

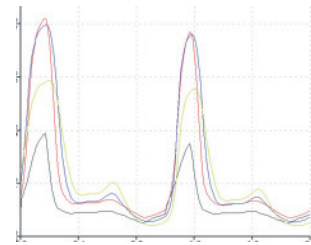
Oxidación del nitrógeno amoniacal con baja edad de lodo y bajo índice energético

Jimmy Loaiza Navía, Jorge Bernal Pérez, Manuel F. Carlín

jimmy.loaiza@sadm.gob.mx, jorge.bernal@sadm.gob.mx

RESUMEN

El sistema de aeración de la planta bajo estudio fue cambiado de oxígeno puro a burbuja fina, lo que implica que el volumen del reactor haya quedado corto, en el límite del proceso convencional y el de alta tasa. La literatura menciona que para lograr una nitrificación plena se requiere una edad de lodo mayor que el proceso de remoción de la fracción carbonácea, por lo que el reto consistía en lograr la nitrificación con baja edad de lodo y bajo tiempo de retención. En un primer intento el sistema de burbuja fina quedó corto, por lo que fue necesario rediseñarlo vía simulación en estado estacionario con ayuda del programa GPS-X. Los resultados obtenidos han superado las expectativas, destacando además una disminución en el consumo de energía.



PALABRAS CLAVE

Lodos activados, requerimiento de oxígeno, burbuja fina, nitrificación.

ABSTRACT

The aeration system of the WWTP under study was changed from pure oxygen to fine bubble, which implies that the volume of the reactor has remained short, in the limit between the conventional process and the high rate one. The literature mentions that to achieve a full nitrification, the sludge time must be longer than the time dedicated to the carbonaceous fraction removal process. The challenge was consisting of achieving the nitrification with low sludge age and low detention time. In its first try the fine bubble system remained very limited, for what it was necessary re-design via simulation in steady state with GPS-X program. The obtained results have overcome the expectations, emphasizing besides a decrease in the consumption of energy.

KEYWORDS

Activated sludge, Oxygen requirement, Fine bubble, Nitrification.

INTRODUCCIÓN

La remoción biológica del carbono y del nitrógeno describe el proceso de lodos activados, en el cual el substrato contenido en el agua residual entra en contacto con una población de microorganismos heterótrofos, que retornan al reactor desde el fondo del clarificador. Al líquido del reactor se le refiere como “licor mezclado”, mismo que debe ser mantenido en suspensión. Las condiciones

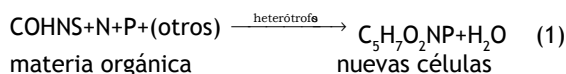
aeróbicas se alcanzan mediante la difusión de aire de fondo de burbuja fina u otros sistemas como turbinas de aeración superficial, así como con oxígeno gaseoso puro.

En el proceso la materia orgánica se transforma en biomasa activa y CO_2 . El licor mezclado, (microorganismos que han crecido, los que han sido reproducidos y hasta los que han completado su ciclo de vida), serán capaces para agruparse formando flóculos biológicos, con características adecuadas de sedimentación y deberán pasar al clarificador donde tendrá lugar la separación por gravedad. En el fondo, se concentra la fase sólida (lodo) para retornar al proceso, mientras que el sobrenadante (efluente clarificado) se desborda por la canaleta, con calidad acorde a los límites de descarga permitidos. Otra porción menor de lodo es purgada del sistema desde la línea de retorno de lodos. La cantidad desechada por día, corresponde a la producción diaria de biomasa.

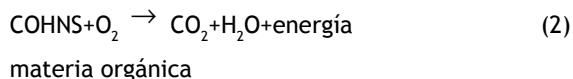
La tasa de remoción del sustrato es función de la rapidez con la que puede ser adsorbido, sintetizado, y oxidado por la biomasa activa, así como del tiempo que permanecen en contacto con los microorganismos y de otros factores ambientales; cuanto más eficientemente pueda el proceso biológico aprovechar dichos factores y condiciones, tanto más eficiente resultará el tratamiento.

En un sistema de lodos activados, la biomasa heterótrofa lleva a cabo la conversión de la materia orgánica, de acuerdo a las siguientes relaciones estequiométricas, donde COHNS representa la composición típica de la materia orgánica disuelta.

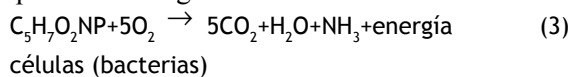
Síntesis celular:



Oxidación del sustrato:



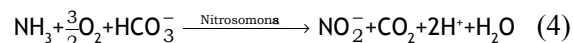
Respiración endógena:



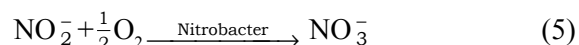
De la demanda bioquímica de oxígeno total (DBO), hay una fracción asociada con la oxidación del nitrógeno amoniacal; esta oxidación se da cuando

la edad del lodo (θ_c) es mayor y el sistema tiene capacidad para suministrar el oxígeno suplementario. Las bacterias autótrofas del género Nitrosomonas y Nitrobacter son las responsables de la conversión que se da en dos etapas.

En la primera de ellas, el amoníaco es convertido en nitrito:



En la segunda etapa, el nitrito es convertido en nitrato:



Siendo autótrofos estos organismos, utilizan el CO_2 como fuente de carbono y obtienen su energía a partir de la oxidación del amoníaco a nitrato; por lo cual su tasa de reproducción es más lenta, comparada con las bacterias heterótrofas. La energía obtenida a través de dicha oxidación es relativamente pequeña, pero suficiente, ya que dichos organismos nitrificantes están presentes en cantidades limitadas, en casi todos los procesos aeróbicos de tratamiento biológico.

Durante la conversión del amoníaco a nitrato, se produce acidez mineral y si la alcalinidad presente no es suficiente, el descenso del pH inhibirá la nitrificación. Por cada kg de amoníaco que se oxida a nitrato, se consume 4.6 kg de O_2 y 7.14 kg de alcalinidad (CaCO_3). Se producen 0.15 kg de células nuevas y se consumen 0.09 kg de carbón inorgánico. La concentración aceptable de oxígeno disuelto (OD) es 2 a 2.5 g/m^3 . La literatura (Meltalf & Eddy, 2003) menciona que una edad de lodo mayor de 8 días previene que los organismos nitrificantes no escapen del sistema vía purga de lodos, lo que permite el sostenimiento adecuado de la población.

ANTECEDENTES

La planta bajo estudio tiene una capacidad de diseño de 432,000 m^3/d , el arreglo consta de 4 clarificadores primarios, 5 reactores biológicos y 6 clarificadores secundarios, al inicio y final de cada etapa, se juntan las corrientes. Los reactores biológicos están cubiertos con una placa de concreto, de acuerdo al diseño del proceso mencionado. Cada reactor tiene un volumen de 19,120 m^3 y está dividido en 4 celdas, a manera de flujo tipo pistón, el tirante



Vista de área de reactores en la planta de tratamientos de aguas negras en Dulces Nombres, N.L., México.

es 5.55 m, largo 83.74 m y ancho de 41.16 m; cada uno para 86,400 m³/d, lo cual da un tiempo retención hidráulico (HRT por sus siglas en inglés) de 5.31 h. Los clarificadores secundarios tienen 66 m de diámetro y un tirante de 4.57 m. El tratamiento de lodos incluye digestión anaeróbica y el desaguado con ayuda química, el lodo secundario purgado es previamente espesado.

La instalación original de la planta bajo estudio, en cuanto a aeración se refiere, incluía una planta de oxígeno de alta pureza, destacando un compresor de 3,360 kW (kilowatt) y otros equipos periféricos, con una demanda de 4,100 kW, adicionalmente cada reactor estaba equipado con 8 mezcladores superficiales, 2 de 93 kW más 6 de 56 kW, es decir, 522 kW más por concepto de mezclado en cada reactor. Haciendo un balance de energía, la potencia total instalada en aeración era de 6,715 kW, o sea que a cada reactor le correspondían 1,343 kW. Hay que mencionar que durante los primeros años de operación el flujo promedio era apenas 65% del diseño, por lo cual era suficiente operar con sólo 3 reactores, utilizando por lo tanto menos energía.

Al poco tiempo de operación, la planta de oxígeno fue desactivada por diversas razones, para dar lugar a un sistema de difusores de fondo de burbuja fina con sopladores centrífugos solo en los primeros 4 trenes, ya que durante ese tiempo se estableció un contrato de suministro de agua tratada con una empresa generadora de energía, hasta por 38,000 m³/d, por lo cual se decidió mantener el proceso original para atender dicho contrato, aislando el reactor 5 con el secundario 2 y se implementó un sistema independiente de retorno y purga de lodos,

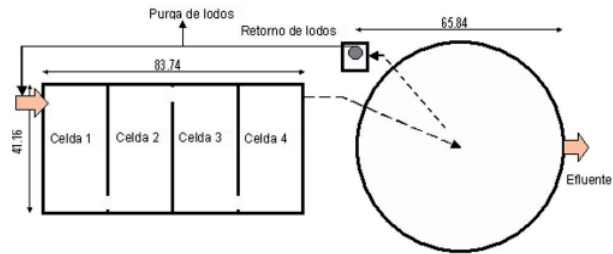


Fig. 1. Esquema del reactor 5 asociado al clarificador secundario 2.

adquiriendo oxígeno líquido a un proveedor externo, almacenándolo en los tanques existentes para ser gasificado y luego inyectado al reactor 5. Este tren independiente operó con un flujo menor del nominal, en virtud del bajo volumen que demandaba el usuario, así como por su costo. En la figura 1 se observa el diagrama esquemático del reactor 5 que se asoció al clarificador secundario 2.

El tratamiento terciario que el usuario le da al agua consiste en un ablandamiento tipo cal en frío, así como otros procesos avanzados para calderas, torres de enfriamiento, generación de vapor, agua contra incendio, etc. Con el efluente del tren 5, ligeramente más ácido por acumulación de CO₂ bajo la cubierta del tanque, observó mayor consumo de cal, por lo que solicitó efectuar pruebas con ambos efluentes (burbuja fina y oxígeno puro del tren 5), solicitando posteriormente se le envíe agua de los trenes equipados con burbuja fina, a pesar de que el NH₃ tenía valores del orden de 20 a 25 g/m³, en lugar de 2 g/m³ en promedio.

METODOLOGÍA

El reto que se presentaba consistía en efectuar un diseño para el reactor 5, con capacidad para nitrificar, con el mismo tipo de difusores de burbuja fina y los mismos sopladores, es decir, sin incrementar energía, con el fin de poder satisfacer la calidad que requería el usuario de agua tratada.

Haciendo referencia a la literatura, el proceso convencional de lodos activados, comparado con las modalidades de alta tasa y oxígeno puro, cuando está incluida la nitrificación en el mismo reactor, presentan las siguientes características en las cuales destaca la edad de lodos (θ_c), el tiempo de retención hidráulico (HRT), carga volumétrica (CV) y la relación F/M (Food/Microorganism por sus siglas en inglés), ver tabla I.

Tabla I. Características de las modalidades del proceso de lodos activados.

PROCESO	SRT, días	F/M, g DBO/g SSV/d	CV, Kg DBO/10 ³ m ³ /d	SSLM, g/m ³	TRH, h	Qr/Q
Convencional	5-15	0.2-0.5	20-40	2,000-4,000	4-8	0.25 - 0.75
Oxígeno puro	3-10	0.25-1.0	100-200	3,000-8,000	1-3	0.25 - 0.50
Alta tasa	3-10	0.4-1.5	100-1,000	3,000-6,000	2-4	1.00 - 1.50

De lo anterior se tiene que, de acuerdo al volumen del reactor y el flujo nominal, se estaría en el rango bajo del tiempo de retención hidráulico (5.31 h) para un proceso convencional y muy próximo a los procesos de oxígeno puro y alta tasa, mismos que requieren menor edad de lodo, respecto al convencional. Sin embargo, no había que perder de vista el objetivo que era la nitrificación, que en un proceso oxígeno puro es factible de alcanzar, pero con un proceso entre convencional y de alta tasa, no hay garantía de lograrlo, según se evidenció con los otros 4 trenes equipados con burbuja fina, debido a la limitación de su diseño, con una densidad de difusores de solo 6%, lo que derivó en bajos niveles de oxígeno disuelto, abultamiento de lodo, pobres características de sedimentación, etc, afectando la calidad del efluente.

La tarea fue realizar un nuevo dimensionamiento del requerimiento de oxígeno para el tren 5, considerando el mismo tipo de difusores de burbuja fina, Minipanel™ dúplex, tipo tubular con membrana de EPDM (Etileno Propileno Di.-Monómero) con área activa de 0.47 m², pero con la densidad adecuada y en los rangos de mayor eficiencia de transferencia de oxígeno. Para optimizar su distribución en las celdas, se realizó una simulación en estado estacionario con el programa GPS-X, tratando de ajustar la concentración de NH₃ en el efluente, en función del volumen y distribución de aire, dando finalmente el arreglo de difusores mostrado en la figura 2, cuya calidad del efluente fue aceptable para el usuario.

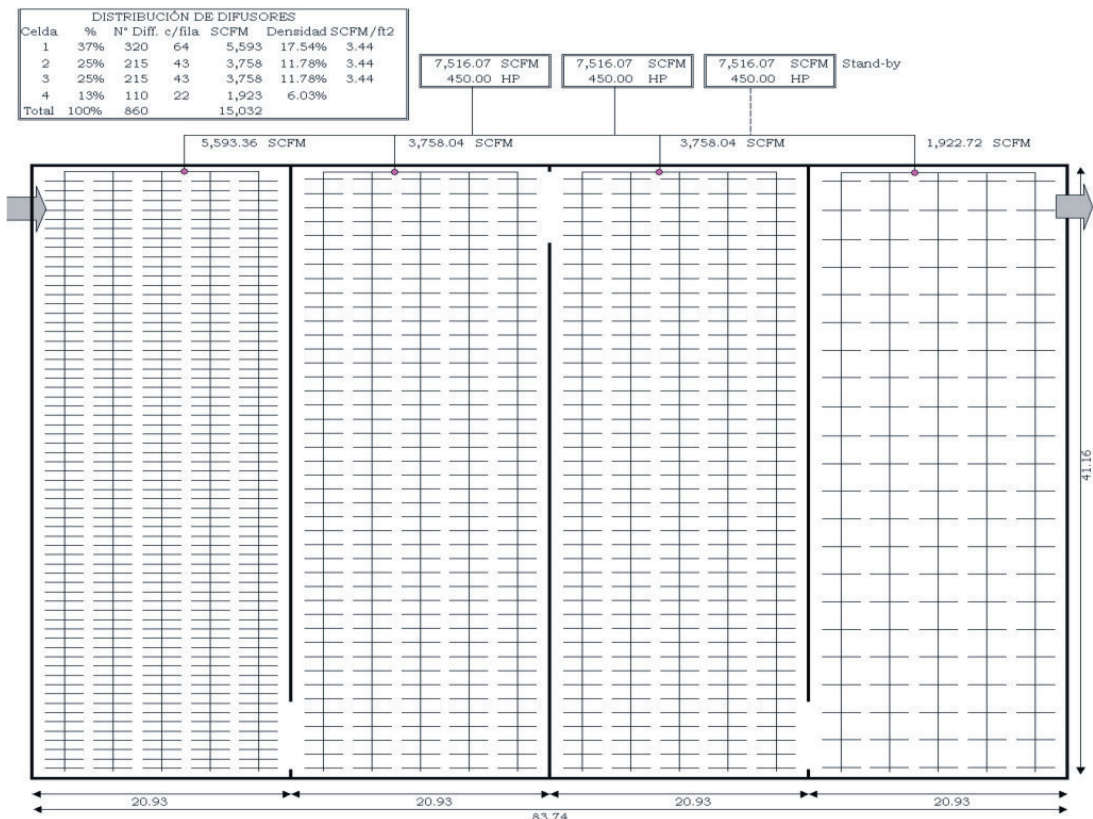


Fig. 2. Arreglo de los difusores para el tren 5.

Para lo anterior se consideró la calidad histórica del efluente primario, (ver tabla II), la cual difiere con los datos del diseño original, principalmente en el contenido de NH₃, cuyo valor fue 14 g/m³,

Al no disponer de coeficientes cinéticos ni de parámetros estequiométricos, para la calibración del modelo, se tomaron de la literatura, aplicando corrección por temperatura. (tabla III). La temperatura varía de 20 a 28°C.

Con esta información, se procedió a efectuar el balance de materia (calibración) alrededor del reactor, según los criterios mostrados en la tabla IV.

Tabla II. Efluente primario considerado.

BOD	204.75	g/m ³	KTN	34.30	g/m ³
COD	438.75	g/m ³	NH ₃	25.00	g/m ³
TSS	122.50	g/m ³	P tot	5.88	g/m ³

Tabla III. Estimación de coeficientes cinéticos.

Tasa max crecimiento de heterótrofos	6.00	d-1	Y _h (heterótrofos)	0.40	gVSS/g b COD
Tasa máx respiración endógena	0.12	d-1	Y _a (autótrofos)	0.12	gVSS/g NO _x
Tasa max crecimiento autótrofo	0.75	d-1	K _s	20.00	g/m ³

Tabla IV. Balance de materia alrededor del reactor.

Edad de lodo	5.66	d
Prod. biomasa, base VSS	11,724.16	kg VSS/d
Prod. biomasa, base SST	14,619.01	kg SST/d
SSLM de diseño (X _{tss})	4,330.00	g/m ³
Volumen reactor	19,123.09	m ³
Tiempo de retención	5.31	h
Relación SSV/SS	0.80	
SSVLM	3,472.57	g/m ³
F/M (base DBO)	0.27	d-1
Y _{h_obs} (base SST)	0.83	gSST/gDBO
Y _{h_obs} (base SSV)	0.66	gSST/gDBO
Conc. Retorno de lodo	10,500.00	g/m ³
Masa base seca	14,619.01	kg/d
Volumen de purga	1,392.29	m ³ /d

Como se puede ver, la edad del lodo (θ_c) es de solo 5.66 días, lo cual está más identificado con el proceso de alta tasa que con el convencional (ver tabla I). Típicamente se menciona que, para alcanzar la nitrificación, deben darse ciertas condiciones, como un ambiente con temperatura mayor de 15°C, alcalinidad suficiente para soportar el consumo durante el proceso y una edad de lodos preferentemente mayor a 8 días.

Para el requerimiento de oxígeno se consideró la demanda carbonácea y la del nitrógeno, puesto que se requería alcanzar una nitrificación plena. Como se puede observar las gráficas de comportamiento del tren 5 (figuras 3 y 4), se alcanzó a remover aceptablemente la DBO, SST y NH₃ (nitrificación con baja edad de lodo). A lo anterior habrá que añadir la eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE) aunado a un menor consumo de energía.

Se observa que con la densidad declinante de difusores y la sumergencia de los mismos y a una

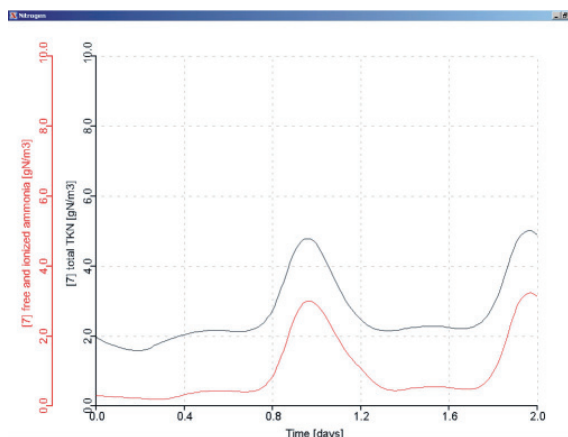


Fig. 3. NH₃ y NTK.

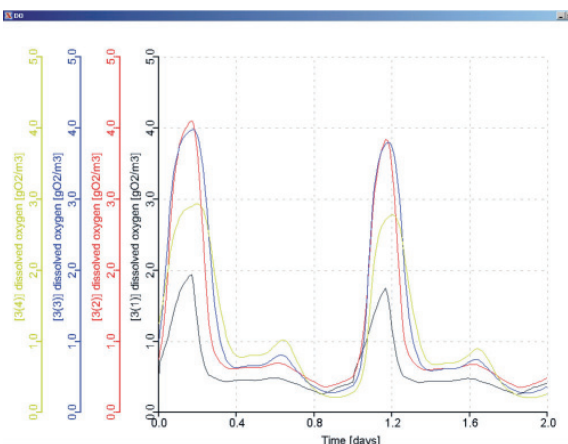


Fig. 4. Oxígeno disuelto en las celdas.

tasa baja de aire por área de membrana de $64 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$, se obtuvo una eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE) de 35% y una eficiencia estándar de aeración de $4.78 \text{ kg O}_2/\text{kW}/\text{h}$, lo cual denota buen rendimiento. La cantidad de difusores resultó ser el doble del diseño de los otros trenes y requiriendo prácticamente la misma cantidad de aire $25,545 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo que se determinó usar 2 sopladores centrífugos similares a los otros trenes, de $12.743 \text{ m}^3/\text{h}$ vs $0.65 \text{ kg}/\text{cm}^2$, de 7 etapas con motor de 336 kW. Adicionalmente se consideró otro más en reserva, ver tabla V.

Finalmente se verificó la condición de operación del clarificador secundario, que como se dijo, se disponen de 6 unidades, lo cual da una capacidad nominal de $72,000 \text{ m}^3/\text{d}$, con una carga hidráulica superficial de $21 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ y un flujo de sólidos de $5.1 \text{ kg}/\text{m}^2/\text{h}$. El mecanismo es tipo tubos de succión de alimentación central y fondo plano. Cuenta con válvulas excéntricas individuales (10 por brazo) para controlar el flujo y concentración del retorno, y canaleta periférica para el efluente. Al operar el tren 5 con $43,200 \text{ m}^3/\text{d}$, el clarificador 2 está operando con una sobrecarga hidráulica del 18%, dando un flujo de sólidos de $6.0 \text{ kg}/\text{m}^2/\text{h}$ y carga hidráulica

Tabla V. Requerimiento de oxígeno y dimensionamiento del sistema de aeración.

Req. actual de oxígeno	28,818.12	kg/d
Alpha	0.65	
Beta	0.95	
Concentración OD	2.00	g/m ³
Elevación del sitio	426.72	m
Altura int. de difusores	0.43	m
Req. estándar de oxígeno	2,562.38	kg O ₂ /h
OTE estimado	0.35	
Tasa de aire	64.00	m ³ /m ² /h,
Volumen para transf. O ₂	25,545.15	m ³ /h
Cantidad teórica difusores	799.10	Difusores
USAR	860.00	o.k.
Factor de actualización	1.12	Ratio
Flujo de aire en la succión	29,769.91	m ³ /h
Potencia estimada actual	593.58	kW
N° equipos en operación	2.00	en oper
USAR:	336.00	kW
Eficiencia estándar aeración	7.48	kgO ₂ /kW/h

superficial mayor a $25 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, es decir, en la parte alta del rango (Metcalf & Eddy, 2003), ver tabla VI, sin embargo, la calidad del efluente clarificado ha sido aceptable, ver tabla VII.

Tabla VI. Revisión del clarificador secundario.

Relación Qr/Q	0.67	Ratio	Diámetro teórico	66.13	m
Flux de sólidos	7.60	kg MLSS/m ² /h	USAR	65.84	m
Área requerida para espesar	3,434.78	m ²	Tirante en la parte cilíndrica	4.57	m
Carga hidráulica superficial	25.15	m ³ /m ² /d	Tiempo de retención hidráulico	4.32	h

Tabla VII. Comportamiento del tren 5.

Parámetro	Influente	Efluente	Eficiencia
SST	199.04	13.08	93%
DQO	507.50	38.75	92%
DBO	187.26	10.86	94%
NH ₃	32.18	1.53	95%

CALIBRACIÓN Y SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

A fin de subsanar las deficiencias observadas en los demás trenes equipados con difusores de burbuja fina, durante septiembre de 2002 se llevó a cabo una simulación en estado estacionario con el programa GPS-X v. 4.02, con el fin estimar la nitrificación a través de la concentración de NH₃ en el efluente y predecir la producción de lodo.

El modelo fue calibrado según el ASM1 (modelo de lodos activados 1, por sus siglas en inglés), ver gráficas de la simulación en figuras 5 y 6. A partir de datos de diseño, como el volumen y forma del tanque (flujo tipo pistón de 4 celdas), capacidad de bombeo de retorno y purga, así como de información rutinaria disponible incluyendo la caracterización del influente real (base DBO), sólidos suspendidos (totales y volátiles) de licor mezclado y del retorno, eficiencia de transferencia de oxígeno vía curvas características de los difusores utilizados (del fabricante), etc. El clarificador secundario fue modelado tipo unidimensional, es decir, como Simple1d.

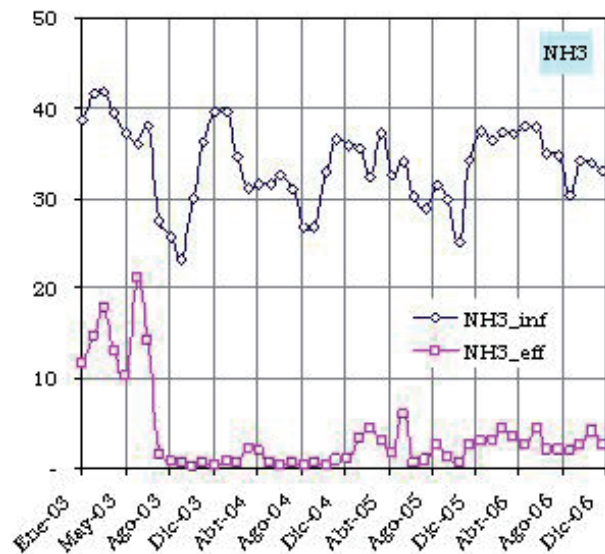


Fig. 5. Récord de NH₃, influente y efluente.

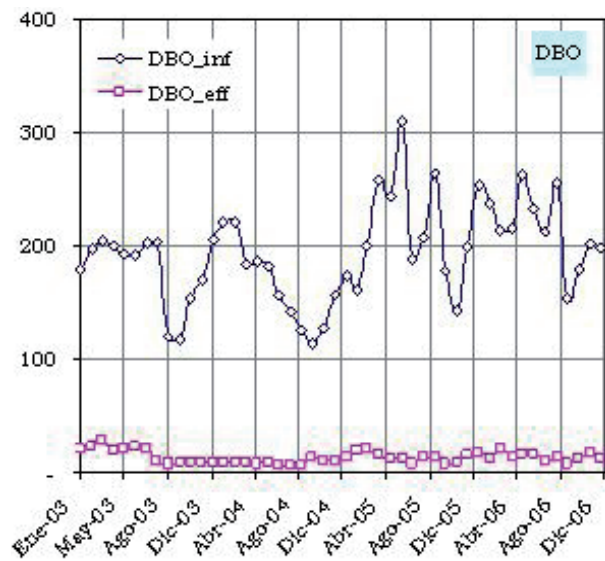


Fig. 6. Récord de DBO, influente y efluente.

La calibración inició tratando de aproximar la producción de lodo variando la relación DQO particulado/SSV del influente; los parámetros por ajustar durante la simulación fueron el flujo de aire y la densidad de los difusores en las celdas para lograr la concentración de NH₃ requerida, lo cual predijo una distribución escalonada, la primera celda con 38%, la segunda y tercera con 25% y la cuarta 12%. El arreglo se muestra en la figura 2.

Durante la simulación no se consideró la hidrodinámica del reactor, ya que éste fue modelado como un reactor de flujo tipo pistón de 4 celdas, con una distribución de 25% en volumen cada una.

RESULTADOS OBTENIDOS

Una vez que arrancó operaciones el tren 5 (agosto de 2003) con el nuevo arreglo de difusores, fue monitoreado con la misma frecuencia que los otros trenes, habiendo obtenido un aceptable comportamiento. En las figuras 5 y 6 se muestra el comportamiento histórico del NH₃ y DBO de enero de 2003 a diciembre de 2006, base en promedios mensuales. La frecuencia de muestreo es de tres veces a la semana (lunes, miércoles y viernes).

La distribución del aire en cada celda fue uno de los mayores desafíos, ya que es la forma de poder asegurar el flujo de aire a cada difusor para obtener la eficiencia de transferencia de oxígeno, además, todas las bajantes son de 12" y no se dispone de medición de aire en cada bajante. Sin embargo, se pudo aproximar vía monitoreo de concentración de oxígeno disuelto en cada celda, además se tuvo a la mano los datos rutinarios de operación.

El nitrógeno amoniacal muestra un cambio notorio en su tendencia a partir de la puesta en operación del tren 5 con el sistema nuevo de difusores de fondo, lo cual también es evidenciado con la concentración de NO₃, cuyo promedio era alrededor de 8 a 10 ppm, mientras que en los otros trenes estaba entre 1 a 3 ppm. Cabe mencionar que anterior a este cambio, el proceso del tren 5 era el original (oxígeno puro), adquiriendo éste a un proveedor externo, pero a una tasa menor de 36 Ton/d (diseño original), en parte por su alto costo.

Según lo anterior, es posible obtener la cantidad de oxígeno requerida (28 Ton/d) vía dos sopladores centrífugos de 336 kW, con capacidad de 12,743 m³/h (c/u), aunado a la densidad de difusores obtenida de la modelación y combinado con una aceptable eficiencia de transferencia de oxígeno.

En cuanto a la producción de lodo y su purga para el tren 5, se implementó una derivación desde la línea de retorno (independiente) hacia el cárcamo de retorno de lodo de los demás trenes, por lo que no hay restricción para purgar la cantidad que sea necesaria, según los cálculos anteriores.

CONCLUSIÓN

Considerando lo expuesto en los antecedentes, lograr la nitrificación con casi la mitad de energía que el sistema original, considerando el mismo volumen

de flujo en dos procesos distintos y el reactor pequeño para un proceso entre convencional y alta tasa, además del antecedente del bajo desempeño de los otros trenes ya equipados con burbuja fina, constituyó un reto que además desafió la baja edad del lodo.

Cabe mencionar que hay 2 aspectos importantes, la forma del reactor (tipo pistón) y la temperatura de proceso, muy apropiada para el crecimiento autótrofo (nitrificación). Sin embargo, estas mismas condiciones también se tenían en los trenes restantes.

La potencia para aeración con este nuevo arreglo quedó en 672 kW por reactor, que con respecto a la potencia original (1,343 kW por reactor) da un ahorro en consumo de energía bastante destacable. También es importante mencionar que la vida útil de los difusores de burbuja fina (membrana EPDM) es alrededor de unos 5 años, por lo que habrá que considerar la reposición de las mismas como parte del costo de operación.

En vista de los resultados obtenidos, se decidió homologar el diseño del tren 5 para los demás trenes de la planta, a fin de que la planta tenga la misma eficiencia y calidad del efluente clarificado.

BIBLIOGRAFÍA

1. Bitácoras de operación diaria y resultados de laboratorio de control, disponibles de 1996 a la fecha de la planta bajo estudio.
2. DOF, Diario Oficial de la Federación. (01-06-1997) Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT-1996, Norma que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.
3. Fall C. (2002). Modelación matemática de plantas de tratamiento de lodos activados, (publicación interna) Centro Interamericano de Recursos del Agua CIRA-UAEM, Toluca, Edo. de México.
4. Hydromantis, Inc., Tutorial GPS-X versión 4.02 (2002), 1685 Main Street West, Suite 302, Hamilton, Ontario, Canada L8S 1G5, Tel +1 905 522 0012, Fax +1 905 522 0031, www.hydromantis.com
5. Metclaf & Eddy, Inc., Tchobanoglous G., Burton F. and Stensel D. "Wastewater Engineering: Treatment, Disposal & Reuse", Mc Graw Hill, 4rd edition, 2003.
6. MOP MO-9, Water Environment Federation, WEF "Activated Sludge", Manual of Practice OM-9, Operations and Maintenance, 1987.

Ingenierías
en línea
A TEXTO COMPLETO
DESDE EL NÚMERO 1
consulta en:
<http://ingenierias.uanl.mx>