \cdot X_r + Q_e \cdot X_e} \quad (6)$$

donde:

θ_c : tiempo de residencia celular. (días)

Q_w : caudal de lodos de exceso. (m³/día)

X_r : concentración de sólidos suspendidos volátiles en la línea del reciclaje. (mg/l)

Q_e : caudal del efluente. (m³/día)

X_e : concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente tratado. (mg/l)

Si el tiempo de residencia celular, se calcula a partir del volumen de tanque de aireación y la línea de desecho de lodos desde el reactor, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\theta_c = \frac{V}{Q_w} \quad (7)$$

El parámetro anterior puede ser considerado como una medida del tiempo medio de residencia de los organismos dentro del sistema, cuyos valores típicos se encuentran en el rango de 6 hasta 30 días. (Metcalf & Eddy, 1991)

b.- Selección del tipo de reactor

Para el diseño de los sistemas de lodos activados se debe tomar en cuenta el tipo de reactor que se va a seleccionar, basando la decisión en la dependencia que el funcionamiento del reactor tiene con los siguientes factores:

1. Reacción cinética que domina el proceso de tratamiento.
2. Requerimientos en la transferencia de oxígeno.
3. Naturaleza de las aguas residuales.
4. Condiciones ambientales locales.
5. Costos de construcción, operación y mantenimiento del sistema.

Los reactores pueden ser de flujo pistón y mezcla completa, sin embargo, en mucha de las plantas de tratamiento se utiliza el último tipo de reactor.

c.- Producción y control de lodos

La importancia del conocimiento de la producción de lodos por día, radica en el manejo de grandes cantidades del mismo, que pueden llegar a afectar los

medios de disposición y manejo del lodo dentro del sistema en general, dicha producción depende de las concentraciones de la DBO en el efluente y en el afluente, el caudal, el coeficiente de decaimiento endógeno y el tiempo de residencia celular, como se presenta a continuación:

$$P_x = \frac{Y}{1 + \theta_c \cdot K_d} \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot (10^3 \text{ g / kg})^{-1} \quad (8)$$

donde:

P_x: masa de lodo en exceso. (kg/día)

Y: coeficiente de productividad (mg SSV/ mg DQO)

K_d: coeficiente de decaimiento endógeno. (día⁻¹)

S: concentración de la DBO en el efluente. (mg/l)

d.- Requerimientos de Nutrientes

Para que un sistema biológico funcione apropiadamente, debe existir una cantidad apropiada y disponible de nutrientes (fósforo y nitrógeno). Estas cantidades requeridas se basan en la composición del tejido celular, que necesita aproximadamente 12,4% en peso de nitrógeno y la cantidad de fósforo se asume usualmente como 1/5 del valor anterior; sin embargo estos valores son típicos pero no fijos, ya que se ha demostrado que el porcentaje de distribución de estos nutrientes en los tejidos celulares varía con la edad de la célula y las condiciones ambientales presentes en los lodos activados. Debido a que la cantidad total de nutrientes requeridos va a depender de la masa neta de organismos producidos, puede verse reducida en procesos donde los tiempos de residencia celular son largos.

e.- Requerimientos Ambientales

Estos requerimientos incluyen la temperatura, cuya dependencia de las constantes de velocidad de las reacciones biológicas es de suma importancia en la evaluación de la eficiencia global del proceso, la temperatura no solo tiene influencia sobre las actividades metabólicas de la población microbológica, sino también tiene un profundo efecto en factores como, la velocidad de transferencia de gas y las características de sedimentación de los sólidos biológicos. El pH, no siempre representa un problema en los tratamientos de lodos activados, sin embargo es importante acotar que se debe mantener un pH entre 6,5 – 7,5, generando un ambiente propicio para el crecimiento de los microorganismos, ya que muchas bacterias no pueden tolerar niveles de pH superiores a 9,5 o inferiores de 4. (Metcalf and Eddy, 1991)

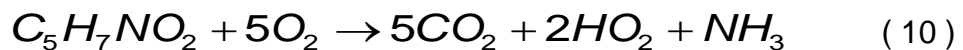
f.- Requerimientos y transferencia de oxígeno

Estos requerimientos pueden ser determinados, a través de la DBO de las aguas residuales, la cual representa la cantidad de oxígeno utilizado en la estabilización de la materia orgánica carbonácea, por acción de los microorganismos en condiciones de tiempo y temperatura especificados (generalmente 5 días y 20°C). La demanda total de oxígeno, puede ser obtenida a partir de la conversión de la $DBO_{5,20}$ a $DBOu$ (demanda última carbonácea), la cual representa la cantidad de materia orgánica biodegradable presente en el sistema; suponiendo que toda la concentración de DBO es satisfecha, se obtiene la cantidad de oxígeno que debe ser suministrada al sistema.

Los requerimientos teóricos de oxígeno para remover la materia orgánica carbonácea del agua residual para sistemas de lodos activados, pueden ser calculados a partir de la siguiente ecuación: (Metcalf and Eddy, 1991)

$$Kg, O_2 / d = \left(\frac{DBOu}{estabilizada} \right) - 1,42 \cdot \left(\frac{DBOu\ del\ biomasa}{extraida} \right) \quad (9)$$

El valor de 1,42, se obtiene a partir de la ecuación que representa la oxidación celular o autodigestión del material celular, como se presenta a continuación:



donde:

$C_5H_7NO_2$: representa la constitución química del tejido celular.

Realizando una relación estequiométrica entre el tejido celular y la cantidad de oxígeno necesario para degradarlo, se tiene una relación de 1: 1,42, entre el tejido celular y el oxígeno respectivamente, llegando a la siguiente ecuación, la cual indica la concentración de DBOu o la biomasa extraída del sistema, en función de la masa de células expresada en g/día.

$$DBOu = 1,42 \cdot (masa\ de\ células, g / día) \quad (11)$$

Expresando la ecuación anterior en términos del caudal de reciclo y la concentración de los SSV en la línea del reciclo, se tiene que la DBO_u se calcula:

$$DBO_u = 1,42 \cdot X_r \cdot Q_w \quad (12)$$

La cantidad de BDO_u estabilizada es equivalente a 1,5 veces el caudal que entra al sistema por la diferencia entre la DBO en el efluente y el afluente, como se observa en la siguiente ecuación:

$$DBO_{u_e} = 1,5 \cdot Q \cdot (S_o - S) \quad (13)$$

donde:

DBO_{ue}: Demanda última carbonácea estabilizada. (mg)

Por lo tanto la ecuación de la cantidad de oxígeno requerido por el sistema, se puede calcular a partir de la siguiente ecuación que es equivalente a la ecuación (9): (Romero, 2000)

$$Kg.O_2 / d = 1,5 \cdot Q \cdot (S_o - S) - 1,42 \cdot X_r \cdot Q_w \quad (14)$$

Si la eficiencia de la transferencia de oxígeno en los sistemas de aireación es conocida o puede ser estimada, los requerimientos actuales de aire dentro del sistema pueden ser calculados.

La cantidad de aire suplido al sistema debe adecuarse a cumplir los requerimientos de la DBO de las aguas residuales, satisfacer la respiración endógena de los organismos presentes en el lodo, proveer un régimen de mezclado y mantener un mínimo de concentración de oxígeno disuelto (1-2 mg/l) en el tanque de aireación. Debido a que la transferencia de oxígeno es el punto central de análisis de este trabajo de investigación, es desarrollado a cabalidad en la sección correspondiente.

CONTROL EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

El control en los procesos de lodos activados es necesario para mantener altos niveles de eficiencia en el tratamiento de las aguas residuales, ya que estos tratamientos operan bajo una amplia gama de condiciones de operación.

Los principales factores utilizados en el control de los sistemas de lodos activados son los siguientes:

- Mantener niveles adecuados de oxígeno disuelto en el tanque de aireación.
- Regular la cantidad de lodos de exceso y retorno al tanque de aireación.
- Control de los lodos de exceso.

a.- Oxígeno Disuelto

La cantidad de oxígeno transferido en el tanque de aireación es teóricamente equivalente a la cantidad de oxígeno requerida por los microorganismos en los sistemas de lodos activados, de modo de oxidar la materia orgánica y mantener niveles operacionales del O.D en exceso. Cuando la concentración de oxígeno llega a niveles bajos, el crecimiento de los microorganismos se ve afectado, propiciando el crecimiento de organismos filamentosos, los cuales se hacen predominantes, por lo tanto, la estabilidad y calidad de los lodos activados se ve reducida, creando un problema de operación denominado efecto Bulking. La concentración del O.D dentro del tanque de aireación debe mantenerse dentro del rango de 1,5 – 4 mg/l, en todas las áreas del tanque, sin embargo un valor común es de 2 mg/l.

b.- Control del sistema de retorno de lodos

El objetivo del sistema de retorno de lodos es mantener suficiente concentración de lodos activados dentro del tanque de aireación, para obtener el grado de tratamiento requerido en un intervalo de tiempo deseado. El retorno de lodos al tanque de aireación es una característica esencial del proceso, por lo tanto, se debe mantener una amplia capacidad de bombeo de retorno de lodos, por ejemplo para plantas de grandes capacidades de manejo en volumen de aguas residuales, el retorno de lodos debe ser un 50 a 100% del caudal de entrada al sistema y para plantas con capacidades de manejo pequeñas, el retorno de lodos debe ser aproximadamente un 150% del caudal de agua residual. Las estrategias de control utilizadas para el sistema de lodos de retorno, se basan en mantener un nivel fijo de los SSLM dentro del tanque de aireación, o mantener una altura fija en el lecho de lodo depositado en el fondo del tanque de sedimentación.

c.- Control de los lodos de exceso

El exceso de lodos producidos por día debe ser desechado para mantener una proporción de sustrato-microorganismo adecuada en el tanque de aireación, la manera más común de desechar los lodos es a partir de la línea de reciclo de lodo, ya que es aquí donde se encuentra la mayor concentración de lodos y los requerimientos de la capacidad de bombeo son menores. Otro método alternativo es desechar el licor de mezcla directamente desde el tanque de aireación, debido a que la concentración de los SSLM es uniforme. Ambas corrientes pueden ser desechadas a sistemas digestores de lodo o tanques de sedimentación primarios.

d.- Control de la velocidad de captación de oxígeno

La velocidad con que los microorganismos consumen el oxígeno disuelto, puede ser considerado como una medida de la actividad biológica dentro del tanque de aireación. Si se observa una velocidad de captación alta, esto indica una actividad biológica alta dentro del reactor y viceversa. Los valores de la captación de oxígeno pueden ser calculados a partir de una muestra del licor de mezcla saturada en O.D y medir la disminución de la concentración del O.D, a través de un electrodo de oxígeno. (Metcalf and Eddy, 1991)

PROBLEMAS EN LA OPERACIÓN DE LODOS ACTIVADOS

Existen tres problemas comunes en la operación de los lodos activados: el primero es el aumento o elevación de los lodos a la superficie del tanque (efecto **rising**), problema que puede presentarse hasta en lodos con buenas características de sedimentación, sin embargo, debido al proceso de desnitrificación, suben a la superficie del tanque. La desnitrificación consiste en la transformación de los nitritos y nitratos presentes en el efluente a nitrógeno gas, este nitrógeno queda atrapado en la masa de los lodos haciendo que asciendan hasta la superficie cuando la concentración del nitrógeno aumenta considerablemente.

Las posibles soluciones a este tipo de problema son las siguientes:

1. Aumentar la velocidad de retorno de los lodos al tanque de aireación.
2. Si es posible aumentar la velocidad del mecanismo de recolección de lodos en el tanque de sedimentación.
3. Disminuir el tiempo de retención celular al aumentar la velocidad de desecho de los lodos.

El segundo problema que se presenta en la operación de lodos activados es el abultamiento de lodos o efecto **bulking**, esto ocurre en lodos que presentan pobres características de sedimentación y compactación. Se ha identificado como causa principal responsable del abultamiento, el crecimiento de organismos filamentosos u organismos que puedan crear filamentos por condiciones adversas dentro del sistema.

Las causas de este efecto de abultamiento de lodo pueden ser: las características físicas y químicas de las aguas residuales y las limitaciones en el diseño y operación de la planta de tratamiento. Para controlar y prevenir

este tipo de problemas en la operación de los lodos activados, se deben revisar los siguientes parámetros:

1. Características del agua residual.
2. Contenido de oxígeno disuelto.
3. Proceso de carga del sistema.
4. Velocidad de bombeo de los lodos de retorno.
5. Sobre carga interna de la planta de tratamiento.
6. Las operaciones de clarificación.

Sin embargo, se ha observado que de todos los parámetros el de mayor influencia en el abultamiento de lodos es la concentración de oxígeno disuelto.

El último problema en la operación de los lodos activados es la formación de **espuma**, que corresponde a una espuma viscosa, marrón que se puede presentar en el tanque de aireación o en el tanque de sedimentación, la cual produce problemas de seguridad dentro de la planta de tratamiento, un efluente no clarificado de baja calidad o malos olores; la formación de esta espuma está asociada al crecimiento de organismos con filamentos, generalmente del género *Norcadia*.

Las posibles causas de la aparición de esta espuma en las plantas de lodos activados, se debe a:

1. Baja relación sustrato-microorganismo en el tanque de aireación.
2. Aumento de la concentración de SSLM debido a la insuficiencia de extracción de los lodos de exceso.

Para controlar el crecimiento de los organismos con filamentos, se debe reducir la edad de los lodos que se encuentren dentro del sistema o reducir el flujo de aire dentro del tanque de aireación. (Metcalf and Eddy, 1991)

TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN LOS LODOS ACTIVADOS

La transferencia de un gas puede ser definida como el proceso en el cual el gas pasa de una fase gaseosa a otra fase líquida. El funcionamiento de los procesos biológicos aerobios como los lodos activados, depende de la disponibilidad de cantidades suficientes de oxígeno, ya que requieren de una reposición más rápida de oxígeno que la que pueda obtenerse a través de un contacto normal con la atmósfera; por lo tanto, la cantidad y manera de suministrar el oxígeno es de vital importancia en el diseño y operación tanto del sistema de tratamiento como de los equipos de aireación, los cuales aumentan la velocidad de la transferencia o reposición de oxígeno atmosférico, dicha transferencia puede llevarse a cabo a través de burbujas de aire o por agitación.

Para entender la manera como se lleva a cabo la transferencia del oxígeno dentro de las aguas residuales, se deben analizar los pasos de transporte de un gas dentro del seno del líquido. En este proceso de difusión de oxígeno, se debe tener en cuenta que el gas no se encuentra distribuido homogéneamente en el seno del líquido, es decir, existen gradientes de concentración, por lo tanto, deben actuar fuerzas naturales para transferir la masa de tal forma que se minimicen dichas diferencias en el seno del líquido.

En los últimos 50 años, un gran número de teorías sobre la transferencia de masa han sido propuestas para explicar los mecanismos de transferencia del gas. La teoría más simple y comúnmente utilizada es la teoría de la doble película o doble capa propuesta por Lewis y Whitman, en 1924, basada en un modelo físico. Esta teoría supone la coexistencia de dos películas en la interfase gas-líquido, la cual provee una resistencia al paso de las moléculas por difusión molecular, entre el seno del líquido y el volumen de gas.

La cantidad de gas transferido por unidad de tiempo es la misma a través de cada película; esto ocurre a partir de cuatro pasos definidos que conforman el proceso de disolución del gas (oxígeno) en la fase solución (agua residual) (Figura N° 2), dichos pasos se exponen a continuación:

- Paso 1: paso del gas de la fase vapor a la interfase gas-líquido.
- Paso 2: paso del gas a través de “una película de gas” situada en el lado del vapor de la interfase.
- Paso 3: paso a través de una “película líquida” situada en el lado del líquido de la interfase.
- Paso 4: Gas disperso a través de la masa principal de la solución.

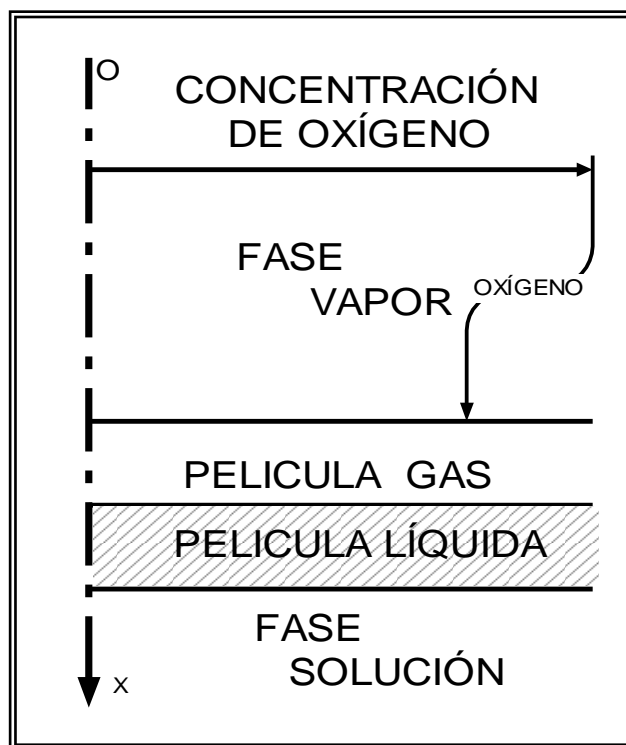


Figura N° 2. Esquema de la teoría de la doble capa, transferencia de O₂.

Existe un paso cuyo tiempo es mucho mayor que el resto, a éste se le denomina, “paso que determina la velocidad”, por lo tanto, los cálculos de la velocidad de transferencia global del gas pueden basarse únicamente en este paso. Usualmente, la tasa másica de transferencia del gas está gobernada por la fase líquida, debido a que posee una difusividad inferior; además, la movilidad de las moléculas en la fase gaseosa es mucho mayor que la movilidad de las moléculas en la fase líquida, lo cual hace que el espesor de la película gaseosa sea mucho más pequeño que el de la película líquida, sin embargo, si las condiciones del sistema son de agitación, la difusión a través de la fase líquida deja de ser el factor limitante, siendo ahora el factor controlador la velocidad de transferencia a través de la interfase gas-líquido.

La cantidad másica de gas transferido se calcula con base en la teoría de Fick para describir el fenómeno de difusión, representada por la siguiente ecuación:

$$N = K_L \cdot A \cdot (C_S - C_L) \quad (15)$$

donde:

N: masa de transferencia de oxígeno por unidad de tiempo. (g/h)

K_L : coeficiente de película del líquido. (m/h)

A: área interfacial de transferencia.(m²)

C_S: concentración de saturación de O₂ en la interfase.(mg/l)

C_L: concentración de O₂ en el seno del líquido. (mg/l)

La ecuación (15) indica que la tasa a la cual un gas se difunde a través de un área o sección transversal uniforme depende del tamaño u forma de sus moléculas, así como del gradiente de concentración de la sustancia. El gas se

mueve espontáneamente de una región de alta concentración a una de baja concentración, y a medida que la diferencia de concentración aumenta, la tasa de difusión se hace mayor.

Debido a la imposibilidad practica de determinar el valor de A, se obtiene un nuevo término K_{LA} , este coeficiente de transferencia global es función de la resistencia de las fases líquida y gaseosa y se define a partir del coeficiente de película, el área interfacial de transferencia, y el volumen del reactor, como se observa a continuación:

$$K_{LA} = K_L \cdot \frac{A}{V} \quad (16)$$

donde:

K_{LA} : Coeficiente global de transferencia del gas. (h^{-1})

V: volumen del reactor. (m^3)

Al sustituir la ecuación anterior en la ecuación (15), se obtiene la velocidad de transferencia de un gas en función de su concentración, quedando la ecuación de la siguiente manera:

$$Nc = K_{LA} \cdot (C_S - C_L) \quad (17)$$

donde:

Nc: concentración de transferencia de oxígeno por unidad de tiempo. (mg/l.h)

Landberg (1969) y Smith (1970) plantearon que los valores K_{LA} , eran constantes y se adecuaban a la teoría establecida de transferencia de gas-líquido, además Smith llegó a la conclusión que los valores del coeficiente de transferencia global eran función del diseño y geometría del tanque de aireación, de los sistemas de aireación, del flujo de aire que se introducía al sistema y de la profundidad donde se ubican los equipos de aireación, como es el caso de los difusores.

Tewari y Bentra (1982) concluyeron que los valores de K_{LA} están significativamente influenciados por los mismos parámetros establecidos por Landberg y Smith, sin embargo a dichos parámetros adicionaron las características del agua residual.

En los sistemas de lodos activados, el líquido dentro del reactor se encuentra en estado de agitación debido a la acción de los sistemas de aireación, por lo tanto el gradiente de concentración del gas entre la fase gas y el seno del líquido es menor que en un sistema estancado, como se observa en la Figura N° 3.

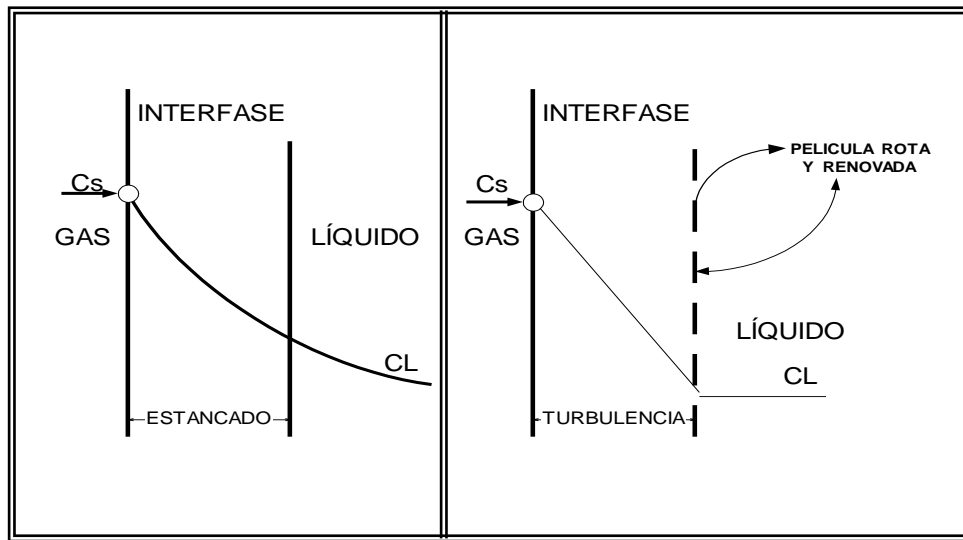


Figura N° 3. Esquema del gradiente de concentración de oxígeno, sistema estancado y turbulento.

El gradiente de concentración a través de la interfase, aumenta a medida que aumenta la turbulencia dentro del sistema, debido a que la película líquida de la interfase gas-líquido es quebrada y renovada, como consecuencia al movimiento del líquido ejercido por los sistemas de aireación, aumentando la transferencia de oxígeno dentro del seno del líquido.

Para gases de alta solubilidad en la fase líquida, la resistencia mayor a la adsorción la ofrece la película gaseosa, para gases de solubilidad baja en la fase líquida, como es el caso del oxígeno, la mayor resistencia se encuentra en la película líquida y para gases de solubilidad intermedia, ambas películas ofrecen una resistencia apreciable al paso del gas. (Romero, 2000)

El estudio de la transferencia de oxígeno en las aguas residuales fue llevado a cabo por primera vez en Inglaterra en 1932 por W. E. Adeney, quien planteó desoxigenar el agua limpia a través de un proceso químico y aplicar

nuevamente una fuente de oxígeno, para determinar el potencial de transferencia de oxígeno de los sistemas de aireación.

Kessener y Ribbius, en 1934, estudiaron las ideas de Adeney en la evaluación de los equipos de aireación por difusión y mecánica, concluyendo que mientras el aireador mecánico de escobilla presentaba valores de saturación de oxígeno iguales a los de la superficie, los equipos de difusión daban valores de saturación iguales a los encontrados en el tanque a una profundidad aproximada de un tercio de la altura del mismo. (Stukenbreg, Wahbeh y McKinney, 1977)

Danckwerts en 1951, propuso una aplicación de la teoría de penetración al estudio de la absorción de un gas en una corriente de líquido turbulento, él supuso que las renovaciones superficiales de los elementos fluidos en la interfase gas-líquido ocurren al azar, dichos elementos se originan dentro de la masa principal del fluido y se transfieren por torbellinos de líquido a la interfase gas-líquido, una vez aquí los elementos se exponen al gas absorbente durante un corto período de tiempo, entonces el movimiento al azar desplaza a los elementos nuevamente a la masa principal de la solución, en donde el gas absorbido se mezcla por todo el sistema debido a la turbulencia. (Weber, 1979)

Pasveer en el año de 1955, al igual que Ippen y Carver en el año 1954, encontraron que la transferencia de oxígeno se incrementaba cuando la superficie de intercambio aumentaba su velocidad en la interfase gas-líquido, este factor ayuda a explicar porque la mayor parte de la transferencia de oxígeno ocurre en el punto de formación de la burbuja. (Stukenbreg, Wahbeh y McKinney, 1977)

FACTORES QUE AFECTAN LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

La predicción de la velocidad de transferencia de oxígeno en los sistemas de tratamiento de aguas, está basada en la teoría de Fick para describir el fenómeno de difusión de un gas en el seno del líquido, por lo tanto, es directamente proporcional a la concentración de saturación del oxígeno en el seno del líquido, a la concentración de oxígeno en la interfase y al coeficiente de transferencia global; se sabe que este coeficiente es afectado por la temperatura, la turbulencia en el tanque de aireación, las características del agua residual, por lo tanto estos factores son tomados en cuenta en la discusión siguiente.

a.- Temperatura

Los efectos de la temperatura en la transferencia de oxígeno se reflejan a través de la influencia sobre el coeficiente de transferencia global (K_{LA}), utilizando una función exponencial para aproximar la influencia de la temperatura sobre K_{LA} , a una relación del tipo Arrhenius, se obtiene la siguiente ecuación:

$$K_{LA}(T) = K_{LA(20^{\circ}C)} \cdot \varphi^{(T-20)} \quad (18)$$

donde:

φ : constante (para sistemas con burbujas: 1,020 y 1,028; para sistemas de aireación mecánica el valor es de 1,024)

La ecuación anterior se ha utilizado para expresar en condiciones estándar el coeficiente de transferencia $K_{LA20^{\circ}C}$, lo que implica a 1 atmósfera de presión y temperatura de $20^{\circ}C$. (Eckenfelder, 1966)

b.- Características de las aguas residuales

Los valores del coeficiente de global de transferencia de oxígeno en las aguas residuales difieren de los valores obtenidos para las aguas limpias, por lo tanto, para poder obtener una misma base de comparación, se tiene una relación entre ambos coeficientes denominada alfa (α), este factor permite obtener el coeficiente del agua limpia, para ser trasladado a las condiciones del agua residual. (Eckenfelder, 1956)

Esta discordancia entre los valores del coeficiente global del agua residual y del agua limpia, se debe a la presencia de agentes activos superficialmente en las aguas residuales, por ejemplo los surfactanes, proteínas y ácidos grasos entre otros, los cuales aumentan la tensión superficial lo que resulta en una disminución de la velocidad de transferencia de oxígeno, afectando los valores de K_{LA} , por lo tanto, se define dicho factor de corrección alfa, que relaciona el coeficiente de transferencia global de oxígeno de las aguas residuales con el del agua limpia. (Benefield, 1980)

$$\alpha = \frac{K_{LA*agua.residual}}{K_{LA*agua.limpia.}} \quad (19)$$

donde:

α : factor de corrección. (adimensional)

Los valores de α representan también la relación matemática que describe el desempeño de los sistemas de aireación por difusión, turbina y aireación superficial, estos valores cambian de acuerdo al sistema de aireación, geometría del tanque, el grado de turbulencia y las características del agua residual, variando en un rango de valores típicos para sistemas de aireación mecánica en 0,6 a 1,2.

c.- Grado de turbulencia dentro del tanque de aireación

Eckenfelder y Ford (1970) reportaron que los diferentes grados de turbulencia, afectaban los valores de α , de la manera siguiente:

- En condiciones de quietud (poco grado de turbulencia), el movimiento del fluido tiene un bajo efecto sobre los valores de alfa, debido a que la resistencia a la difusión en el seno del líquido es mayor que la resistencia de la película.
- En condiciones de agitación moderada, la resistencia a la difusión decrece en el seno del líquido, debido a que la resistencia de la película pasa a controlar la velocidad de difusión, en este punto los valores de alfa pasan de ser insignificantes a mínimos.
- Bajo condiciones de agitación se produce un rompimiento de la película, por lo cual los valores de alfa se aproximan a la unidad, esto es resultado de la alta velocidad de renovación superficial.

Cuando α exceda la unidad, a menudo se debe al incremento de la relación A/V , asociados a las condiciones de turbulencia en la superficie y en el arrastre de la burbuja. También cuando α es mayor, igual o menor que la

unidad, durante el transcurso de la bioxidación, se debe a que las sustancias que afectan la velocidad de transferencia, empiezan a ser removidas en el proceso biológico, y a medida que los materiales superficialmente activos son retirados del licor de mezcla los valores de alfa cambian, aproximándose a la unidad, valor que corresponde al agua limpia.

d.- Concentración de saturación del oxígeno en la interfase

La concentración de saturación del oxígeno en el agua residual, depende de la presión parcial del oxígeno en contacto con el agua, para calcular esta concentración de saturación del gas en el seno del líquido, se aplica la ley de Henry, la cual establece que “para soluciones diluidas en equilibrio, la concentración de un gas disuelto en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial del gas en la fase vapor con la cual la disolución esta en contacto”. (Weber,1979)

$$C_S = K_H \cdot P \quad (20)$$

donde:

K_H : constante de proporcionalidad. (mg/l.atm)

P: Presión parcial del gas. (atm)

Los factores que afectan a la concentración de saturación del oxígeno, son: a) Temperatura, b) Sólidos disueltos. C) Altitud y d) Constitución del agua.

La concentración de sólidos disueltos y de residuos son parámetros que varían de un agua residual a otra, por lo tanto deben ser medidos en el sitio de

estudio, la relación que describe a estos dos parámetros está dada por la siguiente ecuación:

$$\beta = \frac{Cs(\text{agua.residual})}{Cs(\text{agua.clara})} \quad (21)$$

donde:

β : relación de la concentración de saturación del oxígeno del agua residual respecto a la del agua limpia. (adimensional)

Eckenfelder y O'Connor (1961) sugirieron que los efectos de los sólidos disueltos y la temperatura sobre la solubilidad del oxígeno en agua clara en contacto con aire húmedo a una presión total atmosférica de 760 mmHg, puede expresarse convenientemente por la siguiente ecuación:

$$Cs = \frac{475 - 2,65 \cdot Csd}{33,5 + T} \quad (22)$$

donde:

Csd: concentración total de sólidos disueltos. (mg/l)

T: temperatura. (°C)

La ecuación anterior es estrictamente aplicable al agua de mar y al agua clara, pero se utiliza extensivamente para las aguas residuales, sin embargo, Isaac y Gaudy (1968) han discutido la importancia de obtener una estimación precisa de la concentración de saturación del oxígeno y los errores introducidos en los cálculos posteriores como resultado de utilizar valores erróneos.

e.- Concentración de Oxígeno Disuelto en el seno del líquido. C_L

Para determinar los valores de C_L , se debe considerar los siguientes factores:

1. Concentración mínima de oxígeno requerida por las partículas biológicas, para mantener la velocidad máxima de utilización de oxígeno.
2. El cambio de la demanda de oxígeno, debido al flujo y las variaciones de la carga orgánica.

El oxígeno disuelto en condiciones típicas de operación de lodos activados (partículas de tamaños 20 a 15 μm), se encuentra en el orden de 1mg/l, pero se debe mantener una aireación lo suficientemente extensa para conseguir concentraciones de 2,0 – 2,5 mg/l para sistemas convencionales de lodos.

Estudios previos han demostrado que el límite en la cantidad de oxígeno en las suspensiones microbianas, está relacionada con la dispersión de los microbios y con el grado de turbulencia; cuando la bacteria está completamente dispersa, el límite de la concentración de O.D es de 0,1 mg/l, a medida que los sólidos suspendidos en el licor de mezcla (SSLM) aumentan, el límite de la concentración de O.D aumenta también. Respecto al grado de turbulencia, se puede obtener una baja concentración de O.D en un sistema que opere con altos grados de turbulencia, debido a que la población microbiana se encuentra expuesta al oxígeno disponible mucho más rápido.

En efecto, niveles mínimos en la concentración de oxígeno disuelto serán probablemente relacionados más a los valores de K_{LA} , que a la concentración de los SSLM, sin embargo, existe la posibilidad de tener un residuo de O.D en

el licor de mezcla que retorna al reactor y seguir teniendo en el sistema una deficiencia de oxígeno. (Metcalf & Eddy, 1979)

Varios estudios en los que se determinó la cantidad de oxígeno requerido por las células en una oxidación biológica, reportaron que dicha cantidad de oxígeno se encuentra alrededor de 0,4 mg/l, sin embargo, durante la actividad de los lodos activados las células tienden a formar un precipitado que se asienta, entonces el oxígeno debe penetrar la película de líquido venciendo el precipitado de células y llegar hasta los sitios activos a través de la dispersión en el seno del líquido.

Si el oxígeno se agota antes de que el fluido retorne al tanque de aireación, el sistema de lodos activados operará bajo condiciones de deficiencia de oxígeno; sin oxígeno disponible para llevar a cabo el metabolismo, la materia orgánica empezará a acumularse y generará una captación de oxígeno artificialmente más alta que cuando el O.D realmente está presente.

EQUIPOS DE AIREACIÓN

En el diseño del proceso de lodos activados el factor que implica mayor costo es el sistema de aireación, por lo tanto, su diseño es crítico en el momento de sopesar los costos efectivos de todo el sistema.

La función de los equipos de aireación en los tratamientos de agua en general, consiste en la eliminación de gases disueltos no deseados y/o eliminación de sustancias inorgánicas disueltas. Específicamente en el proceso de lodos activados, la función de los sistemas de aireación es suministrar oxígeno metabólico necesario en el tratamiento de los organismos y procurar un régimen de mezclado perfecto dentro de las cámaras del tanque de aireación.

Existen dos métodos básicos de aireación de las aguas residuales en el tratamiento de los lodos activados:

1. Introducir aire u oxígeno puro en las aguas residuales, a través de difusores o boquillas de aire. Los difusores se clasifican en: porosos y no porosos.
2. Agitación mecánica de las aguas residuales para promover en la solución el aire de la atmósfera.(Nogaj, 1972)

Comúnmente estos métodos se obtienen a través de tres tipos de equipos de aireación: difusores, turbinas y equipos superficiales, en donde la capacidad de transferencia de oxígeno se mide a través de los siguientes parámetros:

1. La capacidad de velocidad o la eficiencia de transferencia estándar (N_o), que se define como la cantidad de masa de oxígeno transferidas por unidad de energía (HP).

2. La eficiencia de absorción de oxígeno (E_o), la cual se define como la cantidad de oxígeno transferida por unidad de aireación. (Nogaj, 1972)

Basados en los métodos básicos de aireación de las aguas residuales, existen tres tipos de sistemas de aireación, cuya trayectoria del líquido aireado dentro de los tanques, es característica de cada sistema, como se observa en la Figura N° 4. Con una relativa captación de oxígeno fija dentro del tanque, la máxima concentración de oxígeno disuelto en el licor de mezcla ocurre cuando el líquido esta pasando por el dispositivo de aireación, a medida que el líquido sigue la trayectoria dentro del tanque de aireación, la concentración de O.D va disminuyendo como resultado de la mezcla entre el fluido rico en oxígeno con el fluido no aireado y simultáneamente por el oxígeno tomado por los sólidos suspendidos. Teóricamente los valores de O.D alcanzan el punto mínimo cuando el fluido retorna al sistema de aireación. (Stukenberg, Wahbeh y McKinney, 1977)

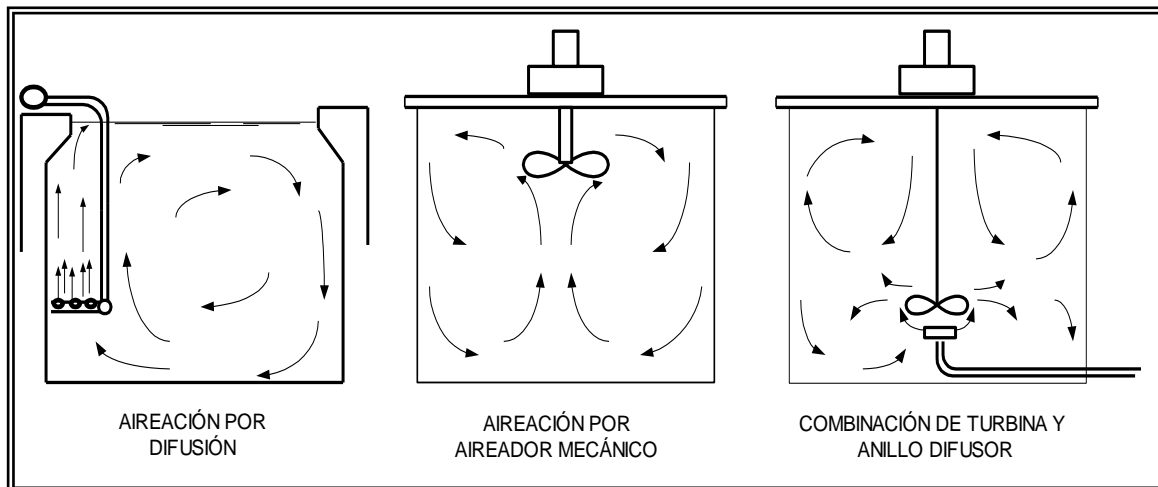


Figura N° 4. Patrones de flujo de los sistemas de aireación.

El estudio de la capacidad de transferencia de oxígeno de los diferentes sistemas de aireación, se realiza a través de la medición del contenido de oxígeno disuelto en el líquido en condiciones no estacionarias, a través de la desoxigenación química del líquido con sulfito de sodio (Na_2SO_3) en presencia de un catalizador de cobalto; la determinación de la concentración del oxígeno disuelto se lleva a cabo utilizando un electrodo de oxígeno.

El método químico normal para la determinación del oxígeno disuelto, lo llevó a cabo por primera vez Winkler en 1888, este método se basa en el principio de la oxidación por el oxígeno de los iones manganosos a mangánicos; a pesar de que en general es confiable, el método es de manipulación lenta y tediosa; con la inclusión de algunas modificaciones para tener en cuenta las posibles interferencias. Es todavía la base de algunas modificaciones para otros métodos, sin embargo, ha sido sustituido en gran parte por los electrodos electroquímicos. (Winkler, 1994)

Kalinske, (1973) cuestionó el uso de sulfito de sodio, cobalto y el método de Winkler para la determinación del O.D, en un sistema no estacionario. En las experiencias realizadas encontró que concentraciones mayores de 0,05 mg/l del ión cobalto, causaban una interferencia en el método de medición del contenido de oxígeno de Winkler, y previno sobre el uso del valor de saturación de oxígeno, utilizado en la evaluación de los equipos de aireación. Concluyó en recomendar un valor de 0,05 mg/l de cobalto en la evaluación de los equipos de aireación en un sistema no estacionario.

Naimiey y Burgs (1982) en su estudio sobre la interferencia del cobalto en las pruebas de los sistemas de aireación en aguas limpias y en estado no estacionario, señalaron que la máxima interferencia del ión cobalto ocurre a un

valor de pH de 10 ó 11 y que dicha interferencia puede ser eliminada en valores de pH de 6,9 ó menos.

Las pruebas de capacidad de oxigenación de los sistemas de aireación, no debe realizarse mientras cualquier parte del tanque de aireación presente concentraciones más bajas que 0,5 mg/l de O.D, estos niveles mínimos son designados para permitir que los lodos activados tengan suficiente O.D para poder transferir del líquido a los microbios activos en el lodo activado floculado.

La evaluación de los equipos de aireación se realiza en condiciones estándar, la cual consiste en airear las aguas que han sido desoxigenadas previamente con sulfito de sodio, en presencia de un catalizador de cobalto, a medida que la concentración del oxígeno disuelto va aumentando se va midiendo el cambio de los valores a través del tiempo. Las condiciones estándar incluyen:

- Medio: Agua limpia.
- Temperatura: 20°C
- C_L : 0 mg/l.

Stukenberg (1977) sugirió que de acuerdo a las necesidades de oxígeno por parte del sistema, se debía utilizar un tipo específico de sistema de aireación, por ejemplo, los aireadores por difusión no deben ser utilizados cuando la velocidad de utilización de oxígeno sea mayor de 40 mg/l.h. Aireadores mecánicos de baja velocidad son aceptables cuando la velocidad de utilización de oxígeno sea menor de 80 mg/l.h, sin embargo cuando la velocidad de utilización de oxígeno exceda el valor anterior, se debe elegir la aireación por turbinas sumergidas.

Debido a que el sistema de estudio del presente trabajo de investigación utiliza aireadores mecánicos, solo se discutirán los aspectos teóricos referentes a este tipo de aireador.

AIREADORES MECÁNICOS

Los aireadores mecánicos ubicados cerca de la superficie del líquido proporcionan un alto bombeo y agitación exponiendo al líquido al contacto con el aire, de este modo, el oxígeno es transferido a través de la superficie en movimiento, y por los efectos de turbulencia se elevan grandes volúmenes de líquido hasta la superficie siendo expuestos a la atmósfera.

Generalmente los aireadores mecánicos son los sistemas más simples de aireación, consisten en impulsores o paletas que se encuentra sumergidos o parcialmente sumergidos, dicho impulsor se encuentra sujeto a un motor que puede estar unido a una estructura o flotando. El material de los impulsores puede ser de acero al carbono, de hierro fundido, de materiales resistentes a la corrosión o de fibra de vidrio reforzada; la elección del tipo de material depende de los valores de pH del agua residual o de la presencia de materiales altamente corrosivos que puedan causar daños prematuros al equipo.

Los aireadores mecánicos son dispositivos de aireación que últimamente gozan de preferencia en los diseños de sistemas de tratamiento de agua, debido a que presentan una amplia aplicación en los procesos de mezcla completa, porque son más capaces de soportar un cambio brusco en la carga del sistema; otra ventaja adicional es obtener altas eficiencias en la transferencia de oxígeno con poca operación y costos de energía, durante largos períodos de tiempo.

Los sistemas de aireación mecánicos se clasifican en aireadores de turbina y de paletas; los aireadores superficiales de turbina consisten en un sifón de plato que causa un salto hidráulico periférico, el cual logra la transferencia de oxígeno a través del líquido; estos aireadores pueden ser del tipo plato o corriente ascendente.

Los rotores de las turbinas pueden variar desde los 0,9 a 3,6 m (3 a 12 pies) de diámetro y se presentan en potencias desde 2,2, a 111,8 Kw (3 a 150 hp); las velocidades están en un rango de 30 a 60 rpm. Una dificultad en la aplicación de los aireadores de turbina es la magnitud de los caballos de fuerza, los cuales están relacionados a las dimensiones del tanque, por esta razón se debe seleccionar cuidadosamente el tipo de aireador de turbina para garantizar una velocidad de circulación que pueda mantener los sólidos en suspensión dentro del tanque. Este tipo de aireador es capaz de mantener un régimen de mezclado en tanques con profundidades de 0,9 a 5,4 m (3 a 18 pies).

Los aireadores mecánicos de paleta han incrementado su popularidad ya que son de fácil instalación, uso y mantenimiento; este tipo de aireador consiste en hélices que se encuentran directamente conectadas a un motor de alta velocidad. El sistema hélice-motor se encuentra flotando dentro del tanque, lo cual hace sencillo su montaje o desmontaje en el momento de ser requerido para otro tanque de aireación.

Las partes del aireador de paleta son un motor no sumergible, un tubo de elevación, un protector de fibra de vidrio o de acero al carbono y un impulsor-deflector. Los equipos de rotación se encuentran suspendidos en el líquido por un flotador integral, el cual se ajusta automáticamente a los cambios de nivel. Su aplicación va desde tanques de 0,9 a 4,5 m (3 a 15 pies) de profundidad.

El desempeño de los aireadores mecánicos en general, se expresa en términos de kilogramos de oxígeno por kilowatios-hora (libras de oxígeno por caballos de fuerza-hora) a condiciones estándar. Se han obtenido eficiencias de 4,25 kg O₂/Kw.h en varias pruebas con aireadores mecánicos, sin embargo, se pueden obtener eficiencias mayores en aireadores utilizados en plantas pilotos pequeñas, pero los aireadores comerciales presentan eficiencias que van desde 1,20 a 2,4 Kg O₂/Kw.h. (Weber, 1979)

Las condiciones estándar de desempeño del aireador deben estar ajustadas para reflejar de manera anticipada las condiciones de operación en campo, por lo tanto, se presenta la siguiente ecuación para determinar la cantidad de oxígeno transferido bajo condiciones de operación. (Metcalf, 1991)

$$N = N_o \left[\frac{\beta \cdot C_{w_{alt}} - C_L}{9,17} \right] \cdot 1,024^{T-20} \cdot \alpha \quad (23)$$

donde:

N: oxígeno transferido bajo condiciones de operación. (Kg O₂/kW.h)

N_o: oxígeno transferido bajo condiciones estándares. (Kg O₂/kW.h)

C_{w_{alt}}: concentración de saturación de oxígeno del agua residual dada a temperatura y altitud. (mg/l)

El tipo de aireador mecánico que se utilizó en las experiencias es del tipo sub-superficial (FlushAir), figura N° 5. Este consiste en una propela de alta eficiencia, la cual produce una corriente de líquido a elevada velocidad, esta corriente genera una zona de baja presión que posibilita la aspiración del aire hacia el volumen de agua, mediante la acción de un eyector acoplado a la

propela. El aire atmosférico es succionado e inyectado por debajo de la superficie del agua, propiciando una alta eficiencia en la transferencia de oxígeno y disolución de oxígeno.

El diseño de estos aireadores se basa en un principio novedoso el cual se aprovecha para una doble función a la propela de alta eficiencia, ya que produce una corriente de líquido a elevada velocidad que genera una zona de baja presión la cual posibilita la aspiración del aire hacia dentro del líquido. Alrededor de esta zona de baja presión se produce un efecto equivalente al de un tubo de Venturi, inclusive se ha podido captar de manera visual cómo el líquido adopta una forma de sección recta entre dos tramos cónicos de diferente tamaño; donde se sabe que en la proximidad de la sección estrecha la presión varía.

Las ventajas de este tipo de aireador son las siguientes:

- Bajo costo del equipo por su simplicidad.
- Tamaño reducido y poco peso, lo que facilita su transporte, movilización y montaje.
- No produce salpicado hacia el exterior, debido a la aireación sub-superficial.
- Cuando se instalan en una estructura fija, soportan mayores variaciones de nivel que otros sistemas mecánicos de aireación superficial.
- Se puede combinar el efecto de influencia y recirculación de dos o más aireadores para optimizar el recorrido de las corrientes y evitar zonas estancadas.
- La inclinación del equipo dentro del tanque, puede ir desde la posición vertical hasta una inclinación de 60° respecto a la vertical, de acuerdo a la profundidad de tanque y a los patrones de corrientes deseados.

En la figura N° 5, se observa el esquema de este tipo de aireadores, los cuales constan de los siguientes componentes básicos en su estructura:

- A. Motor eléctrico.
- B. Cubierta para protección adicional.
- C. Patas del motor para la fijación del equipo a una base o estructura fija.
- D. Caja de bornes.
- E. Señal (flecha) para indicar el sentido correcto del giro del motor.
- F. Eje de acero inoxidable.
- G. Cojinete antifricción para operación sumergida.
- H. Propela de tipo flujo axial.
- I. Eyector de aire.

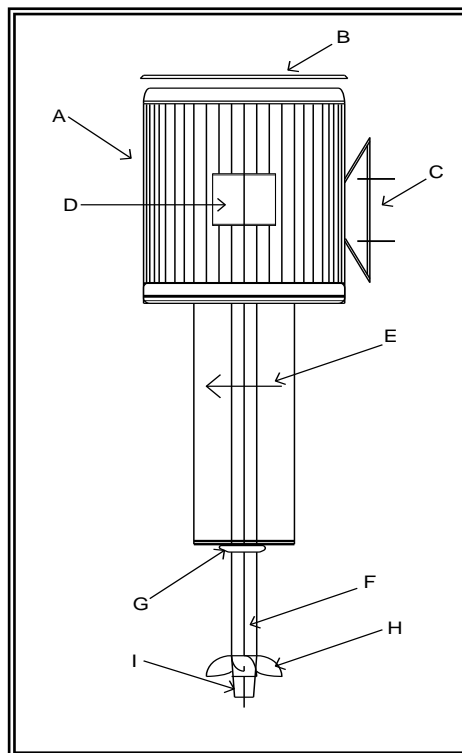


Figura N° 5. Aireador Sub-superficial FlushAir.

DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS DE LA PLANTA EXPERIMENTAL DE TRATAMIENTO DE AGUAS

El sistema de lodos activados se encuentra ubicado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PETA), consta de un reactor de mezcla completa y un sedimentador con recirculación de lodos, como se observa en la figura N° 6 y 7.

La materia prima del proceso, son las aguas residuales provenientes del Colector Marginal Izquierdo Río Valle (CMIRV). El líquido residual llega hasta un pozo profundo donde se encuentra una bomba (B_1) cuya función es la de enviar el líquido al sistema de tratamiento de aguas.

La trayectoria que sigue el líquido desde la entrada al sistema hasta su salida, es la siguiente: el líquido pasa por un Desarenador (Ds), luego a la torre de distribución (Td) donde el flujo volumétrico es repartido hacia tres diferentes sistemas de tratamiento:

1. Lodos activados.
2. Lechos biopercoladores.
3. Lagunas de estabilización (aerobia y facultativa).

El afluente sale de la cámara de distribución y por gravedad, entra al reactor por un solo punto, ubicado en la parte lateral en el fondo del mismo. El reactor de dimensiones: 3 metros de profundidad, 3 metros de largo y 2 metros de ancho, contiene un volumen de líquido de 8,7 metros³.

En la entrada del tanque de aireación existe una válvula check, que impide la devolución del licor mezclado. La aireación del reactor es

DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA

suministrada a través de dos aireadores mecánicos superficiales de hélice, los cuales pueden operar de manera independiente o simultánea, según los requerimientos de la experiencia que se realice; la función de los aireadores mecánicos es la de mantener un régimen de mezcla completa y proveer el oxígeno necesario para las reacciones bioquímicas que se llevan a cabo en el tanque.

El licor mezclado sale del reactor a través de un vertedero lateral e ingresa al sedimentador por una tubería perforada. En el sedimentador el material sólido se asienta por gravedad en una tolva (Tv), ubicada en el fondo del sedimentador; el sobrenadante sale por el vertedero como efluente final del proceso.

El reciclo de lodos se realiza cada hora mediante la bomba (Br), hacia el reactor con un caudal de 118 l/min durante un tiempo de 2 minutos; este procedimiento simula bien las condiciones de continuidad que debe tener el reciclo que entra al reactor por tres puntos ubicados en el fondo del tanque.

El efluente del sistema se descarga al Río Valle, el lodo de desecho es retirado del sistema mediante una bomba de achique (B₂) ubicada dentro del tanque de aireación, este lodo es descargado al sistema de digestores de lodo que se encuentra en la planta. Cabe destacar que existe un sedimentador primario en la planta de tratamiento, pero debido a las características del agua residual su uso no es necesario dentro de la operación, por lo tanto, no se tomó en cuenta en el esquema del sistema de lodos activados. Figura N° 6.

Todas las tuberías que transportan el líquido dentro de la planta de tratamiento son de 1½" de diámetro nominal y de PVC como material.

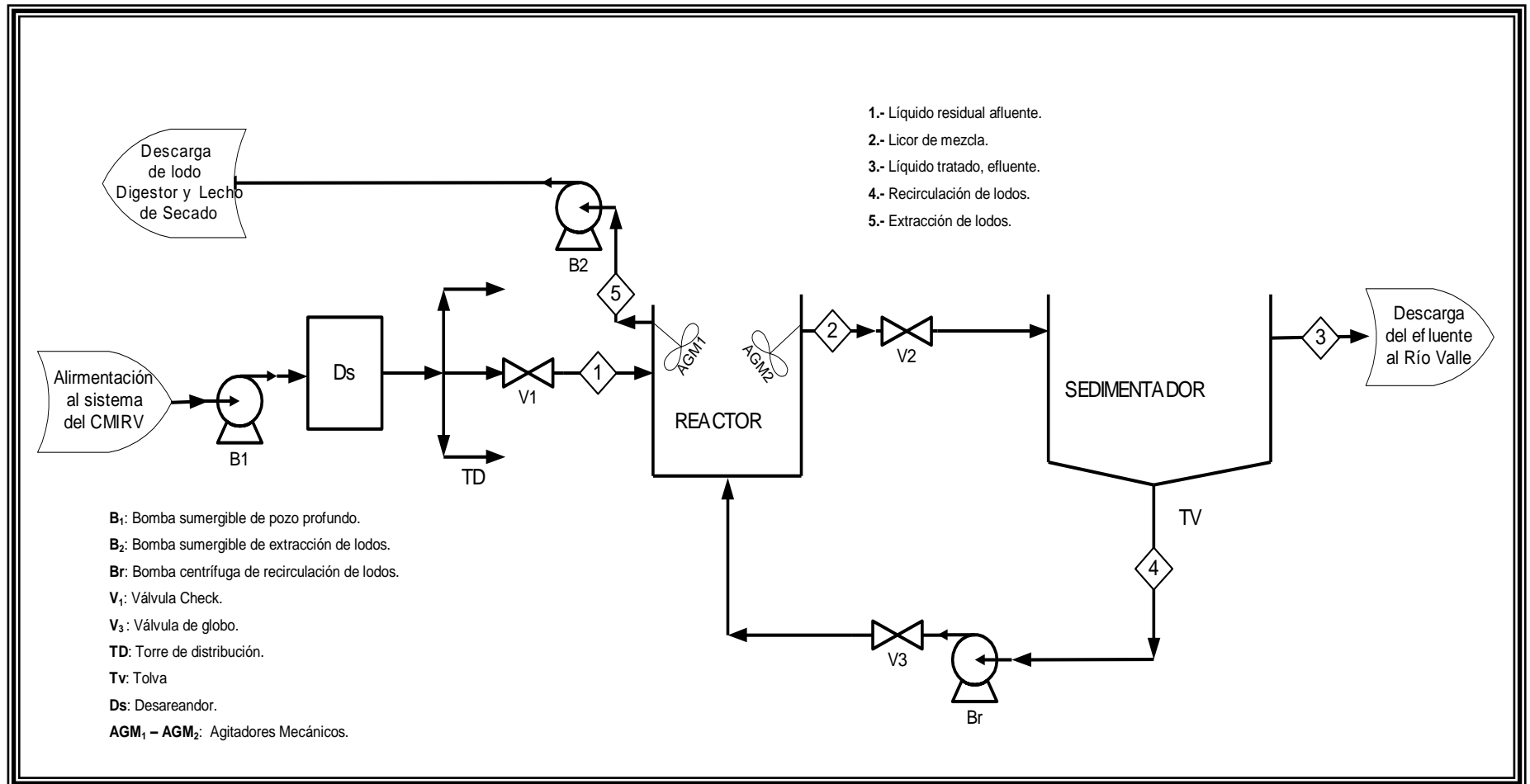


Figura N° 6. Esquema del sistema de Lodos Activados ubicado en la PETA.



Figura N° 7. Tanque de aireación del sistema de lodos activados ubicado en la PETA.

METODOLOGÍA

Para realizar la evaluación de la transferencia de oxígeno por aireación mecánica y su incidencia en el comportamiento del sistema de lodos activados a escala piloto en la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas, se procedió a dividir el estudio de los aireadores en cuatro sistemas conformados por dos aireadores mecánicos tipo FlushAir de 0,5 y 0,75 HP respectivamente, como se muestra a continuación en la tabla N^o 2.

Tabla N^o 2. Sistemas de aireación evaluados.

Sistema de Aireación	Número de Aireadores	Potencia del Sistema (HP)	Modalidad de Operación
A	1	0,5	Solo
B	1	0,75	Solo
C	2	1,25	Simultáneos
D	2	0,5 – 0,75	Alternos

En el sistema de aireación D, los aireadores operaron de manera alterna e independiente en un intervalo de tiempo de 15 minutos de operación cada uno, el cual fue controlado automáticamente a través del respectivo panel de control.

Para realizar la evaluación de cada uno de los sistemas de aireación y de este modo determinar la transferencia de oxígeno en el tratamiento de lodos activados, se procedió a dividir el estudio en tres fases, de acuerdo a las características del líquido dentro del reactor.

Fase 1: (14 al 22 – Agosto – 2001). En esta fase, se utilizó agua limpia como líquido dentro del reactor o tanque del sistema de tratamiento de lodos activados, para determinar la transferencia de oxígeno, la capacidad y eficiencia de cada uno de los sistemas de aireación a evaluar en condiciones estándar, es decir, agua limpia como líquido, concentración inicial de oxígeno disuelto = 0,0 mg/L y temperatura de 20°C.

Fase 2: (03 al 20 – Septiembre – 2001). Para esta fase de estudio, se utilizó agua residual como líquido, pero no se procedió a la formación de la biomasa responsable de la degradación de la materia orgánica, de modo de estudiar el efecto de las aguas residuales para cada sistema de aireación.

Al finalizar las dos fases anteriormente descritas, se procedió a la comparación de los resultados obtenidos y a la selección del sistema de aireación a utilizar durante la fase 3.

Fase 3: (06 – Junio – 2002) El análisis de la transferencia de oxígeno se realizó con agua residual, con la biomasa ya formada y el sistema operando en condiciones estacionarias bajo la modalidad de aireación extendida (Tiempo de retención hidráulico de 4 – 8 horas y tiempo de retención celular 6 – 15 días. utilizando el sistema seleccionado en la fase 2 (sistema D).

EVALUACIÓN DEL SISTEMA EN LAS FASES 1 Y 2

En la evaluación del sistema de lodos activados, a través de la determinación de las constantes de transferencia de oxígeno en cada una de las fases de estudio, se utilizó como guía el método de desoxigenación química sugerido por Eckenfelder y Ford, 1970, donde se deben llevar a cabo varios pasos, que se describen a continuación:

a.- Llenado del reactor

El llenado del tanque de lodos activados o reactor se realizó con el líquido correspondiente a cada fase de estudio. Debido a las dimensiones del reactor, se establecieron 15 puntos de medición, distribuidos en 3 niveles dentro del tanque de aireación, como se observa en la figura N° 8.

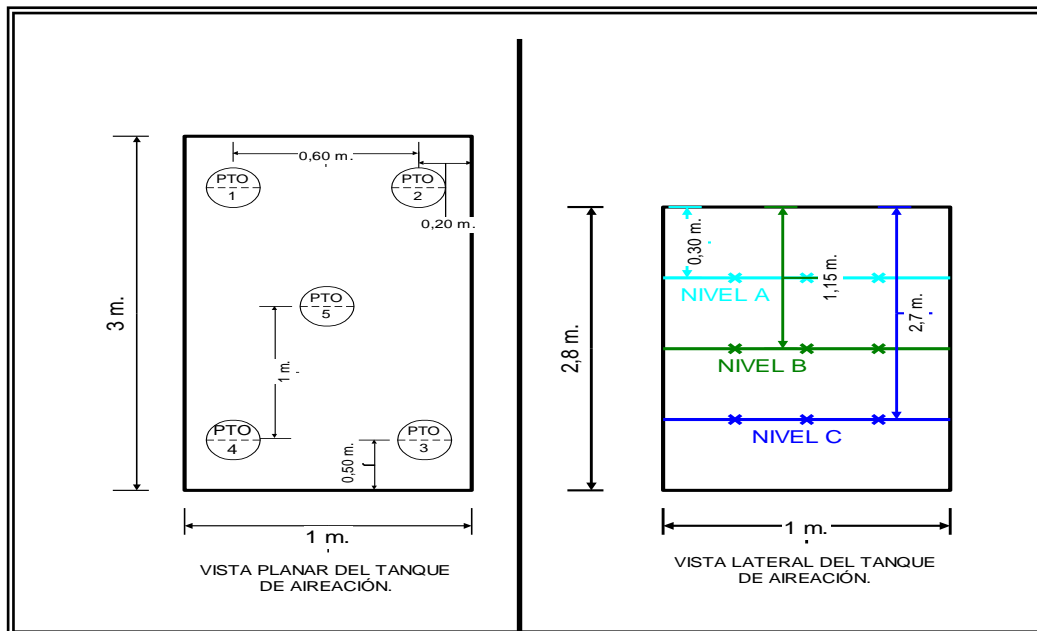


Figura N° 8. Esquema de puntos de medición en el tanque de aireación.

El nivel de líquido dentro del reactor tiene una profundidad de 2,8 metros, por lo tanto, se dividió la altura del reactor en tres secciones (0,30; 1,15 y 2,7 metros) por debajo de la superficie, estas profundidades fueron verificadas a través de las marcas en cada uno de los sistemas para la captación de muestras diseñados en el taller de la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas. PETA, que se observan en la siguiente figura.



Figura N ° 9. Sistema para la captación de muestras diseñados en la Planta de tratamiento.

b.- Encendido del sistema de aireación

Es necesario saturar de oxígeno el líquido dentro del reactor, para que el proceso de desoxigenación tome pocos minutos, debido a que la fuerza impulsora que influye sobre la velocidad de desoxigenación es el gradiente de concentración de oxígeno. Para garantizar que la masa de líquido dentro del reactor, presente la condición de saturación de oxígeno al menos en un 90% del valor teórico, tabulado de acuerdo a las condiciones de temperatura, altitud y constitución del agua, entre otros, se procede a encender los aireadores antes de realizar la captación de muestras, en un tiempo promedio de 60 a 90 minutos. Durante este proceso se mide el voltaje y el amperaje de cada aireador para determinar la potencia real de los mismos.

c.- Medición de la Temperatura y de la Concentración de Oxígeno Disuelto en el líquido saturado

Debido a que la concentración de oxígeno disuelto es dependiente de parámetros como la temperatura, altitud, sólidos disueltos y constitución del agua; se procede a realizar la medición de la temperatura que es el parámetro más sencillo para medir. Esta medición se realiza en los tres niveles de profundidad establecidos dentro del tanque, para este modo obtener el valor teórico de concentración de oxígeno disuelto, a través de la tabla N ° 16 (Anexo I), que presenta la concentración de oxígeno disuelto tabulada en función de la temperatura, la altitud y salinidad del agua.

Una vez obtenido el valor teórico de oxígeno disuelto en el líquido saturado para las condiciones específicas, se procede a captar las muestras de líquido en los tres niveles de profundidad dentro del reactor con las botellas

Winkler, envases especiales para medir el oxígeno disuelto, como se presentan en la figura N ° 10.



Figura N ° 10. Botella Winkler para medir oxígeno disuelto.

La captación de muestras se realizó en un solo punto, es decir, se tomaron solo tres (3) botellas con líquido como muestra, distribuidas en los tres niveles de profundidad del reactor; ya que se supone que el líquido se encuentra saturado y que la concentración es uniforme dentro del mismo. De este modo se determina si la concentración de oxígeno disuelto medida es la que correspondía al menos al 90% de saturación teórica, si la concentración corresponde al valor esperado, se procede a la desoxigenación química, de lo contrario se espera más tiempo hasta llegar a dicho valor.

d.- Desoxigenación Química

Trascurrido el tiempo de aireación inicial y obtenido el valor de O.D correspondiente por lo menos al 90% de saturación teórica, se determina la cantidad de Bisulfito de Sodio (NaHSO₃) y de catalizador de Cobalto Clorhídrico penta hidratado (CoCl₂.5H₂O) necesario para desoxigenar el líquido dentro del reactor, estos componentes utilizados en la experiencia presentan la misma función que los componentes sugeridos en el Eckenfelder y Ford, 1970, donde se establece que la desoxigenación se lleva a cabo con Cobalto Clorhídrico (CoCl₂) y Sulfito de Sodio (Na₂SO₃) a través de la relación estequiométrica indicada por la siguiente ecuación:



Dicha ecuación establece que se requieren 7,9 mg/L de Na₂SO₃ para remover 1mg/L de O.D, en presencia de Cobalto Clorhídrico como catalizador. Debido a que el componente químico para desoxigenar fue el Bisulfito de Sodio (Anexo IV), que se utiliza como un reductor en el tratamiento de aguas residuales, se realiza una relación representada en la ecuación siguiente, tomando en cuenta de que se debe agregar un exceso entre el 15 – 20 %, para evitar que exista una interferencia del ión cobalto en la medición del O.D.

$$Cantidad_{NaHSO_3} = Cant.desoxig_{Na_2SO_3} * \frac{PM_{NaHSO_3}}{PM_{Na_2SO_3}} \quad (25)$$

donde:

$Cant_{NaHSO_3}$: Cantidad de Bisulfito de Sodio (mg/L)

$Cant_{desoxig. NaHSO_3}$: Cantidad de Sulfito de Sodio, necesaria para remover 1mg/L de O.D (7,9 mg/L)

$PM_{Na_2SO_3}$: Peso molecular del Sulfito de Sodio (126,04)

PM_{NaHSO_3} : Peso molecular del Bisulfito de Sodio (104,6)

Dando como resultado una nueva relación que establece que se necesitan 6,6 mg/L de Bisulfito de Sodio para remover 1 mg/L de O.D. De acuerdo al volumen, a la concentración de oxígeno disuelto en el líquido saturado y tomando en cuenta que el bisulfito se encuentra en un 40% de pureza, se desarrolló la siguiente ecuación para determinar la cantidad exacta de bisulfito en función de la concentración de O.D, en el líquido dentro del reactor.

$$Cant_{NaHSO_3} = \frac{100\%}{Pureza} * Cs_{(medido)} * Exceso * \frac{V}{\rho} * Cantidad_{Na_2SO_3} \quad (26)$$

donde:

$Cant_{NaHSO_3}$: Cantidad que se debe añadir al tanque para desoxigenar. (ml)

Pureza: La concentración del Bisulfito de Sodio (40%)

ρ : Densidad del Bisulfito de Sodio. (1,48)

Considerando que la concentración máxima de Cobalto Clorhídrico (catalizador) dentro del reactor debe ser menor a 1,5 mg/L, para que no exista interferencia con la medición del oxígeno disuelto, se calcula la cantidad a partir del volumen de líquido dentro del reactor. Sin embargo, para esta experiencia se utiliza Cobalto Clorhídrico penta hidratado, de modo que para determinar la

cantidad exacta de este componente se realiza el mismo tipo de calculo que para el Bisulfito de Sodio.

Los compuestos químicos se mezclan previamente y se procede a agregarlos al reactor, en este paso se debe aplicar un sistema de mezclado que favorezca la distribución uniforme de los compuestos dentro del tanque, por lo tanto se deja el sistema de aireación operando por un lapso no mayor a 3 minutos para favorecer este proceso de mezcla; una vez terminado este tiempo se detiene el proceso de aireación por un lapso de 15 minutos aproximadamente.

Se captan nuevamente tres (3) muestras de líquido en las botellas Winkler, para medir la concentración de oxígeno y de este modo asegurar que la concentración dentro del reactor esté por debajo de 2,0 mg/L. Inmediatamente después de captar las muestras, medir y verificar el valor de concentración, se coloca en marcha a los aireadores empezando así el proceso de reoxigenación.

e.- Reoxigenación y captación de muestras

Durante el proceso de reoxigenación se mide la concentración de oxígeno disuelto dentro del reactor para la evaluación de cada sistema de aireación, en un tiempo total de una hora, el cual fue dividido en intervalos de quince (15) minutos para la captación de muestras; es decir, una secuencia de cuatro (4) captaciones de muestras en los puntos de muestreo anteriormente señalados, dando como resultado sesenta (60) botellas de Winkler con muestra de líquido en el período de estudio.

f.- Vaciado y llenado del tanque

Para obtener un patrón de valores característicos de la situación que se está analizando, se procede a repetir toda la experiencia dos (2) veces más por cada sistema de aireación evaluado. Sin embargo antes de iniciar otra evaluación en la fase 1, se procede a reponer el volumen extraído en cada prueba realizada y al finalizar del día de trabajo se procede a vaciar el tanque completamente y se deja llenando de líquido (agua limpia) durante la noche.

En la fase 2, se procede a vaciar casi $\frac{3}{4}$ del volumen del tanque una vez finalizada cada secuencia de captación de muestras y llenarlo con agua residual fresca y al termino del día de trabajo se vacía completamente y se deja llenado durante la noche.

Finalmente, las muestras captadas se trasladan al laboratorio para la medición de la concentración de oxígeno disuelto correspondiente.

g.- Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el laboratorio

Una vez finalizada la secuencia de captación de muestras, estas se llevan al laboratorio para determinar a través del oxímetro, figuras N° 11 y 12, la concentración del gas presente en cada punto durante el tiempo de evaluación.



Figura N ° 11. Panel de Control del medidor de oxígeno disuelto.



Figura N ° 12. Electrodo para medir Oxígeno Disuelto.

Se procede a calibrar el medidor de oxígeno disuelto y se ajusta la temperatura en el panel, para luego realizar la medición de la concentración de oxígeno disuelto en cada muestra de líquido dentro de las botellas Winkler, como se observa en la figura N° 13.



Figura N° 13. Medición de la concentración de oxígeno disuelto. Fase 2.

Inmediatamente determinada la concentración de oxígeno disuelto se retira el electrodo y se procede a limpiarlo con agua destilada, como se observa en la figura N° 14, repitiendo este proceso cada vez que se realiza una medición; de este modo se garantiza que no queden residuos adheridos al electrodo que puedan interferir en la siguiente determinación de oxígeno disuelto; al término de la medición se procede a la limpieza de cada botella en el laboratorio.



Figura N° 14. Limpieza del electrodo.

h.- Procesamiento de la Información

A partir de los valores de concentración de oxígeno disuelto obtenidos en el proceso de evaluación de cada sistema de aireación, se procede a cuantificar los valores de los parámetros que definen la eficiencia del sistema de aireación, los cuales se nombran a continuación:

- Coeficiente global estándar de transferencia oxígeno. $K_{LA\ 20^{\circ}C}$: a partir del coeficiente global de transferencia (K_{LA}), obtenido al graficar el déficit de oxígeno ($C_s - C_i$) versus tiempo durante el proceso de reaireación en un gráfico logarítmico. Por el método de mínimos cuadrados se calcula la ecuación de la recta que mejor se ajusta a estos datos y la pendiente de dicha recta es el valor numérico del K_{LA} ; para obtener el $K_{LA20^{\circ}C}$, se aplica la ecuación N° 18, que se presenta a continuación.

$$K_{LA}(T) = K_{LA(20^{\circ}\text{C})} \cdot \phi^{(T-20)}$$

- Tasa de transferencia de oxígeno en el proceso de reaireación, obtenida a partir de la relación entre el flujo másico de oxígeno transferido, ecuación N° 17 que se presenta y la potencia real del dispositivo de aireación.

$$Nc = K_{LA} \cdot (C_S - C_L)$$

- Factor de corrección alfa. α : obtenido a partir de la ecuación N ° 19, que se expone a continuación:

$$\alpha = \frac{K_{LA \text{ agua.residual}}}{K_{LA \text{ agua.limpia}}}$$

- Factor de corrección de la concentración de oxígeno saturada. Beta. β : obtenido a partir de la ecuación N ° 21.

$$\beta = \frac{Cs(\text{agua.residual})}{Cs(\text{agua.clara})}$$

EVALUACIÓN DEL SISTEMA EN LA FASE 3

En la fase tres del proceso de análisis, el líquido dentro del reactor corresponde al licor mezclado de la biomasa ya formada en el reactor; con el objeto de evaluar la incidencia de la presencia de biomasa en la transferencia de oxígeno.

La evaluación del sistema de aireación que opera en esta fase, se lleva a cabo siguiendo los pasos en la fase 1 y 2, sin embargo se presentan varias modificaciones, las cuales consisten en:

a.- Aislamiento del sistema de lodos activados

No se llevó a cabo el llenado del tanque ni el encendido del sistema de aireación para saturar el líquido dentro del reactor con oxígeno disuelto, debido a que ya las aguas residuales con la biomasa se encuentran saturadas de oxígeno y el sistema de aireación opera de manera continua.

Para alcanzar las condiciones de funcionamiento continuo del sistema de lodo activado, es necesario proceder a la formación, aclimatación de los microorganismos y a la estabilidad del sistema. (Realizado en el trabajo especial de grado, "Determinación de las constantes cinéticas en el sistema de Lodos Activados a escala piloto y laboratorio ". Méndez y Pérez, 2002).

En consecuencia, la evaluación del sistema de aireación, durante esta fase requiere aislar el sistema de su funcionamiento continuo, para lo cual se procede a cerrar la entrada y salida del líquido residual al tanque de aireación.

b.- Medición de la concentración de oxígeno disuelto

Se mide la concentración de oxígeno disuelto para determinar la cantidad de desoxigenante químico necesario para eliminar la mayor cantidad posible de oxígeno disuelto dentro del reactor, de acuerdo a las ecuaciones 15 y 16 expuestas en esta sección.

c.- Desoxigenación química

Se mezclan previamente los compuestos químicos y se procede a agregarlos al reactor, dejando en funcionamiento los aireadores por un lapso no mayor a cinco (5) minutos. Cabe destacar que en el sistema de aireación los aireadores funcionan alterna e independientemente en intervalos de quince (15) minutos, por lo tanto se procede a cronometrar el cambio de aireador y agregar los químicos cinco (5) minutos antes del mencionado cambio; de este modo se asegura que al empezar el proceso de reaireación se está evaluando el desempeño de un aireador al término de quince (15) minutos de funcionamiento del mismo, que equivale al intervalo de tiempo en la cual se captan las muestras. Se apaga el sistema de aireación y se procede a esperar un tiempo de diez (10) minutos aproximadamente. Se capta una muestra de tres botellas para determinar si la concentración de oxígeno disuelto se encuentra en un valor inferior a 2,0 mg/L.

d.- Reoxigenación y captación de muestras

Una vez que se alcanza un valor inferior a 2,0 mg/L, se procede a poner en marcha el sistema de aireación. Durante el proceso de reaireación se mide la concentración de oxígeno disuelto dentro del reactor de igual manera que en las fases 1 y 2, con la diferencia que una vez finalizada la prueba no se vacía el tanque. Se procede a abrir la entrada y salida del líquido residual dentro del reactor.

e.- Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el laboratorio

Al finalizar la prueba se procede a la determinación del oxígeno disuelto, siguiendo el mismo procedimiento de las fases 1 y 2.

f.- Procesamiento de la información

A partir de los valores de concentración de oxígeno disuelto obtenidos en la evaluación del sistema seleccionado, se procede a cuantificar, utilizando el procedimiento que se llevó a cabo en las fases 1 y 2, los parámetros que definen la eficiencia del sistema de aireación.

- Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno $K_{LA20^{\circ}C}$.
- Tasa de transferencia de oxígeno en el proceso de reaireación.
- Factor de corrección alfa (α).
- Factor de corrección de la concentración de saturación de oxígeno disuelto Beta (β).

ANÁLISIS DE RESULTADOS

El análisis se llevó a cabo en tres fases que fueron definidas bajo un objetivo específico y se diferencian por las características del líquido que se encuentra dentro del reactor, por lo tanto se presentan en esta sección los resultados de cada fase por separado.

FASE 1. AGUA LIMPIA DENTRO DEL REACTOR

Las pruebas realizadas por los fabricantes o proveedores para obtener los datos sobre el desempeño o eficiencia de cualquier dispositivo de aireación se realizan en condiciones estándar, es decir, agua limpia, temperatura de 20°C y una concentración inicial de oxígeno disuelto cercano a 0 mg/L.

a.- Concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación

Los valores promedio de concentración de oxígeno disuelto obtenidos en el proceso de reaireación, para cada sistema de aireación se presentan en la tabla N ° 3. La concentración promedio inicial de todos los sistemas, luego de la desoxigenación química se encuentra en un rango de 1,3 – 1,8 mg/L, una vez transcurrido los sesenta (60) minutos de la prueba, la diferencia entre los valores finales aumenta, encontrándose en un rango de 5,7 – 7,4 mg/L.

Tabla N° 3. Promedios de concentración de oxígeno. Fase 1.

Intervalos de Tiempo (min)	Ci (mg/L) 0,5 HP	Ci (mg/L) 0,75 HP	Ci (mg/L) 1,25 HP	Ci (mg/L) 0,5-0,75 HP
0	1,5	1,8	1,8	1,3
15	3,3	5,2	5,1	4,7
30	4,6	6,4	6,5	6,6
45	5,3	6,9	7,1	7,1
60	5,7	7,1	7,4	7,4

El valor promedio de concentración de oxígeno en el líquido saturado antes de la desoxigenación química se presenta en un rango de 7,7 – 7,9 mg/L. Si se observa la concentración de oxígeno disuelto final para cada sistema de aireación, los valores en los tres últimos sistemas de aireación están más cercanos a los valores de concentración de saturación de oxígeno en el líquido. Sin embargo, el sistema de menor potencia (A – 0,50 HP) en un lapso de una hora no pudo alcanzar los niveles de concentración de saturación de oxígeno obtenidos en el proceso de aireación antes de la desoxigenación química.

La masa total de oxígeno transferido para cada sistema de aireación, es decir, la diferencia entre los valores iniciales y finales de concentración de oxígeno disuelto por el volumen de líquido dentro del reactor, el menor valor se presenta en el sistema A (0,036 Kg O₂) de potencia 0,50 HP; seguido por los sistemas B (0,046 Kg O₂) de potencia 0,75 HP y el sistema C (0,048 Kg O₂) de potencia 1,25 HP. Por lo tanto, se evidencia que a medida que la potencia del sistema aumenta la masa de oxígeno transferida en el seno del líquido se hace mayor.

En el proceso de difusión de oxígeno en el seno del líquido, existen gradientes de concentración, que en los sistemas de aireación B, C y D disminuyen en menor tiempo que el sistema A, como se observa en la figura N° 15, esto se debe a que las fuerzas naturales necesarias para transferir la masa de oxígeno en el seno del líquido, son ayudadas por las condiciones de agitación que proveen estos dispositivos de aireación, incidiendo en el rompimiento y renovación de la película líquida en la interfase, aumentando así la difusión del oxígeno en el seno del líquido. En el caso del sistema D, su modo de operación, donde la potencia varía cada quince minutos y debido a la posición frontal en la que se encuentran los aireadores que componen este sistema, la agitación dentro del sistema es más eficiente, por lo tanto, el proceso de disminución del gradiente de concentración se alcanza en menos tiempo.

En la Figura N° 15, se presenta la velocidad de variación de la concentración de oxígeno disuelto durante el proceso de reaireación. Los sistemas de aireación B y C presentan comportamientos gráficos similares evidenciando un cambio de pendiente a los treinta minutos, mientras que el sistema A presenta un cambio de pendiente gradual, sin embargo en el tiempo de evaluación se observa que ninguna llega a ser paralela al eje de las abcisas, ya que no alcanza la concentración de saturación de oxígeno.

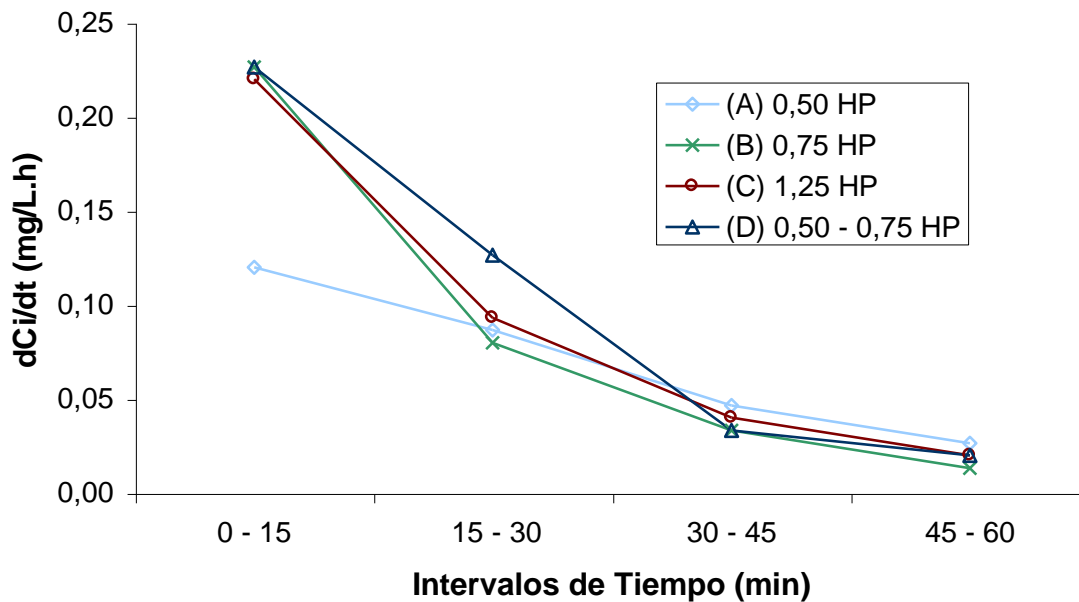


Figura Nº 15. Velocidad de la variación de la concentración de oxígeno disuelto durante el proceso de reaireación. Fase 1.

En los sistemas de aireación B, C y D a medida que transcurre el tiempo, la pendiente de las rectas se hace menor pasado los treinta minutos del proceso de reaireación, es decir, la velocidad de incorporación de oxígeno disminuye, lo cual se explica ya que al acercarse a la concentración de saturación, la fuerza impulsora debido a la diferencia entre la concentración de saturación y la concentración actual reduce su magnitud. En el sistema A, durante el tiempo de evaluación (una hora), el sistema no se acerca a la concentración de saturación de oxígeno, esto se debe a que este sistema no produce las condiciones suficientes de agitación dentro del líquido.

b.- Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno. $K_{LA20^{\circ}C}$

Los valores calculados a partir de los datos obtenidos en las experiencias realizadas en la fase 1, se muestran en la tabla N° 4, donde el menor valor ($1,24 \text{ h}^{-1}$) se observa en el sistema A (0,5 HP) y el mayor valor ($3,06 \text{ h}^{-1}$) lo obtuvo el sistema D (0,5 – 0,75 HP) o sistema combinado.

Tabla N° 4. Coeficiente Global estándar de transferencia de oxígeno.

Fase 1.

Intervalos de Tiempo (min)	$K_{LA 20^{\circ}C}$ (h^{-1})
A (0,5 HP)	1,24
B (0,75 HP)	2,65
C (1,25 HP)	2,95
D (0,50 – 0,75 HP)	3,06

Se observa que los valores de $K_{LA20^{\circ}C}$ son mayores a medida que la potencia del sistema de aireación aumenta. Se sabe que un incremento en la turbulencia o agitación dentro del líquido en el reactor hace que el gradiente de concentración a través de la interfase gas-líquido aumente, según lo anteriormente explicado, y en el último sistema no se puede hablar de una potencia definida.

Gráficamente, los valores del coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno obtenidos y presentados en la tabla anterior, corresponden al valor de la pendiente de la recta obtenida por mínimos cuadrados que presenta el mejor ajuste a los datos de déficit de oxígeno graficados en una escala

logarítmica versus tiempo, a medida que el coeficiente aumenta su valor, la recta incrementa su pendiente, como se presenta en la figura N° 16.

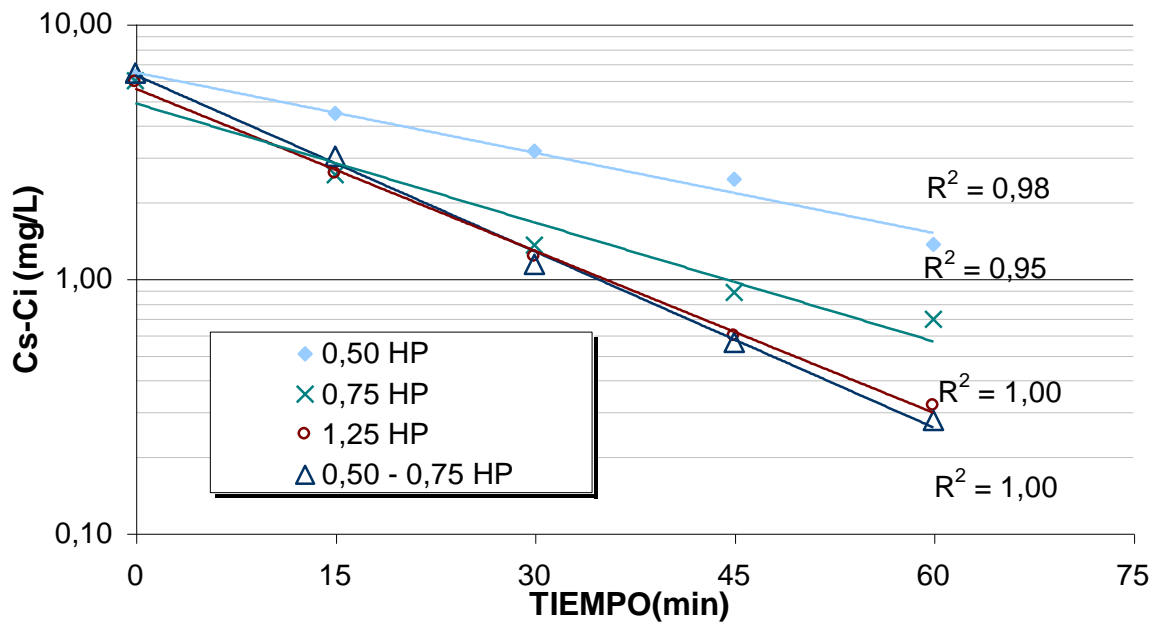


Figura N° 16. Déficit de oxígeno versus tiempo. Fase 1.

Cada recta en la figura anterior presenta diferentes factores de regresión (R^2), el cual indica lo ajustado de los datos al paso de una recta, en este caso los mejores ajustes se presentan para los sistemas C y D.

c.- Tasa de transferencia del oxígeno en el proceso de reaireación

La eficiencia de cualquier dispositivo de aireación se determina a través de la tasa de transferencia de oxígeno, la cual relaciona el flujo másico de oxígeno transferido al seno del líquido con la potencia real y nominal del aireador. De este modo se tiene la relación directa con la energía que consume el sistema de aireación para así determinar si es eficiente o no. Las pruebas realizadas por los fabricantes se realizan en condiciones estándar, las cuales se describieron anteriormente.

Los valores obtenidos se expresan en unidades de Kilogramos de oxígeno por hora por unidad de potencia nominal y real, su cálculo es una función del coeficiente global de transferencia estándar (K_{LA} 20 °C), el volumen del tanque, la potencia del aireador y el déficit de oxígeno total medido durante el proceso de reaireación. En la tabla N° 5, se presenta el flujo de oxígeno transferido para la fase1 versus la tasa de transferencia real y nominal.

Tabla N° 5. Comparación entre el flujo másico de oxígeno transferido y la tasa de transferencia. Fase 1.

Sistemas de Aireación (Potencia nominal – real)	Flujo de O₂. Transf. (Kg O₂/ h)	Tasa de Transf. Real (Kg O₂/ h.HP)	Tasa de Transf. Nominal (Kg O₂/ h.HP)
A (0,5 – 0,38 HP)	0,10	0,26	0,20
B (0,75 – 0,61 HP)	0,21	0,34	0,28
C (1,25 – 0,98 HP)	0,24	0,24	0,19
D (0,50 – 0,75; 0,33 – 0,65 HP)	0,25	0,54	0,40

El sistema D presenta el mayor valor de flujo másico de oxígeno transferido al seno del líquido, ya que la resistencia que ofrece la interfase gas-líquido al fenómeno de difusión del gas, disminuye por la turbulencia y agitación que ofrece este sistema de aireación al líquido dentro del reactor. Se sabe que el proceso de difusión es directamente proporcional a la concentración de oxígeno en la interfase, a la concentración de saturación del oxígeno en el seno del líquido y al coeficiente de transferencia global, presentándose el mayor valor para los dos últimos parámetros en el sistema de aireación D.

En la figura N° 17, se muestra la masa de oxígeno transferida en cada uno de los sistemas de aireación evaluados.

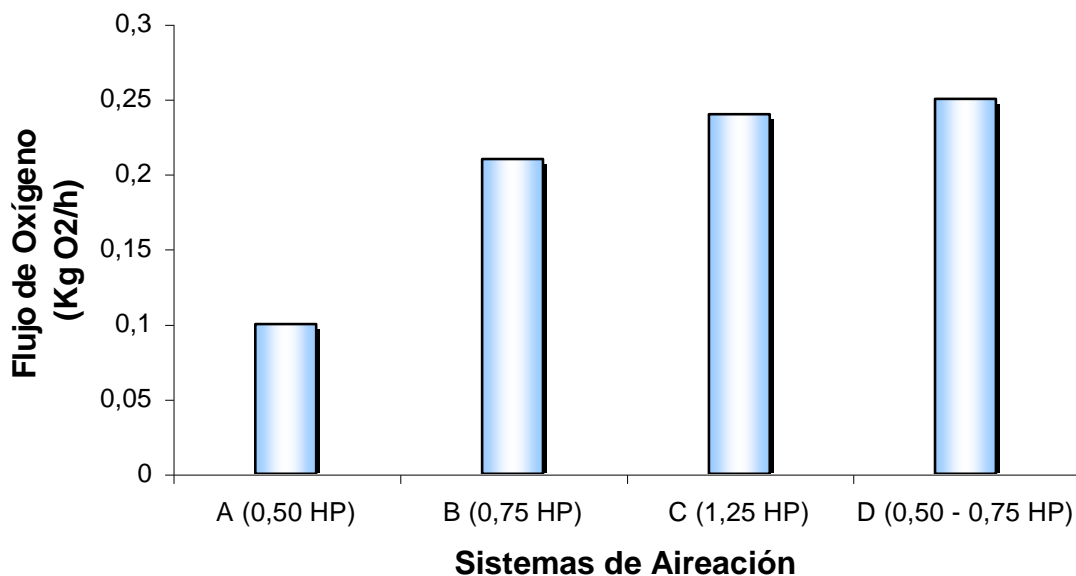


Figura N ° 17. Flujo másico de oxígeno transferido al seno del líquido versus potencia. Fase 1.

En la figura anterior se observa que a medida que la potencia aumenta el flujo másico transferido de oxígeno se hace mayor. Sin embargo, se debe tomar en cuenta la potencia que el sistema de aireación consume y de este modo justificar el uso o no de dicho sistema, desde una relación transferencia – energía. Si comparamos los valores de la tasa de transferencia de oxígeno, tenemos que de acuerdo a la potencia real del sistema no siguen el mismo patrón que en el flujo másico de oxígeno transferido como se observa en la figura N^o 18.

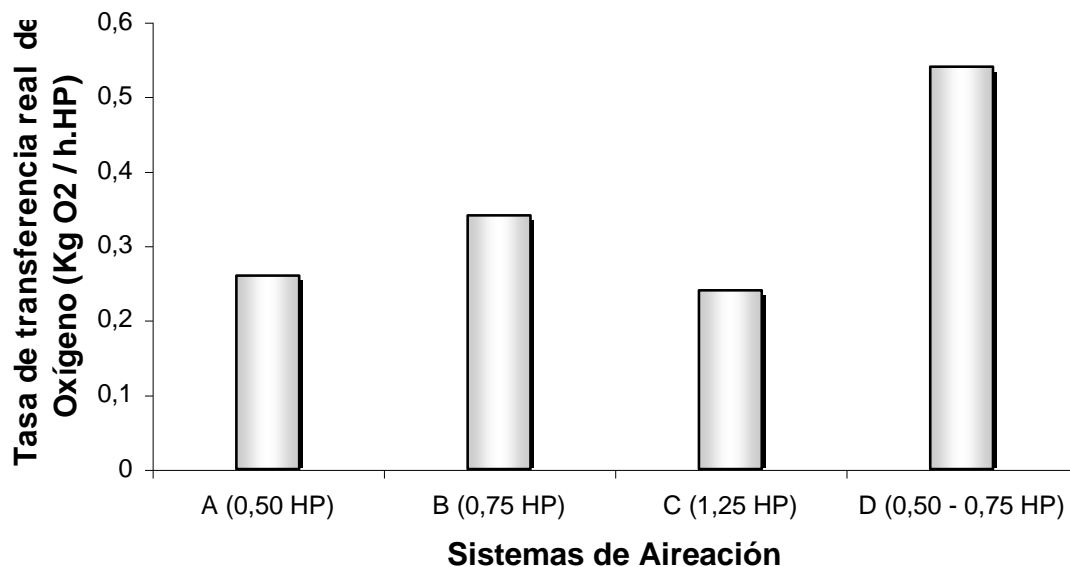


Figura N^o 18. Tasa de transferencia de oxígeno versus potencia. Fase 1.

Excluyendo al sistema D, que es el más eficiente, por tener la mayor tasa de transferencia real (0,54 Kg O₂ / h.HP), y porque su potencia no ha sido definida como la suma de las potencias de los dos dispositivos de aireación que conforman dicho sistema debido a la manera de operación de los mismo, los sistemas B (0,34 Kg O₂ / h.HP) y A (0,26 Kg O₂ / h.HP), presentan una mayor

tasa de transferencia que el sistema C (0,24 Kg O₂ / h.HP) cuyas potencias si corresponde a la suma de potencias de los dos sistemas anteriores.

Bajo los conceptos anteriormente discutidos y observando la tasa de transferencia de oxígeno másico, en la tabla anterior, se puede establecer la eficiencia de los sistemas de aireación al quebrar la resistencia de la película gas-líquido en el proceso de difusión, teniendo que el sistema C (1,25 HP) sería el menos eficiente y el sistema D (0,50 – 0,75 HP) el más eficiente.

Existen varios estudios realizados por investigadores y por fabricantes, que han calculado la tasa de transferencia para este tipo de dispositivos de aireación, donde las condiciones bajo las cuales se han realizado dichos estudios son diferentes al sistema evaluado en este caso, sin embargo se comparan los valores obtenidos en esta investigación con los obtenidos en otras investigaciones. En la siguiente tabla se presentan las tasas de transferencia obtenidas, la potencia del aireador y las condiciones de geometría del tanque.

Tabla N ° 6. Comparación de la tasa de transferencia de oxígeno entre el valor obtenido y otras evaluaciones realizadas.

Investigador	Lugar Fecha	Características Tanque – Temperatura	Potencia (HP)	Tasa de Transf. (Kg O₂ /h.HP)
BOYD MARTINSON	Auburn. USA. 1984	Volumen: 134 m ³ . Temperatura: 18°C. Tanque de acuicultura.	0,50	0,53
BOYD MARTINSON	Auburn. USA. 1984	Volumen: 134 m ³ . Temperatura: 18°C. Tanque de acuicultura.	2,00	0,68
OTECN- AGUA	Caracas. Venezuela. 1995	Volumen: 44,8 m ³ . Temperatura: 23 °C Piscina.	0,50	1,31
OTECN- AGUA	Caracas. Venezuela. 1995	Volumen: 44,8 m ³ . Temperatura: 23 °C Piscina.	0,75	1,27
BALLESTAS	Caracas. Venezuela. 2002	Volumen: 8,7 m ³ . Temperatura: 23 °C Reactor Lodos Activados	0,50 – 0,75	0,54

Los valores de tasa de transferencia de oxígeno que se reportan en la literatura para este tipo particular de dispositivo de aireación se encuentran en rangos de 0,48 – 0,76 Kg/HP*h (Weber, 1979), sin embargo otros autores opinan que la tasa de transferencia de oxígeno tiene un rango menor de valores 0,39 – 0,62 lb/HP*h (Romero, 2000), en ambos casos la tasa de transferencia obtenida en el sistema D, que se consideró el más eficiente, se encuentra dentro del rango de valores establecidos por ambos autores.

d.- Factores que afectan la transferencia de oxígeno

El fenómeno de difusión de cualquier gas en el seno del líquido depende del coeficiente de transferencia global; se sabe que este coeficiente es afectado por la temperatura, la turbulencia en el tanque de aireación, las características del líquido que se encuentra dentro del reactor.

La temperatura durante el proceso de reareación se mantuvo en un rango de 22 – 23°C, por lo tanto, el cambio en la magnitud de un grado centígrado no afecta considerablemente al proceso de transferencia, por lo tanto, se considera a este factor como una constante durante el transcurso de la experiencia realizada.

El líquido en la fase 1 (agua limpia), no presentó cambios en sus características dentro del tanque que pudieran afectar al proceso de difusión del oxígeno, por último el grado de turbulencia dentro del tanque si es un factor que incidió en la transferencia de oxígeno, ya que a medida que la potencia aumenta el efecto de agitación del líquido va creciendo, creando una condición favorable para la transferencia del oxígeno a través del seno del líquido, lo que se evidencia en los valores del flujo másico de oxígeno transferido ($\text{Kg O}_2/\text{h}$) reportados en la tabla N ° 5.

FASE 2. REACTOR CON AGUA RESIDUAL

La evaluación de cualquier dispositivo de aireación siempre se realiza en condiciones estándar, de esta manera los datos que describen la eficiencia del aireador pueden ser transformados, a través de varias fórmulas explicadas en la sección de revisión bibliográfica de este trabajo, para determinar la eficiencia y desempeño bajo las condiciones propias del lugar donde puedan operar estos aireadores.

Sin embargo, en esta investigación se realizó la evaluación de los diferentes sistemas de aireación en agua residual sin la formación de biomasa, con el objetivo de obtener información sobre el desempeño de estos dispositivos en situaciones diferentes a la condición estándar para evaluar la transferencia de oxígeno disuelto en el seno del líquido bajo condiciones de campo. Esta información sustenta la toma de decisión en la selección del mejor arreglo a utilizar en el sistema de lodos activados, que se evalúa en la fase 3, donde la presencia de biomasa puede incidir en la transferencia de oxígeno.

Es importante resaltar que las aguas residuales en la fase 2, se consideran de origen municipal, las cuales se definen como aquellas que provienen de la actividad de zonas residenciales y de zonas comerciales.

a.- Concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación

Los valores promedios de concentración de oxígeno disuelto en el seno del líquido, reportados en la tabla N ° 7, presentan un rango inicial de 0,2 – 0,7 mg/L, los cuales se encuentran por debajo de los valores reportados para la fase 1. Finalizado el tiempo del proceso de reaireación (1 hora), los valores finales se encuentran en un rango de 4,3 – 6,4 mg/L.

Tabla N° 7. Promedios de concentración de oxígeno. Fase 2.

Intervalos de Tiempo (min)	Ci (mg/L) 0,5 HP	Ci (mg/L) 0,75 HP	Ci (mg/L) 1,25 HP	Ci (mg/L) 0,5-0,75 HP
0	0,2	0,5	1,0	0,7
15	1,8	4,4	4,4	4,0
30	2,9	5,1	5,6	4,9
45	3,7	5,4	6,1	6,0
60	4,3	5,7	6,4	6,2

El valor promedio de la concentración de oxígeno en el líquido al final del proceso de saturación estuvo en 6,4 mg/L, es decir, por debajo del valor de concentración que se reportó en la fase 1 (7,8 mg/L). Esto se debe a la presencia de agentes tensoactivos en las aguas residuales, por ejemplo los surfactantes, proteínas y ácidos grasos entre otros, los cuales aumentan la tensión superficial lo que resulta en una disminución de la velocidad de transferencia de oxígeno. Otro factor que incide en la diferencia de la concentración de O.D del líquido saturado en ambas fases, es la temperatura, ya que a medida que la temperatura aumenta la concentración de oxígeno disuelto disminuye. La temperatura promedio en la fase 2, medida en el proceso de saturación del líquido reportó un valor de 28,5 °C.

En la figura N° 19, se presenta la velocidad de variación de la concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación. Los sistemas de aireación presentan un comportamiento muy diferente, sin embargo en los sistemas B y C, se evidencia un cambio de la pendiente en los últimos treinta (30) minutos; para el sistema D el cambio de pendiente ocurre cada quince (15) minutos indicando el cambio de aireador.

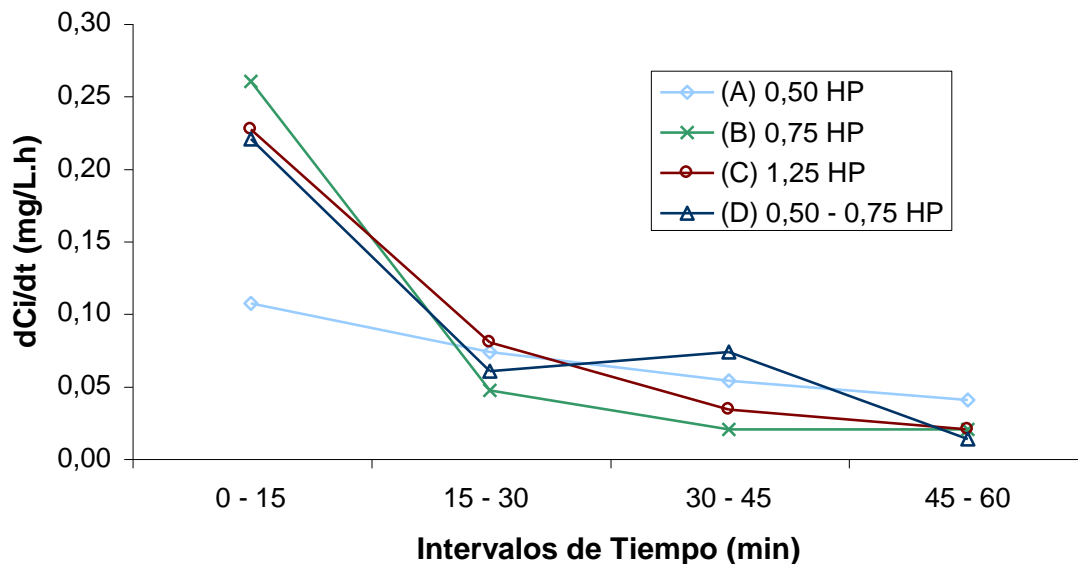


Figura N° 19. Variación de la velocidad de concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación. Fase 2.

En el sistema A (0,50 HP) no ocurre un cambio brusco en la pendiente de la recta, ya que el aumento de la concentración de oxígeno disuelto en el seno del líquido se presentó de manera gradual en el tiempo que duró la evaluación de este dispositivo de aireación, sin embargo, no llegó al punto de saturación del líquido obtenido anteriormente en el proceso de aireación antes de la desoxigenación, debido a que la turbulencia o agitación generada por este

sistema de aireación, no es capaz de reducir el gradiente de concentración de oxígeno disuelto, a través de la interfase gas – líquido, además que la presencia de materiales tensoactivos dificulta aun más la difusión del oxígeno en el seno del líquido. El valor final obtenido de O.D en los sistemas B (0,75 HP) y C (1,25 HP) se acercan al valor de concentración de O.D del líquido saturado (6,74 mg/L), ya que los grados de turbulencia dentro del reactor, a pesar de la presencia de estos agentes tensoactivos pueden superar la resistencia ofrecida por la película líquida en la interfase gas – líquido a la difusión del oxígeno en la fase líquida.

El sistema D (0,50 – 0,75 HP) presenta variaciones en la pendiente de la recta cada quince (15) minutos, esto indica el cambio de dispositivo de aireación y de potencia. En esta fase se hace más evidente el cambio de aireador (potencia) debido a la presencia de agentes que inciden en la difusión del oxígeno en el seno del líquido residual, ya que el aireador de menor potencia (0,50 HP) no puede vencer la resistencia generada por estos agentes incidiendo en la concentración de oxígeno transferido.

b.- Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno $K_{LA20^{\circ}C}$

Las condiciones en ésta fase son diferentes a las estándar, donde el líquido es agua limpia, a una temperatura de 20°C, una concentración de oxígeno disuelto cercana a 0 mg/L y una atmósfera de presión. Se procedió a calcular el coeficiente global de transferencia y transformarlo a esta condición estándar, para comparar los valores obtenidos en esta fase con los valores de la fase 1 y los reportados en la literatura.

Los valores del coeficiente de transferencia estándar, se reportan en la tabla N ° 8, el menor valor ($1,00 \text{ h}^{-1}$) pertenece al sistema A (0,50 HP) y el mayor valor ($2,38 \text{ h}^{-1}$) al sistema D (0,50 – 0,75 HP); estos valores están por debajo de los valores obtenidos en la primera fase de evaluación, debido a la presencia de agentes tensoactivos que aumentan la tensión superficial del líquido y disminuyen la velocidad de transferencia de oxígeno.

Tabla N° 8. Coeficiente Global de transferencia de oxígeno estándar.

Fase 2.

Intervalos de Tiempo (min)	$K_{LA 20^{\circ}C}$ (h^{-1})
A (0,5 HP)	1,00
B (0,75 HP)	2,14
C (1,25 HP)	1,95
D (0,50 – 0,75 HP)	2,38

Las condiciones de turbulencia dentro del sistema son similares a las de la fase 1, ya que el grado de agitación del líquido dentro del tanque, está relacionado con la potencia del dispositivo de aireación. El fenómeno de difusión del gas en el seno del líquido, a través de la película de la interfase gas-líquido, la cual es quebrada y renovada como consecuencia de la agitación ejercido por los sistemas de aireación, no incidió en el proceso de transferencia.

Por lo tanto, la presencia de los materiales tensoactivos presentes en las aguas residuales, es la razón principal por la cual los valores del coeficiente global estándar de transferencia obtenidos en esta fase son inferiores a los de la primera fase de evaluación.

Si se establece que a mayor potencia hay un aumento en la agitación del líquido y por lo tanto el valor del coeficiente global estándar de transferencia aumenta, se observa que en el sistema C (1,25 HP) el valor de $K_{LA20^{\circ}C}$ es menor al valor del sistema B (0,75 HP) cuya potencia es menor, esto se debe a la presencia de estos agentes tensoactivos como los surfactantes, ya que de manera cualitativa se evidenció la presencia de abundante espuma durante el proceso de saturación del líquido o aireación inicial en la evaluación del sistema C.

Gráficamente el valor del coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno, corresponde a la pendiente de la recta generada por el método de mínimos cuadrados, al graficar el déficit de oxígeno en una escala logarítmica versus el tiempo como se presenta en la siguiente figura.

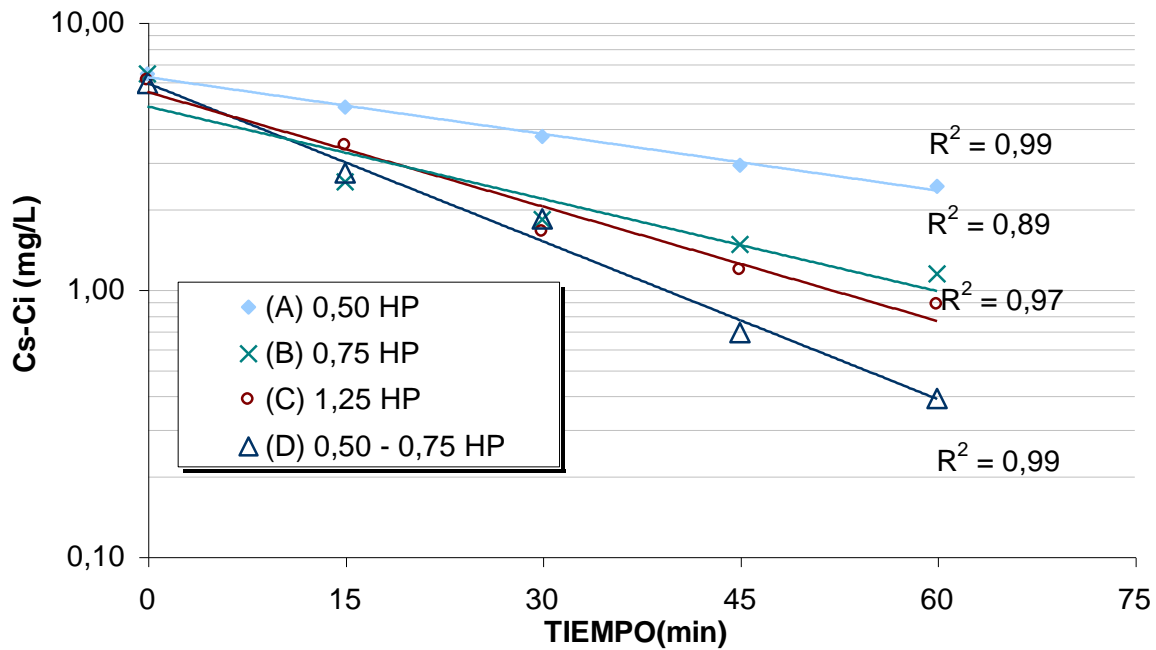


Figura N ° 20. Déficit de oxígeno versus tiempo. Fase 2.

El factor de regresión (R^2), indica el grado de ajuste de los datos a formar una recta, siendo el mejor ajuste aquel cuyo valor es cercano o igual a la unidad; en el presente caso, los valores graficados correspondientes al sistema D fueron los que mejor se ajustaron a la recta.

c.- Tasa de transferencia del oxígeno en el proceso de reaeración

La influencia de las características del agua residual en la eficiencia de los diferentes dispositivos de aireación evaluados y en la transferencia del oxígeno en el seno del líquido, se determina a través de la tasa de transferencia de oxígeno, la cual depende de la potencia del aireador y del flujo másico de oxígeno, que es función del coeficiente global estándar de transferencia ($K_{LA20^{\circ}C}$).

La potencia bajo la cual se presenta la tasa de transferencia real es la calculada al medir el voltaje y el amperaje en cada sistema de aireación, durante el proceso de saturación del líquido. La eficiencia del trabajo del motor y el engranaje son de 70 y 60% respectivamente, datos que fueron suministrados por el proveedor de los aireadores.

El flujo de masa transferido y la tasa de transferencia de oxígeno se expresan en unidades de Kilogramos de oxígeno por hora por potencia, en la tabla N ° 9, se presentan los valores del flujo másico de oxígeno transferido, tasa real y nominal de transferencia de oxígeno.

Tabla N° 9. Comparación entre la cantidad de oxígeno transferido y la tasa de transferencia. Fase 2.

Sistemas de Aireación (Potencia nominal – real)	Flujo de O₂. Transf. (Kg O₂/ h)	Tasa de Transf. Real (Kg O₂/ h.HP)	Tasa de Transf. Nominal (Kg O₂ / h.HP)
A (0,5 – 0,38 HP)	0,08	0,21	0,16
B (0,75 – 0,61 HP)	0,17	0,28	0,23
C (1,25 – 0,98 HP)	0,16	0,16	0,13
D (0,50 – 0,75; 0,33 – 0,65 HP)	0,19	0,39	0,30

El mayor flujo de oxígeno transferido al seno del líquido lo presenta el sistema D, cuya manera de operar disminuye la resistencia que ofrece la película gas – líquido al proceso de difusión del oxígeno. Sin embargo, la presencia de agentes tensoactivos, hacen que esta difusión del oxígeno, sea menor. Por lo tanto, el flujo másico de oxígeno transferido y la tasa de transferencia real y nominal en la fase 2, son menores a los valores de la primera fase.

El sistema C (1,25 HP) presenta la menor de la tasa de transferencia de oxígeno, ya que la relación flujo de masa transferido por potencia suministrada es la menor de todas y no justifica la puesta en marcha de este sistema en la fase 3.

En la figura N ° 21, se presenta el flujo másico de oxígeno transferido por sistema de aireación, donde se mantiene la tendencia observada en la fase 1, del aumento de transferencia de la cantidad másica de oxígeno a medida que la potencia del sistema es mayor.

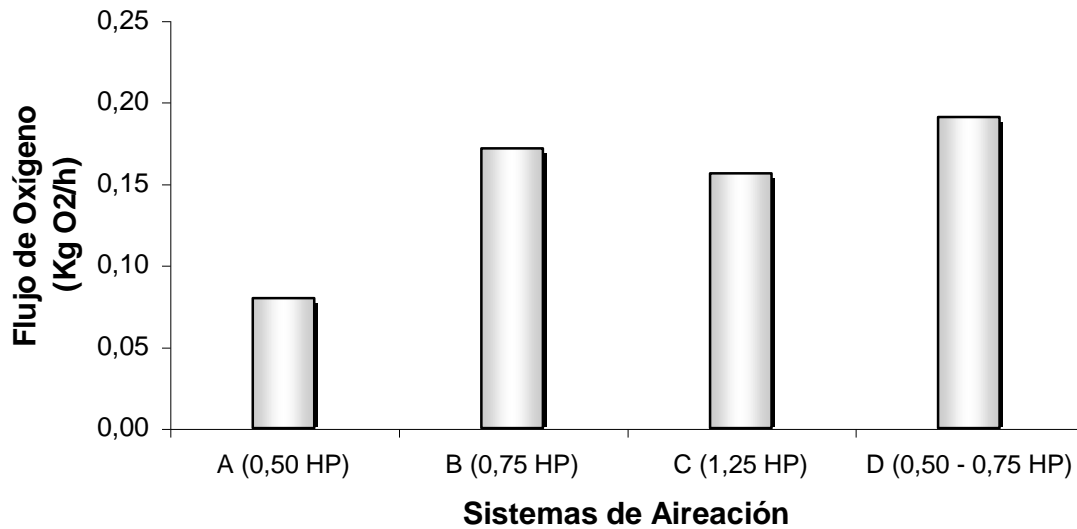


Figura N ° 21. Flujo másico de oxígeno transferido al seno del líquido versus potencia. Fase 2.

En la figura N ° 22, se presenta la tasa real de transferencia de oxígeno, calculada a partir del flujo másico de oxígeno transferido por unidad de potencia real del sistema de aireación, para determinar la eficiencia real del dispositivo de aireación e indicar cual es el sistema más eficiente.

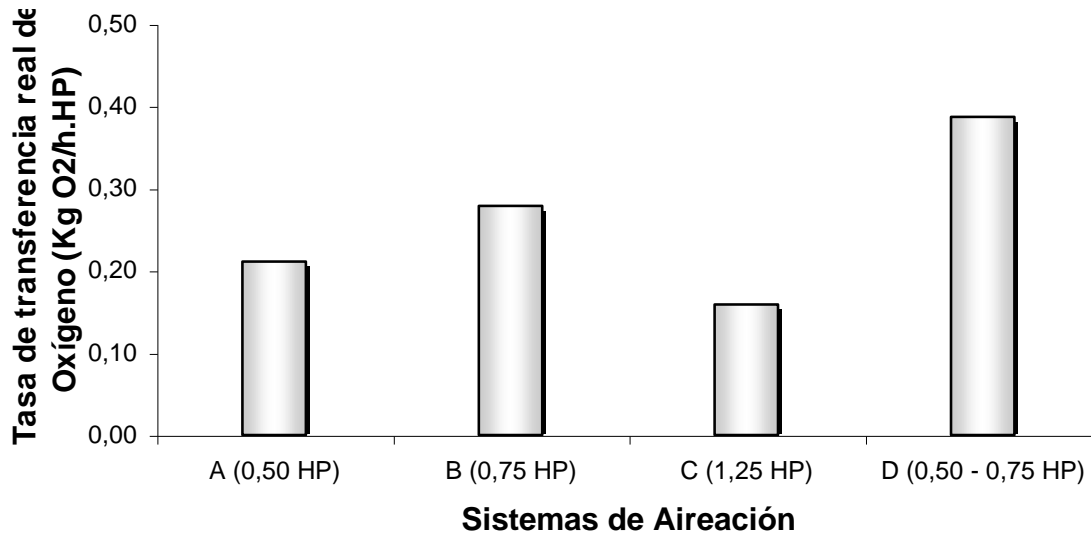


Figura N ° 22. Tasa de transferencia de oxígeno versus potencia. Fase 2.

Tomando en cuenta la tasa real de transferencia de la fase 1 (0,54 Kg O₂ / h.HP), en el sistema D (0,50 – 0,75 HP) y el valor para el mismo sistema en la fase 2, (0,39 Kg O₂ /h.HP); este es el sistema de aireación elegido para operar en la fase 3, donde se formará la biomasa responsable de la degradación de la materia orgánica, cuyo valor en ambas fases se encuentra al menos en uno dentro de los rangos reportados por la bibliografía 0,48 – 0,76 Kg/HP*h (Weber, 1979) y 0,39 – 0,62 lb/HP*h (Romero, 2000).

d.- Factores que afectan la transferencia de oxígeno

La tasa de transferencia de oxígeno en una función del flujo másico de oxígeno transferido, y del coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno, el cual es afectado por varios factores como, la temperatura, características del agua, turbulencia en el líquido entre otros, por lo tanto estos factores inciden en la transferencia de oxígeno.

El rango de temperatura durante el proceso de evaluación de los sistemas de aireación en la fase 2, presentó un rango de 27 – 30 °C, sin embargo el valor de mayor frecuencia es 28,5 ° C. Se considera que la temperatura permaneció constante durante el proceso de evaluación.

Las características del agua residual, fue un factor importante en la evaluación de los sistemas de aireación. En el sistema C (1,25 HP), la presencia abundante de surfactantes, afectó a la transferencia de oxígeno en el seno del líquido. Comparando los valores de transferencia de oxígeno de la fase 1, donde la presencia de factores tensoactivos en el líquido es nula, estos son superiores a los valores en la fase 2.

El grado de turbulencia incide en la transferencia de oxígeno, sin embargo, aunque la agitación del líquido dentro del reactor fue lo suficiente para vencer la resistencia de la película gas – líquido y favorecer la transferencia de oxígeno al seno del líquido, la presencia de los agentes tensoactivos, afectó la transferencia de oxígeno, lo cual se reflejó en los valores obtenidos del coeficiente global estándar de transferencia, en el flujo másico de oxígeno transferido y la tasa de transferencia de los dispositivos de aireación evaluados en la fase 2, siendo estos valores menores a los obtenidos en la fase 1 para los mismos sistemas de aireación.

FACTOR DE CORRECCIÓN ALFA. α

Los valores obtenidos que se presentan en la siguiente tabla, de todos los sistemas evaluados presentan un promedio de alfa igual a 0,76, el cual se encuentra dentro del rango teórico (0,75 – 0,85) establecido para las aguas residuales domésticas de origen municipal.

Tabla N° 10. Factor de corrección alfa (α).

Sistemas de Aireación (Potencia)	Factor Alfa
A (0,5 HP)	0,81
B (0,75 HP)	0,81
C (1,25 HP)	0,66
D (0,50 – 0,75 HP)	0,78

El único sistema de aireación que presenta un valor de alfa fuera del rango que reporta la literatura, es el sistema C (1,25 HP), debido a la presencia de espuma durante la evaluación de este sistema, siendo su magnitud el resultado de la incidencia de los agentes tensoactivos.

Es importante destacar que los valores del factor de corrección alfa, también son afectados por la geometría del tanque y el grado de turbulencia, en este caso en particular, no se puede establecer comparaciones respecto a la geometría ya que las pruebas se llevaron a cabo en un mismo reactor; respecto a la turbulencia se supone que la potencia es proporcional a ésta, sin embargo los valores de la tabla anterior no presentan un aumento a medida que la potencia aumenta, esto se debe a otros factores que inciden en la transferencia de oxígeno.

FACTOR DE CORRECCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE SATURACIÓN DE OXÍGENO. BETA. (β)

Los factores que afectan la concentración de oxígeno disuelto en el seno del líquido son: la temperatura, altitud, constitución del agua y la concentración de sólidos disueltos; ya que las pruebas se realizaron bajo condiciones de temperatura constantes en ambas fases y altitud constante, el factor de corrección beta calculado, es función de la constitución del agua y de la concentración de sólidos disueltos, sin embargo este último parámetro no fue medido durante la fase 2.

Los valores de beta calculados a partir de los datos de concentración de saturación de oxígeno medidos y registrados en las fases 1 y 2, se presentan en la tabla N ° 11, cabe destacar que siguiendo la metodología descrita, se establece que la concentración de saturación de oxígeno antes del proceso de desoxigenación por vía química debe ser al menos el 90% de la concentración de oxígeno teóricos (Anexo I) correspondiente a la temperatura y altitud del lugar de evaluación.

Tabla N° 11. Factor de corrección de la concentración de saturación de Oxígeno. Beta (β). Fase 1 y 2.

Sistemas de Aireación (Potencia)	Factor Beta
A (0,5 HP)	0,85
B (0,75 HP)	0,90
C (1,25 HP)	0,88
D (0,50 – 0,75 HP)	0,86
PROMEDIO	0,87

El promedio de los valores de beta se encuentra por debajo del valor establecido para las aguas residuales de origen domestico municipal cuyo valor es de 0,95. Debido a que en la metodología seguida, el valor de concentración de saturación de oxígeno disuelto para proceder a la desoxigenación química debe ser al menos el 90% del valor teórico, el factor de corrección beta para las condiciones de temperatura y altitud de las evaluaciones realizadas, es el 90% del valor teórico para las mismas condiciones.

FASE 3. REACTOR CON LODOS ACTIVADOS

Al finalizar la evaluación del dispositivo de aireación en cada una de las fases previas en las que se dividió esta investigación, se procedió a comparar los parámetros que definen la transferencia de oxígeno en el seno del líquido para determinar la eficiencia del sistema de aireación D (0,50 – 0,75 HP) y establecer la incidencia de las características del líquido dentro del reactor en el proceso de transferencia de oxígeno. Este sistema de aireación fue el seleccionado para llevar a cabo el proceso de formación, estabilización y operación del sistema de lodos activados.

Específicamente, en la fase 3 se determinó la incidencia de la biomasa ya formada en el proceso de transferencia de oxígeno y cómo el dispositivo de aireación influye en la operación del sistema de tratamiento de lodos activados.

a.- Concentración de Oxígeno disuelto en el proceso de reaireación

Teóricamente la cantidad de oxígeno disuelto suministrada por los dispositivos de aireación dentro del reactor es equivalente a la cantidad de oxígeno requerida por los microorganismos, en los sistemas de lodos activados, para llevar a cabo la oxidación o degradación de la materia orgánica presente en las aguas residuales que entran al sistema.

En la tabla N° 12, se presentan las variaciones del oxígeno durante el proceso de reaireación en cada una de las fases evaluadas, operando el sistema D (0,50 – 0,75 HP).

Tabla N° 12. Promedios de concentración de oxígeno. Fase 1, 2 y 3.

Intervalos de Tiempo (min)	Ci (mg/L) Fase 1.	Ci (mg/L) Fase 2.	Ci (mg/L) Fase 3.
0	1,3	0,7	0,4
15	4,7	4,0	1,4
30	6,6	4,9	1,7
45	7,1	6,0	2,3
60	7,4	6,2	2,5

Cuantificando la diferencia entre la concentración inicial y final del oxígeno disuelto, se observa que en las primeras fases presentan poca diferencia 6,1 mg/L y 5,5 mg/L respectivamente, sin embargo aun cuando en la fase 3 aparentemente fue menor (2,1 mg/L) este valor no es comparable con los anteriores, ya que los microorganismos se encuentran en un proceso de captación de oxígeno necesario para transformar los compuestos orgánicos biodegradables que se encuentran en las aguas residuales, y que son determinados a través de la DBO.

En la figura N° 23, se presenta las variaciones de la velocidad de concentración de oxígeno disuelto, para determinar el cambio de pendiente que ocurre al variar la potencia en el funcionamiento del sistema en esta fase.

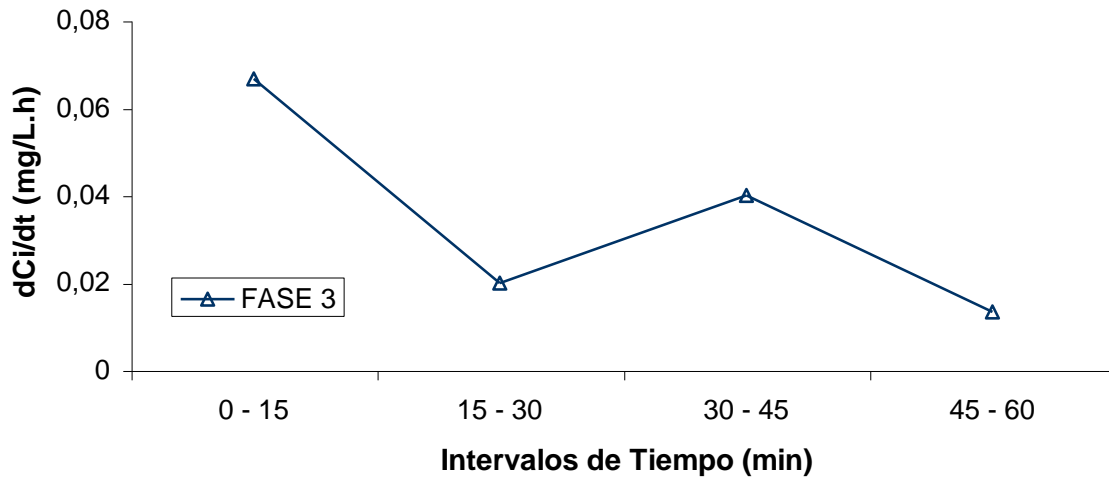


Figura N ° 23. Variación de la velocidad de concentración de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación. Sistema D (0,50 – 0,75 HP). Fase 3.

Los cambio de la pendiente que se observan en la fase 3, se deben al cambio del aireador y potencia cada quince minutos, donde el aireador de menor potencia (0,50 HP) le es más difícil vencer la tensión superficial la cual aumenta por la presencia microorganismos y flóculos en la fase 3.

Comparando los valores de oxígeno disuelto en el sistema de lodos activados, obtenidos por Fernández, 1999, donde se utilizó aireación por difusión, operando con un caudal de aire de 40 L / minuto, los valores de oxígeno disuelto presentaron un rango de 1,0 – 1,9 mg/L, siendo estos inferiores a los reportados para el sistema de aireación mecánica utilizados por Méndez y Pérez, 2002, el cual presentó un rango de oxígeno disuelto de 2,5 – 3,0 mg/L, esto indica que bajo las mismas condiciones de geometría del tanque y características similares de las aguas residuales, el sistema de aireación mecánico es más eficiente que el sistema por difusión.

b.- Coeficiente global estándar de transferencia de oxígeno. $K_{LA20^{\circ}C}$

En la tabla N° 13, se presentan los valores del coeficiente global estándar de transferencia en cada una de las fases, donde el mayor coeficiente se obtuvo en la fase 1 según lo esperado, ya que el líquido dentro del reactor no presenta material tensoactivo que aumente la tensión superficial y disminuya la difusión del oxígeno en el seno del líquido e incidan en el valor del coeficiente de transferencia.

**Tabla N° 13. Coeficiente Global estándar de transferencia de oxígeno.
Fase 1, 2 y 3.**

Fases de Operación	$K_{LA 20^{\circ}C}$ (h^{-1})
FASE 1	3,06
FASE 2	2,38
FASE 3	1,54

Debido a que los valores del coeficiente global se estiman a partir del déficit de oxígeno disuelto en el proceso de reaireación, los mismos factores que afectan a la difusión del oxígeno en el seno del líquido también inciden sobre los valores de este coeficiente global. Sin embargo, en la fase 3 se debe destacar el hecho de existe una velocidad de captación de oxígeno por parte de los microorganismos para mantenerse activos dentro del reactor y poder degradar la materia orgánica, haciendo que los valores de oxígeno disuelto reportados en la tabla anterior, correspondan al oxígeno disuelto en exceso que no ha sido consumido o captado por los microorganismos.

Debido a que el sistema D fue evaluado en todas las fases, se tiene que los efectos de turbulencia o agitación del líquido dentro del reactor, los cuales son proporcionales a la potencia del sistema de aireación, no presentaron una variación significativa en cada una de las fases, por lo tanto, no se puede establecer basado en este efecto, un análisis comparativo de la difusión y transferencia de oxígeno en el seno del líquido para cada fase.

La diferencia de los valores del coeficiente global estándar de transferencia se debe a la diferencia entre las características del líquido dentro del tanque de aireación, donde la presencia de diferentes materiales afectan el proceso de difusión del oxígeno a través de la película gas – líquido.

c.- Tasa de transferencia del oxígeno en el proceso de reaeración

La eficiencia de los dispositivos de aireación se maneja en términos de la tasa de transferencia de oxígeno, sin embargo, para la fase 3 se debe tomar en cuenta que la eficiencia del sistema de aireación se basa en la cantidad de oxígeno suministrado por el sistema y que sea teóricamente equivalente a la cantidad de oxígeno requerida por los microorganismos en los sistemas de tratamiento de lodos activados, ya que se debe proporcionar suficiente oxígeno para oxidar la materia orgánica y mantener niveles operacionales de O.D en exceso.

Cabe destacar que en la última fase la concentración de oxígeno disuelto presente en el tanque no corresponde a la que ha sido transferida, sino a la cantidad de oxígeno en exceso que no ha sido captada o consumida por los microorganismos presentes en el licor de mezcla. Se asume que el flujo másico suministrado por el sistema de aireación corresponde al determinado en la primera fase, 0,54 Kg O₂ /HP.h, ya que el dispositivo de aireación fue evaluado en condiciones estándar.

Debido a la velocidad de captación de oxígeno por parte de los microorganismos en la fase 3, no se puede establecer un flujo másico de oxígeno transferido, ya que la concentración de oxígeno en cual se basa el valor de flujo másico es la que corresponde al oxígeno disuelto en exceso y que no ha sido consumido por los microorganismos.

El flujo másico de oxígeno requerido por estos microorganismos presentes en el licor de mezcla, se obtuvo a partir de la ecuación N^o 14, donde los datos fueron suministrados por Méndez y Pérez, 2002, (Anexo V). Estos indican que el flujo másico requerido es de 0,70 Kg de oxígeno por día, ó 0,03

Kg de oxígeno por hora; a partir de este valor se determina la eficiencia del sistema de aireación seleccionado en las dos primeras fases para operar en la fase 3.

El flujo másico de oxígeno en exceso dentro del tanque de aireación es de 0,12 Kg de oxígeno por hora, lo que indica que el sistema de aireación es capaz de satisfacer los requerimientos de oxígeno de los microorganismos, mantener en suspensión a estos microorganismos dentro del tanque y garantizar presencia de O.D necesario para llevar a cabo el proceso de degradación de la materia orgánica, cuando a lo largo del día varía la demanda de oxígeno.

FACTOR DE CORRECCIÓN ALFA. α

En la tabla N^o 14 se presentan los valores del factor de corrección alfa, para las fases 2 y 3.

Tabla N^o 14. Factor de corrección. Alfa. (α). Fase 2 y 3.

Fases de Evaluación	Factor Alfa
FASE 2	0,78
FASE 3	0,50

El factor de corrección alfa en la fase 3, presenta un valor menor al de la fase anterior, debido a que los contenidos de OD en los que se basó el cálculo del coeficiente de transferencia de oxígeno corresponde a los valores de exceso que se encuentran dentro del tanque de aireación. Sin embargo, el factor de corrección alfa calculado para la fase 3, permite obtener una relación entre el coeficiente global estándar de transferencia entre un sistema de lodos activados y el agua limpia.

FACTOR DE CORRECCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE SATURACIÓN DE OXÍGENO. BETA. (β)

A continuación se realiza la comparación del factor de corrección beta, obtenido para la fase 2 y un factor de corrección pseudo beta, el cual relaciona la concentración de saturación de oxígeno en la fase 1 y la concentración máxima de oxígeno disuelto en el proceso de lodos activados, debido a que en la fase 3 no se obtuvo una concentración de saturación del oxígeno en el licor de mezcla, consecuencia de la presencia de microorganismos que necesitan oxígeno para degradar la materia orgánica, por lo tanto el oxígeno disuelto proporcionado por los sistemas de aireación es consumido por estos microorganismos y las concentraciones de O.D no llegan a valores de saturación.

En la fase 2 el factor beta obtenido es de 0,86 y el valor del factor pseudo beta es de 0,39, la diferencia entre las magnitudes se debe a la incidencia de la velocidad de captación de oxígeno por parte de los microorganismos.

CONCLUSIONES

Al finalizar el análisis y discusión de los resultados presentados en el capítulo anterior, se concluye los siguientes aspectos:

- El sistema de aireación mecánico tipo subsuperficial seleccionado, D (0,50 – 0,75 HP) de operación alterna e independiente que operó en el proceso de Lodos Activados, es más eficiente que los sistemas de aireación por difusión que han operando anteriormente en este sistema, debido a los bajos niveles de concentración de oxígeno disuelto en el licor de mezcla que han presentado este tipo de sistema de aireación.
- El flujo másico de oxígeno en exceso suministrado por el sistema de aireación seleccionado, para el tratamiento de un líquido residual de origen municipal es de 0,12 Kg/h, siendo el flujo másico de oxígeno requerido por el sistema biológico de 0,03 Kg/h.
- El sistema de aireación seleccionado cumple con las funciones de garantizar la presencia de O.D en el tanque, cumplir con los requerimientos de oxígeno de los microorganismos presentes en los lodos y mantener en suspensión a los microorganismos dentro del tanque de aireación.
- El valor de la tasa de transferencia 0,54 Kg O₂/HP.h, para el sistema seleccionado en condiciones estándar se encuentra dentro de los rangos (0,48 – 0,76 Kg/HP.h y 0,39 – 0,62 lb/HP.h) establecidos en la teoría para este tipo de dispositivos de aireación.

CONCLUSIONES y RECOMENDACIONES

- Los efectos de la agitación o turbulencia del líquido dentro del tanque producidos por los dispositivos de aireación en las dos primeras fases evaluadas, presentan una relación directa con la potencia de los mismos e inciden sobre la velocidad de transferencia al aumentar su valor.
- La presencia de materiales tensoactivos en la fase 2, aumentan la tensión superficial del líquido e inciden sobre la difusión del oxígeno en el seno del líquido al disminuir la velocidad y la tasa de transferencia de oxígeno, respecto a los valores obtenidos para la fase 1, donde las condiciones son estándares.
- El factor de corrección alfa calculado a partir de la relación entre los coeficientes globales estándar de transferencia para las dos primeras fases es de 0,76, el cual se encuentra dentro del rango (0,75 – 0,85) establecido para las aguas residuales de origen municipal.
- El factor de corrección alfa que relaciona a los coeficientes globales estándar de transferencia de las aguas limpias con el licor de mezcla del sistema de lodos activados es de 0,50.
- El factor de corrección que relaciona la concentración de saturación de oxígeno disuelto, beta, de las fases 1 y 2 presentó un valor promedio de 0,85, encontrándose por debajo del valor (0,95) establecido para las aguas residuales de origen municipal.
- El factor de corrección pseudo beta que relaciona la concentración de saturación de oxígeno de las aguas limpias con la concentración máxima de oxígeno disuelto presente en los lodos activados es de 0,39.

CONCLUSIONES y RECOMENDACIONES

- Los factores que afectan la transferencia de oxígeno en las fases 1 y 2, son las características del líquido dentro del reactor, la agitación o turbulencia generada por los dispositivos de aireación de diferente potencia y la presencia de materiales tensoactivo.

RECOMENDACIONES

Para alcanzar un mayor margen de comparación, de modo de analizar cada una de las variables implícitas en la transferencia de oxígeno en un sistema de Lodos Activados a escala piloto, se hacen las siguientes recomendaciones:

- Medir la concentración de sólidos disueltos en todas las fases evaluadas para poder establecer una relación de la presencia de estos sólidos con la transferencia de oxígeno y con los valores reportados del factor de corrección beta.
- Determinar de manera cuantitativa la presencia de surfactantes y otros agentes tensoactivos, de modo de establecer su incidencia en la velocidad de transferencia de oxígeno.
- Mejorar el diseño del sistema de captación de muestras, para que sea fácilmente manejado por una o máximo dos personas.

BIBLIOGRAFÍA

1. BENEFIELD, L. and Randall, C. (1980) “ *Biological Process Design for Wastewater Treatment.*” Editorial Prentice Hall. USA.
2. DANCKWERTS, P. (1951). “ *Significance of liquid-Film Coefficients in gas Adsorption* “. Industrial Engineering Chemical Journal. Nº 43. pp 1460.
3. ECKENFELDER W. and Ford, D. (1970). “ *Water Pollution Control* “. Editorial Jenking Books Publishing. U.S.A.
4. ECKENFELDER, W and O’Connor D. (1961). “*Biological Waste Treatment* .” Editorial Pergamon Press. USA.
5. ECKENFELDER, W. (1956). “ *Effects of Various Organics Substances on Oxygen Adsorption Efficiency.* “ Sewage and Industrial Waste Journal. Nº 28. pp1357.
6. ECKENFELDER, W. (1966). “ *Industrial Water Pollution Control.* “ Editorial McGraw-Hill. USA.
7. FERNÁNDEZ, E. (1999). “ *Constantes Cinéticas para un sistema de Lodos Activados a escala piloto.*” Trabajo Especial de grado. Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela.
8. FINAMORE, C. (1999). “ *Constantes Cinéticas en un sistema de Lodos Activados a escala laboratorio* “. Trabajo Especial de grado. Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela.

BIBLIOGRAFÍA. (continuación)

9. IPPEN, A. and Carver, C.(1954). “ *Basic Factor of Oxigen Transfers in Aeration Systems* “. Sewage and Industrial Wasted Journal. Nº 26. pp 813.
10. ISAACS, W and Gaudy, A. (1968). “ *Atmospheric Oxidation in a Simulated Stream.* “ Sanitary Engineering Division Journal. American Society Civil Engineering. Nº 49. pp 319.
11. KALINSKE, A. (1973). “ *Cobalt interference in the Non-Steady State clean water test.* “ Waters Sewage Works Magazine. Nº 54. Julio.
12. KESSENER, J. and Ribbius F. (1934). “ *Comparison of Aeration Systems for the Activated Sludge Process* “. Sewage. Works Journal. Nº 6. pp 423.
13. LANDBERG, G.C. (1969). “*Selecting and Testing on Aeration Systems.* “ Industrial Water Engineering Journal. Nº 14. Julio.
14. METCALF & Eddy. (1991) “ *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse* “. 3ra. Edición. Editorial McGraw-Hill. USA.
15. NAIMIE, H and Burns, D. (1982). “ *Cobalt interference in the Non-Steady State clean water Test for the evaluation of Aerator Equipment Part I.* “ Eimco BSP Research center. Division of Envirotech Corporation. USA.
16. NOGAJ, R. (1972). “*Selecting Wastewater Aeration Equipment.*” Chemical Engineering Magazine. Abril. pp 144.

BIBLIOGRAFÍA. (continuación)

17. PASVEER, A. (1955). “ *Research on Activated Sludge I. A study on the Aeration of Water* “. Sewage and Industrial Wasted Journal. N° 27. pp 894.
18. PÉREZ y MÉNDEZ. (2002). “ *Determinación y evaluación de las constantes cinéticas del sistema de Lodos Activados a escalas piloto y laboratorio y su aplicación en el diseño a escala industrial* “. Trabajo Especial de Grado, Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela.
19. RIVAS, Mijares G. (1978). “*Tratamiento de las Aguas Residuales.*” 2da Edición. Editorial Vega. España.
20. ROMERO, Jairo. (2000). “*Tratamiento de Aguas Residuales .*” 1era. Edición. Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería. Colombia.
21. SMITH, P. (1970). “ *Modeling Oxygen transfer in Diffused Aeration Tank.* “ PhD. Thesis. University of Kansas.
22. STUKENBERG, J. Wahbeh, V, and McKinney, R. (1977). “ *Experiences in evaluating and specifying aeration equipment.* ” Water Pollution Control Federation Journal, Volumen 49. pp 66.
23. TEWARI, P. and Bewtra, J. (1982). “ *Alpha and Beta factor for domestic wastewater.* “ Water Pollution Control Federation Journal. N° 9. pp1281.

24. WEBER, W. (1979). “ *Control de la calidad del agua. Procesos Físicoquímicos* “. Editorial Reverté. 1era. Edición. España.
25. WINKLER, M. (1994). “ *Tratamiento Biológico de aguas de desecho.* “ Editorial Limusa. México.

ANEXOS

ANEXO I. Valores tabulados de concentración de oxígeno disuelto

Tabla Nº 15 . Valores de concentración de saturación de oxígeno para agua con diferentes concentraciones de salinidad.

Temp. (°C)	Concentración de Oxígeno Disuelto, mg/l					
	Salinidad en ppm					
	0	10	20	30	40	45
16	9,86	9,28	8,73	8,21	7,73	7,50
17	9,65	9,09	8,55	8,05	7,58	7,36
18	9,45	8,90	8,39	7,90	7,44	7,22
19	9,26	8,73	8,22	7,75	7,30	7,09
20	9,08	8,56	8,07	7,60	7,17	6,96
21	8,90	8,39	7,91	7,46	7,04	6,84
22	8,73	8,23	7,77	7,33	6,91	6,72
23	8,56	8,08	7,63	7,20	6,79	6,60
24	8,40	7,93	7,49	7,07	6,68	6,49
25	8,24	7,79	7,36	6,95	6,56	6,38
26	8,09	7,65	7,23	6,83	6,46	6,28
27	7,95	7,51	7,10	6,72	6,35	6,17
28	7,81	7,38	6,98	6,61	6,25	6,08
29	7,67	7,26	6,87	6,50	6,15	5,98
30	7,54	7,14	6,75	6,39	6,05	5,89
31	7,41	7,02	6,65	6,29	5,96	5,80
32	7,29	6,90	6,54	6,19	5,87	5,71
33	7,17	6,79	6,44	6,10	5,78	5,63

(Metcalf and Eddy, 1991)

ANEXO II. REPORTE DE PARÁMETROS DE CONTROL EN LA EVALUACIÓN DE LOS SISTEMAS DE AIREACIÓN. FASE 1

Tabla N° 16. Parámetros de control en la evaluación de sistema A. Fase 1.

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	23
FECHA	14/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	2:00 p.m.		HORA	3:05:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,8		A	0,9
B	7,8		B	1,2
C	8,0		C	1,3
Cs (sat)	7,9		Cs (Desox)	1,1
REAREACIÓN				
HORA	3:20 p.m.	3:35:00 p.m.	3:50:00 p.m.	4:05:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	2,3	3,6	5,0	5,2
1B	2,4	3,6	4,7	5,4
1C	2,5	3,8	4,6	5,6
2A	2,4	3,7	4,8	5,4
2B	2,5	3,8	4,8	5,4
2C	2,6	3,9	5,0	5,5
3A	2,4	3,6	4,8	5,4
3B	2,2	3,6	4,8	5,4
3C	2,3	3,7	4,8	5,6
4A	2,1	3,6	4,6	5,2
4B	2,4	3,7	4,6	5,4
4C	2,6	3,8	4,8	5,6
5A	2,5	3,7	4,7	5,4
5B	2,3	3,6	4,8	5,4
5C	2,4	3,8	4,8	5,4
PROMEDIO	2,4	3,7	4,8	5,4

Tabla N ° 16. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema A.

Fase 1.

DÍA	MIERCOLES		TEMP. (°C)	23
FECHA	15/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	8:40 a.m.	HORA	9:45:00 a.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	PUNTOS	OD (mg/l)	
A	7,6	A	1,8	
B	7,6	B	1,8	
C	7,8	C	2,2	
Cs (sat)	7,7	Cs (Desox)	1,9	
REAREACIÓN				
HORA	10:00 a.m.	10:15:00 a.m.	10:30:00 a.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	
1A	3,8	4,8	5,4	
1B	3,8	4,9	5,4	
1C	4,2	4,9	5,6	
2A	3,8	5,0	5,4	
2B	3,8	5,0	5,5	
2C	4,2	5,2	5,6	
3A	3,8	4,9	5,4	
3B	3,8	5,0	5,4	
3C	4,0	5,0	5,6	
4A	3,7	4,9	5,2	
4B	3,6	4,8	5,5	
4C	3,8	5,0	5,5	
5A	3,8	5,0	5,5	
5B	3,7	4,9	5,4	
5C	4,0	5,1	5,2	
PROMEDIO	3,9	5,0	5,4	

Tabla N ° 16. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema A.

Fase 1.

DÍA	MIÉRCOLES		TEMP. (°C)	23
FECHA	15/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	2:10 p.m.		HORA	3:25:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	1,4
B	7,7		B	1,5
C	7,7		C	1,5
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	1,5
REAREACIÓN				
HORA	3:40 p.m.	3:55:00 p.m.	4:10:00 p.m.	4:25:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	3,6	4,9	5,6	5,8
1B	3,4	5,0	5,6	6,0
1C	3,6	5,0	5,8	6,0
2A	3,6	5,0	5,6	6,0
2B	3,6	5,1	5,6	6,0
2C	3,8	5,2	5,8	6,2
3A	3,6	5,0	5,6	6,0
3B	3,6	5,0	5,6	6,0
3C	3,7	5,0	5,6	6,2
4A	3,5	5,0	5,4	6,0
4B	3,6	5,0	5,6	6,0
4C	3,8	5,2	5,5	6,0
5A	3,6	4,9	5,6	6,0
5B	3,6	5,0	5,6	6,0
5C	3,8	5,1	5,7	6,2
PROMEDIO	3,6	5,0	5,6	6,0

Tabla N ° 17. Parámetros de control en la evaluación de sistema B.

Fase 1.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	22
FECHA	16/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	9:20 a.m.		HORA	10:05:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,8		A	1,3
B	7,8		B	1,4
C	8,0		C	1,8
Cs (sat)	7,9		Cs (Desox)	1,5
REAREACIÓN				
HORA	10:20 a.m.	10:35:00 a.m.	10:50:00 a.m.	10:05:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	5,5	6,8	7,3	7,4
1B	5,6	6,7	7,4	7,4
1C	5,6	6,7	7,4	7,4
2A	5,2	6,7	7,2	7,4
2B	5,4	6,8	7,2	7,4
2C	5,6	7,0	7,2	7,6
3A	5,3	6,8	7,1	7,3
3B	5,4	6,8	7,2	7,4
3C	5,6	6,8	7,3	7,4
4A	5,4	6,8	7,2	7,4
4B	5,4	6,8	7,2	7,4
4C	5,4	6,8	7,2	7,4
5A	5,5	6,7	7,2	7,4
5B	5,4	6,6	7,2	7,4
5C	5,6	6,8	7,2	7,4
PROMEDIO	5,5	6,8	7,2	7,4

Tabla N ° 17. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema B.

Fase 1.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	22
FECHA	16/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	2:18 p.m.		HORA	3:15:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,8		A	1,3
B	7,8		B	1,6
C	7,9		C	1,9
Cs (sat)	7,8		Cs (Desox)	1,6
REAREACIÓN				
HORA	3:30:00 p.m.	3:45:00 p.m.	4:00:00 p.m.	4:15:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	5,2	6,5	6,8	7,0
1B	5,3	6,6	6,9	7,0
1C	5,4	6,6	7,0	7,2
2A	5,2	6,4	6,8	7,0
2B	5,0	6,5	6,9	7,0
2C	5,2	6,6	7,0	7,0
3A	5,2	6,5	6,8	7,0
3B	5,1	6,5	6,8	7,0
3C	5,3	6,6	7,0	7,0
4A	5,2	6,4	6,8	7,0
4B	5,0	6,5	6,8	7,0
4C	5,2	6,5	6,8	7,0
5A	5,0	6,4	6,8	7,0
5B	5,2	6,4	6,8	7,0
5C	5,2	6,5	6,8	7,0
PROMEDIO	5,2	6,5	6,9	7,0

Tabla N ° 17. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema B.

Fase 1.

DÍA	VIERNES		TEMP. (°C)	23
FECHA	17/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	9:45 a.m.		HORA	10::06 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	2,2
B	7,6		B	2,3
C	7,8		C	2,4
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	2,3
REAREACIÓ				
HORA	10:21 a.m.	10:36:00 a.m.	10:51:00 a.m.	11:06:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	5,0	6,0	6,6	6,8
1B	5,1	6,0	6,7	6,8
1C	5,2	6,1	6,6	6,9
2A	4,9	6,0	6,6	6,8
2B	5,0	6,1	6,6	6,9
2C	5,0	6,2	6,7	7,0
3A	4,9	6,0	6,6	6,8
3B	5,0	6,0	6,6	6,8
3C	5,2	6,0	6,7	6,9
4A	5,0	6,0	6,6	6,8
4B	5,0	6,0	6,6	7,0
4C	5,0	6,2	6,8	6,9
5A	5,2	5,9	6,7	6,8
5B	5,0	6,0	6,6	6,9
5C	5,2	6,2	6,6	7,0
PROMEDIO	5,0	6,0	6,6	6,9

Tabla N ° 18. Parámetros de control en la evaluación de sistema C.

Fase 1.

DÍA	SABADO		TEMP. (°C)	23
FECHA	18/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	2:10 p.m.		HORA	2:45:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	2,4
B	7,6		B	2,4
C	7,8		C	2,6
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	2,5
REAREACIÓ				
HORA	3:00 p.m.	3:15:00 p.m.	3:30:00 p.m.	3:45:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,6	6,2	6,9	7,2
1B	4,7	6,2	7,0	7,2
1C	4,7	6,2	7,0	7,2
2A	4,5	6,2	6,9	7,2
2B	4,4	6,2	7,0	7,2
2C	4,2	6,2	6,8	7,3
3A	4,4	6,1	6,8	7,2
3B	4,2	6,0	6,8	7,2
3C	4,2	6,0	6,8	7,3
4A	4,6	6,1	6,8	7,2
4B	5,0	6,2	6,9	7,2
4C	5,0	6,2	7,0	7,3
5A	4,3	6,0	6,8	7,2
5B	4,5	6,1	6,9	7,2
5C	4,4	6,2	6,9	7,2
PROMEDIO	4,5	6,1	6,9	7,2

Tabla N ° 18. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema C.

Fase 1

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	23
FECHA	21/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	8:20 a.m.		HORA	9:00:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	1,3
B	7,7		B	1,7
C	7,8		C	2,0
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	1,7
REAREACIÓ				
HORA	9:15 a.m.	9:30:00 a.m.	9:45:00 a.m.	10:00:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	5,5	6,8	7,2	7,5
1B	5,4	6,8	7,4	7,6
1C	5,4	6,8	7,4	7,6
2A	5,6	6,8	7,2	7,4
2B	5,4	6,9	7,3	7,6
2C	5,6	6,9	7,4	7,6
3A	5,4	6,8	7,2	7,4
3B	5,5	6,8	7,2	7,5
3C	5,5	6,8	7,4	7,6
4A	5,4	6,8	7,2	7,5
4B	5,4	6,8	7,4	7,5
4C	5,4	6,8	7,3	7,6
5A	5,6	6,8	7,2	7,4
5B	5,4	6,7	7,4	7,4
5C	5,5	6,8	7,4	7,6
PROMEDIO	5,5	6,8	7,3	7,5

Tabla N ° 18. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema C.

Fase 1.

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	23
FECHA	21/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	11:04 a.m.		HORA	11:25:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	1,0
B	7,7		B	1,1
C	7,8		C	1,4
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	1,2
REAREACIÓN				
HORA	11:40 a.m.	11:55:00 a.m.	12:10:00 p.m.	12:25:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	5,6	6,4	7,0	7,3
1B	5,4	6,5	7,0	7,4
1C	5,5	6,6	7,1	7,4
2A	5,2	6,4	7,0	7,4
2B	5,4	6,4	7,1	7,4
2C	5,5	6,6	7,2	7,4
3A	5,5	6,4	7,0	7,3
3B	5,2	6,5	7,1	7,4
3C	5,3	6,6	7,2	7,4
4A	5,1	6,4	7,0	7,4
4B	5,2	6,5	7,2	7,4
4C	5,2	6,6	7,2	7,4
5A	5,2	6,4	7,0	7,3
5B	5,2	6,4	7,2	7,4
5C	5,3	6,4	7,0	7,4
PROMEDIO	5,3	6,5	7,1	7,4

Tabla N ° 19. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 1.

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	23
FECHA	21/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	3:30 p.m.		HORA	4:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	0,8
B	7,7		B	1,0
C	7,8		C	1,2
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	1,0
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	
HORA	4:15 p.m.	4:30 p.m.	4:45 p.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	
1A	4,8	6,6	7,2	
1B	5,0	6,6	7,2	
1C	5,0	6,6	7,2	
2A	5,0	6,4	7,2	
2B	5,0	6,6	7,3	
2C	5,0	6,6	7,4	
3A	5,0	6,4	7,2	
3B	5,0	6,5	7,3	
3C	5,2	6,6	7,4	
4A	4,8	6,4	7,2	
4B	5,0	6,6	7,3	
4C	5,0	6,6	7,4	
5A	5,0	6,5	7,2	
5B	5,0	6,6	7,3	
5C	5,0	6,6	7,4	
PROMEDIO	5,0	6,5	7,3	

Tabla N ° 19. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 1.

DÍA	MIERCOLES		TEMP. (°C)	23
FECHA	22/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	8:28 a.m.		HORA	8:40 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	1
B	7,7		B	1,4
C	7,8		C	0,9
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	1,1
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	0,50
HORA	8:55 a.m.	9:10 a.m.	9:25 a.m.	9:40 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,8	6,4	7,0	7,4
1B	5,0	6,5	6,9	7,5
1C	4,8	6,7	7,0	7,4
2A	4,6	6,4	6,8	7,3
2B	4,7	6,5	7,0	7,3
2C	4,9	6,3	6,8	7,4
3A	4,6	6,3	6,8	7,4
3B	4,8	6,4	6,8	7,4
3C	4,8	6,5	6,8	7,4
4A	4,8	6,3	6,8	7,2
4B	4,7	6,5	7,0	7,4
4C	5,0	6,5	7,0	7,3
5A	4,8	6,4	6,8	7,3
5B	4,8	6,6	6,8	7,2
5C	4,7	6,5	6,8	7,4
PROMEDIO	4,8	6,5	6,9	7,4

Tabla N ° 19. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 1.

DÍA	MIÉRCOLES		TEMP. (°C)	23
FECHA	22/08/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	10:45 a.m.		HORA	11:05 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,6		A	1,4
B	7,7		B	1,8
C	7,7		C	1,9
Cs (sat)	7,7		Cs (Desox)	1,7
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	0,50
HORA	11:20 a.m.	11:35 a.m.	11:50 a.m.	12:05 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,2	6,6	7,2	7,4
1B	4,3	6,7	7,2	7,5
1C	4,4	6,7	7,3	7,4
2A	4,0	6,5	7,1	7,4
2B	4,3	6,7	7,0	7,4
2C	4,4	6,8	7,4	7,6
3A	4,0	6,6	7,0	7,4
3B	4,1	6,6	7,2	7,4
3C	4,3	6,8	7,2	7,5
4A	4,2	6,5	7,2	7,5
4B	4,2	6,6	7,4	7,4
4C	4,4	6,6	7,4	7,5
5A	4,3	6,7	7,3	7,4
5B	4,2	6,7	7,2	7,5
5C	4,4	6,8	7,4	7,6
PROMEDIO	4,2	6,7	7,2	7,5

ANEXO III. REPORTE DE PARÁMETROS DE CONTROL EN LA EVALUACIÓN DE LOS SISTEMAS DE AIREACIÓN. FASE 2 Y FASE 3

Tabla N ° 20. Parámetros de control en la evaluación de sistema A. Fase 2.

DÍA	LUNES		TEMP. (°C)	27,5
FECHA	03/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	8:22 a.m.		HORA	9:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,9		A	0,3
B	7		B	0,4
C	7,0		C	0,2
Cs (sat)	7,0		Cs (Desox)	0,3
REAREACIÓN				
HORA	9:15 a.m.	9:30 a.m.	9:45 a.m.	10:00 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	1,6	2,8	4,0	4,6
1B	1,8	3,0	3,8	4,6
1C	1,9	2,7	3,5	4,6
2A	2,0	2,8	3,7	4,5
2B	2,0	3,0	3,9	4,6
2C	2,0	3,0	3,9	4,6
3A	2,0	2,9	3,7	4,5
3B	2,0	3,0	3,9	4,5
3C	2,0	3,0	3,8	4,6
4A	1,6	3,0	3,7	4,5
4B	1,9	2,9	3,8	4,4
4C	1,9	3,0	3,8	4,5
5A	1,6	2,8	3,8	4,5
5B	1,8	2,8	3,5	4,5
5C	1,8	2,9	3,8	4,6
PROMEDIO	1,9	2,9	3,8	4,5

Tabla N ° 20. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema A.

Fase 2.

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	27,5
FECHA	04/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	7:30 a.m.		HORA	8:15 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,3		A	0,1
B	6,0		B	0,1
C	5,8		C	0,1
Cs (sat)	6,0		Cs (Desox)	0,1
REAREACIÓN				
HORA	8:30 a.m.	8:45 a.m.	9:00 a.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	
1A	2,2	4,0	4,6	
1B	2,2	3,8	4,6	
1C	2,2	3,5	4,6	
2A	1,7	3,7	4,5	
2B	2,2	3,9	4,6	
2C	2,3	3,9	4,6	
3A	2,9	3,7	4,5	
3B	3,0	3,9	4,5	
3C	3,0	3,8	4,6	
4A	3,0	3,7	4,5	
4B	2,9	3,8	4,4	
4C	3,0	3,8	4,5	
5A	2,8	3,8	4,5	
5B	2,8	3,5	4,5	
5C	2,9	3,8	4,6	
PROMEDIO	2,6	3,8	4,5	

Tabla N ° 20. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema A.

Fase 2.

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	28
FECHA	04/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	3:25 p.m.		HORA	3:50 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,8		A	0,2
B	6,7		B	0,2
C	6,9		C	0,2
Cs (sat)	6,8		Cs (Desox)	0,2
REAREACIÓN				
HORA	4:05 p.m.	4:20 p.m.	4:35 p.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	
1A	0,9	1,9	2,8	
1B	0,8	2,1	2,8	
1C	1,0	2,0	3,0	
2A	0,9	1,8	2,7	
2B	1,0	2,0	2,6	
2C	1,1	2,2	3,0	
3A	0,9	1,8	2,5	
3B	0,8	2,0	2,8	
3C	1,2	1,9	2,8	
4A	0,8	1,8	2,6	
4B	0,8	1,9	2,8	
4C	0,7	1,8	2,9	
5A	1,0	1,8	2,7	
5B	0,7	1,7	2,8	
5C	1,0	1,8	2,8	
PROMEDIO	0,9	1,9	2,8	

Tabla N ° 21. Parámetros de control en la evaluación de sistema B.

Fase 2.

DÍA	MIÉRCOLES		TEMP. (°C)	27,5
FECHA	05/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	9:45 a.m.		HORA	9:13 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,8		A	0,6
B	6,7		B	0,8
C	6,8		C	1,0
Cs (sat)	6,8		Cs (Desox)	0,8
REAREACIÓN				
HORA	9:28 a.m.	9:43 a.m.	9:58 a.m.	10:23 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,2	5,0	5,6	5,8
1B	4,2	5,1	5,5	5,9
1C	4,2	5,2	5,5	5,9
2A	4,2	5,0	5,5	5,8
2B	4,3	5,0	5,4	5,8
2C	4,4	5,2	5,4	5,8
3A	4,1	5,0	5,4	5,8
3B	4,2	5,0	5,4	5,7
3C	4,1	5,1	5,4	5,8
4A	4,1	5,0	5,3	5,7
4B	4,1	5,1	5,4	5,7
4C	4,1	5,0	5,4	5,7
5A	4,1	4,9	5,3	5,7
5B	4,1	5,0	5,3	5,7
5C	4,1	5,0	5,3	5,8
PROMEDIO	4,2	5,0	5,4	5,8

Tabla N ° 21. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema B.

Fase 2.

DÍA	MIÉRCOLES		TEMP. (°C)	30
FECHA	05/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	4:25 p.m.		HORA	4:45 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,9		A	0,2
B	7,0		B	0,2
C	7,1		C	0,2
Cs (sat)	7,0		Cs (Desox)	0,2
REAREACIÓN				
HORA	5:00 p.m.	5:15 p.m.	5:30 p.m.	5:45 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,7	5,1	5,5	5,7
1B	4,7	5,1	5,5	5,7
1C	4,8	5,2	5,5	5,7
2A	4,5	5,1	5,3	5,7
2B	4,5	5,1	5,4	5,8
2C	4,5	5,2	5,3	5,8
3A	4,5	5,0	5,3	5,7
3B	4,5	5,0	5,3	5,7
3C	4,3	5,1	5,3	5,7
4A	4,5	5,0	5,5	5,7
4B	4,7	5,1	5,5	5,7
4C	4,6	5,1	5,6	5,7
5A	4,5	5,0	5,3	5,7
5B	4,5	4,9	5,4	5,7
5C	4,6	5,1	5,5	5,7
PROMEDIO	4,6	5,1	5,4	5,7

Tabla N ° 21. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema B.

Fase 2.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	27,5
FECHA	05/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	3:49 p.m.		HORA	4:20 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,2		A	0,6
B	7,2		B	0,6
C	7,2		C	0,9
Cs (sat)	7,2		Cs (Desox)	0,7
REAREACIÓN				
HORA	4:35 p.m.	4:50 p.m.	5:05 p.m.	5:20 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	3,7	4,5	5,1	5,2
1B	3,9	4,7	5,1	5,3
1C	3,9	4,7	5,2	5,3
2A	3,5	4,5	5,1	5,1
2B	3,6	4,6	5,1	5,3
2C	3,7	4,7	5,1	5,3
3A	3,5	4,5	5,0	5,3
3B	3,7	4,5	4,9	5,2
3C	3,7	4,6	4,9	5,1
4A	3,7	4,5	4,9	5,3
4B	3,7	4,5	5,1	5,3
4C	3,7	4,5	5,1	5,2
5A	3,6	4,5	5,1	5,3
5B	3,7	4,5	5,1	5,2
5C	3,7	4,6	5,2	5,2
PROMEDIO	3,7	4,6	5,1	5,2

Tabla N ° 22. Parámetros de control en la evaluación de sistema C.

Fase 2.

DÍA	MARTES		TEMP. (°C)	28,5
FECHA	18/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	3:00 p.m.		HORA	3:40 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,6		A	0,2
B	6,4		B	0,2
C	6,5		C	0,2
Cs (sat)	6,5		Cs (Desox)	0,2
REAREACIÓN				
HORA	3:55 p.m.	4:10 p.m.	4:25 p.m.	4:40 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	1,9	4,6	4,9	5,0
1B	2,1	4,6	4,7	5,1
1C	2,2	4,4	4,7	5,1
2A	1,8	4,5	4,8	5,2
2B	1,9	4,2	4,8	5,3
2C	1,9	4,2	4,8	5,1
3A	1,8	4,4	4,6	5,1
3B	1,4	4,4	4,7	5,2
3C	1,6	4,2	4,7	5,3
4A	1,7	4,4	4,8	5,4
4B	2,0	4,4	4,8	5,2
4C	1,8	4,2	4,8	5,1
5A	1,6	4,3	4,9	5,1
5B	1,8	4,4	4,8	5,2
5C	1,8	4,3	4,8	5,2
PROMEDIO	1,6	4,2	4,6	5,0

Tabla N ° 22. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema C.

Fase 2.

DÍA	MIÉRCOLES		TEMP. (°C)	28,5
FECHA	19/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	9:30 a.m.		HORA	9:50 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,8		A	0,8
B	6,8		B	0,7
C	6,9		C	1,1
Cs (sat)	6,8		Cs (Desox)	0,9
REAREACIÓN				
HORA	10:05 a.m.	10:20 a.m.	10:35 a.m.	10:50 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,6	6,0	6,4	6,7
1B	4,6	6,0	6,3	6,8
1C	4,8	6,0	6,6	6,8
2A	4,5	6,0	6,4	6,6
2B	4,4	5,9	6,4	6,7
2C	4,4	6,0	6,4	6,7
3A	4,3	5,8	6,3	6,6
3B	4,3	5,8	6,3	6,6
3C	4,3	5,8	6,4	6,6
4A	4,4	5,9	6,1	6,7
4B	4,4	5,9	6,4	6,6
4C	4,4	5,9	6,4	6,6
5A	4,4	5,8	6,3	6,7
5B	4,3	5,9	6,4	6,7
5C	4,4	6,0	6,4	6,7
PROMEDIO	4,2	5,7	6,2	6,5

Tabla N ° 22. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema C.

Fase 2.

DÍA	MIÉRCOLES		TEMP. (°C)	28,5
FECHA	19/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	3:40 p.m.		HORA	4:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	7,0		A	1,0
B	7,0		B	1,0
C	7,0		C	1,3
Cs (sat)	7,0		Cs (Desox)	1,1
REAREACIÓN				
HORA	4:15 p.m.	4:30 p.m.	4:45 p.m.	5:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	4,4	5,7	6,2	6,4
1B	4,4	5,8	6,2	6,5
1C	4,6	5,8	6,3	6,5
2A	4,4	5,6	6,0	6,4
2B	4,2	5,7	6,1	6,4
2C	4,4	5,6	6,2	6,5
3A	4,3	5,6	6,0	6,4
3B	4,2	5,6	6,0	6,4
3C	4,4	5,8	6,2	6,4
4A	4,5	5,7	6,2	6,4
4B	4,2	5,8	6,2	6,4
4C	4,4	5,8	6,2	6,4
5A	4,4	5,5	6,1	6,4
5B	4,3	5,6	6,2	6,4
5C	4,4	5,7	6,2	6,4
PROMEDIO	4,2	5,5	6,0	6,2

Tabla N ° 23. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 2.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	28,5
FECHA	20/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	11:00 a.m.		HORA	11:25 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,1		A	0,2
B	6,2		B	0,2
C	6,3		C	0,2
Cs (sat)	6,2		Cs (Desox)	0,2
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	
HORA	11:40 a.m.	11:55 a.m.	12:10 p.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	
1A	4,0	4,9	5,9	
1B	4,0	5,0	6,0	
1C	4,1	5,1	6,1	
2A	4,0	5,0	6,0	
2B	3,9	5,0	6,0	
2C	4,1	5,1	6,1	
3A	4,0	4,9	5,9	
3B	3,9	5,0	6,1	
3C	3,9	5,0	6,1	
4A	3,9	4,9	5,9	
4B	3,9	4,9	5,9	
4C	4,0	5,0	6,0	
5A	4,0	4,9	5,9	
5B	4,0	4,9	5,9	
5C	4,0	4,9	5,9	
PROMEDIO	4,0	5,0	6,0	

Tabla N ° 23. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 2.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	28,5
FECHA	20/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	2			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	1:45 p.m.		HORA	2:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,8		A	0,8
B	6,9		B	0,6
C	6,9		C	0,7
Cs (sat)	6,9		Cs (Desox)	0,7
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	0,50
HORA	2:15 p.m.	2:30 p.m.	2:45 p.m.	3:00 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	3,7	4,6	5,8	6,2
1B	3,7	4,6	5,8	6,1
1C	3,7	4,5	6,0	6,2
2A	3,6	4,4	5,8	6,1
2B	3,8	4,4	5,8	6,0
2C	3,8	4,6	6,0	6,1
3A	3,6	4,4	5,8	6,1
3B	3,6	4,4	5,8	6,0
3C	3,8	4,5	6,0	6,1
4A	3,6	4,6	5,8	6,0
4B	3,8	4,6	5,8	6,1
4C	3,6	4,6	5,3	6,1
5A	3,6	4,4	5,7	6,0
5B	3,6	4,6	5,7	6,1
5C	3,6	4,6	5,8	6,1
PROMEDIO	3,7	4,5	5,8	6,1

Tabla N ° 23. Cont. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 2.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	28,5
FECHA	20/09/01		PRESIÓN	683
PRUEBA	3			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	4:00 p.m.		HORA	4:15 p.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	6,7		A	1,2
B	6,8		B	1,1
C	6,8		C	1,4
Cs (sat)	6,8		Cs (Desox)	1,2
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	
HORA	4:30 p.m.	4:45 p.m.	5:00 p.m.	
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	
1A	4,0	4,7	5,9	
1B	4,0	4,9	5,9	
1C	4,1	5,0	6,0	
2A	3,9	4,7	6,0	
2B	4,0	4,7	6,0	
2C	4,1	4,7	6,1	
3A	3,9	4,8	5,9	
3B	3,9	4,8	6,0	
3C	4,1	4,9	6,0	
4A	3,9	4,9	6,0	
4B	4,0	4,8	6,0	
4C	2,3	4,9	6,1	
5A	3,9	4,9	6,0	
5B	4,1	4,9	6,0	
5C	4,1	4,9	6,1	
PROMEDIO	4,0	4,8	6,0	

Tabla N ° 24. Parámetros de control en la evaluación de sistema D.

Fase 3.

DÍA	JUEVES		TEMP. (°C)	26
FECHA	06/06/02		PRESIÓN	683
PRUEBA	1			
SATURACIÓN		DESOXIGENACIÓN		
HORA	8:55 a.m.		HORA	9:05 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)		PUNTOS	OD (mg/l)
A	2,8		A	0,4
B	3,0		B	0,3
C	3,0		C	0,4
Cs (sat)	2,9		Cs (Desox)	0,4
REAREACIÓN				
POTENCIA	0,75	0,50	0,75	0,50
HORA	9:20 a.m.	9:35 a.m.	9:50 a.m.	9:05 a.m.
PUNTOS	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)	OD (mg/l)
1A	1,4	1,7	2,3	2,5
1B	1,4	1,8	2,3	2,5
1C	1,5	1,8	2,4	2,6
2A	1,2	1,6	2,2	2,4
2B	1,4	1,6	2,3	2,5
2C	1,4	1,7	2,4	2,5
3A	1,3	1,5	2,2	2,3
3B	1,3	1,7	2,3	2,5
3C	1,3	1,6	2,3	2,6
4A	1,4	1,8	2,2	2,6
4B	1,5	1,5	2,2	2,5
4C	1,4	1,6	2,3	2,5
5A	1,4	1,7	2,2	2,4
5B	1,5	1,6	2,2	2,5
5C	1,5	1,6	2,2	2,4
PROMEDIO	1,4	1,7	2,3	2,5

**ANEXO IV. CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DEL BISULFITO DE SODIO
SOLUCIÓN**

PROPIEDADES:

FORMULA:	NaHSO ₃
PESO MOLECULAR:	104,06
ASPECTO:	Líquido Transparente.
COLOR:	Ligeramente Amarillo.
OLOR:	Púnjante, característico del SO ₂ .
PTO. DE CONGELAMIENTO:	+ 5°C

ANÁLISIS TÍPICO:

ESPECIFICACIONES:	40%
% SO ₂	24,06
% H ₂ O	60,00
% NaOH	15,40
% Fe	3 ppm max.
ph	3,5 – 4,5.
DENSIDAD	1,350.

ANEXO V. VALORES SUMINISTRADOS POR MENDEZ Y PEREZ, 2002

DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO. DBO:

DBO AFLUENTE: 83 mg/L
DBO EFLUENTE: 15 mg/L.

CAUDALES DE ENTRADA ALREACTOR Y DE PURGA:

CAUDAL DE ENTRADA Q: 440,36 L/h.
CAUDAL DE PURGA Q_w: 12,08 L/h.

CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES EN EL LICOR DE MEZCLA:

SSVLM: 940 mg/L.