

NITRIFICACIÓN CON BAJO TIEMPO DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS Y BAJO ÍNDICE ENERGÉTICO

NITRIFICATION WITH SHORT SOLIDS RETENTION TIME AND SLOW ENERGY INDEX

Loaiza Navia, Jimmy¹; Martínez Garcia, Laura²; Carlín G., Manuel F.³ y Esquivel E., Rodolfo⁴

Resumen

A finales de 2002, 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 pequeño, en el límite de los procesos convencional y de alta tasa. La literatura menciona que para lograr nitrificación plena se requiere mayor tiempo de retención de sólidos que el proceso de remoción de la fracción carbonácea. Por lo que el reto consistía en lograr la nitrificación con bajo tiempo de retención de sólidos en un tanque pequeño. En un primer intento el sistema de burbuja fina quedó corto, por lo que fue necesario rediseñar el sistema de aeración en estado estacionario con el programa de simulación GPS-X. Los resultados obtenidos a la fecha, han superado las expectativas, destacando además disminución en el consumo de energía.

Palabras clave: Lodos activados, Nitrificación, Simulación, Tiempo de Retención de Sólidos

Abstract

At the end of 2002, the aeration system of the wastewater plant under study was changed from pure oxygen to fine bubble, which implies that volume of the reactor has remained short, in the limit between conventional process and high rate process. The literature mentions that to achieve a full nitrification there is needed higher solids retention time than only carbonaceous removal process. The challenge was consisting of achieving full nitrification with low solids retention time in a same short tank. In the first attempt fine bubble system remained short, for what it was necessary to re-design via steady state simulation with GPS-X simulator program. The obtained results at date, has overcome the expectations, emphasizing in energy consumption decrease.

Key words: Activated sludge, Nitrification, Simulation, Solids Retention Time

INTRODUCCIÓN

Haciendo referencia a la literatura, el proceso convencional de lodos activados, comparado con las modalidades de alta tasa y oxígeno puro, incluyendo el proceso de nitrificación, presenta las siguientes características (tabla 1), en las cuales destaca el tiempo de retención de sólidos (SRT), el tiempo de retención hidráulico (HRT), la carga volumétrica (CV) y la relación F/M (Alimento/Microorganismos, por sus siglas en inglés).

La planta bajo estudio tiene capacidad de diseño de 432,000 m³/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, además de pretratamiento. Los reactores biológicos están cubiertos con placa de concreto, ya que fueron diseñados para proceso de

oxígeno puro. Cada uno tiene un volumen de 19,120 m³ y está dividido en 4 celdas, a manera de flujo tipo pistón (figura 1), el tirante es 5.64 m, largo 82.35 m y ancho de 41.18 m; cada uno trata 86,400 m³/d, lo cual da un tiempo retención hidráulico (HRT por sus siglas en inglés) de solo 5.31 h. Los clarificadores secundarios tienen 66 m de diámetro y tirante de 4.57 m con fondo plano. 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 super-

Tabla 1.- Características de las modalidades del proceso de lodos activados (Metcalf y Eddy, 2003)

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

1,2: Asistente Técnico SADM, 2, 3: Administrador de Proceso y Superintendente PTAR DN, Monterrey, México. jloaiza@sadm.gob.mx;

Artículo enviado el 22 de febrero de 2011

Artículo aceptado el 8 de mayo de 2011

ficiales, 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, es decir 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 cual era suficiente operar con solo 3 reactores, utilizando por lo tanto menos energía.

PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

Expresado en los términos más fundamentales, el proceso de lodos activados consiste en la puesta en contacto del agua residual con un cultivo mixto de microorganismos bajo condiciones aerobias, lo que permite a los organismos utilizar, como fuente de carbono, la materia orgánica del agua residual, para su desarrollo y crecimiento. Lo anterior implica un proceso con biomasa suspendida.

La materia orgánica (substrato) entra al reactor donde se mezcla en condiciones aerobias con el retorno de lodos (gran cantidad de microorganismos), donde tiene lugar la transformación de la biomasa, debiendo mantenerse constante la concentración del licor mezclado a través de la tasa de retorno y purga de lodos. El licor mezclado pasa luego al clarificador final, donde tiene lugar la separación por gravedad. En el fondo se concentra la fase sólida (lodo), y vía bombeo de retorna al inicio del reactor, mientras que el efluente clarificado (sobrenadante) es recuperado en la canaleta perimetral con calidad acorde al permiso de descarga.

Crecimiento de heterótrofos

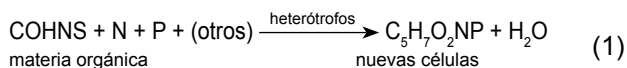
La remoción de contaminantes (materia orgánica), se define a través del crecimiento de organismos heterótrofos, que utilizan parte del carbón orgánico, para su crecimiento (síntesis), mientras que otra parte es oxidada (CO_2), liberando energía para su metabolismo. Estos organismos son capaces de agruparse, formando bio-flóculos, con buenas características de sedimentación. Al contenido líquido del reactor se le refiere como licor mezclado y a su concentración como sólidos suspendidos de licor mezclado (SSLM).

La eficiencia en la remoción de contaminantes (utilización del substrato), es función de la facilidad para ser adsorbida, absorbida, sintetizada y oxidada por la biomasa heterótrofa (X_{HB}). Cuanto más eficazmente se puedan combinar estas condiciones, tanto más eficiente resultará el tratamiento. Un parámetro importante a considerar es el tiempo de retención de sólidos (SRT, siglas en inglés), que garantiza el tiempo para que los microorganismos puedan desarrollarse y reproducirse, este tiempo puede ser ajustado a fin de mantener constante la concentración del licor mezclado. Cuando se alcanza estado estacionario, una masa equivalente a la producción de lodo debe

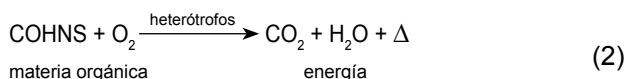
ser desalojada diariamente del sistema (purga de lodo), con lo que se mantiene constante el inventario de sólidos.

En el proceso de lodos activados, los organismos llevan a cabo la conversión de la materia orgánica en biomasa heterótrofa (1), oxidación (2) y decaimiento (3), según las relaciones estequiométricas.

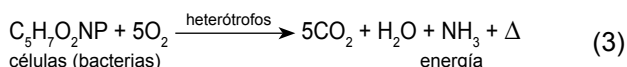
Síntesis celular:



Oxidación del substrato:



Decaimiento:



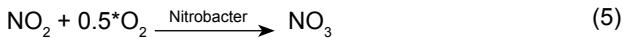
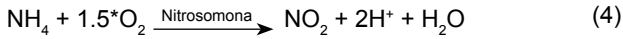
Crecimiento de Autótrofos

La demanda "total" de oxígeno se puede separar en dos etapas, carbonácea y nitrogenada. Es posible distinguir una fracción medible, asociada a la oxidación del nitrógeno amoniacal a nitratos (nitrificación), este proceso está definido a través del crecimiento de organismos autótrofos. El Nitrógeno Total Kjeldall (NTK) es la suma del nitrógeno amoniacal (libre é ionizado, NH_3 y NH_4), y el nitrógeno orgánico (degradable), soluble y particulado; el cual es degradado a NH_3 , vía amonificación, como producto final, si no está prevista la nitrificación.

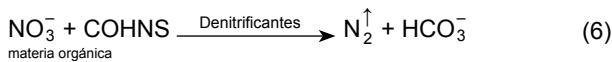
Las bacterias autótrofas tienen habilidad para utilizar el carbón inorgánico (bi-carbonatos) como fuente de substrato y proveen su energía a partir de la oxidación del amoníaco. Tales organismos normalmente están presentes en el licor mezclado, aunque en menor proporción. La oxidación se alcanza cuando el tiempo de retención de sólidos (SRT) es mayor, y se requiere que la planta tenga capacidad para suministrar el oxígeno suplementario. Esto se logra una vez ejercida la demanda carbonácea y se da en presencia de alcalinidad. El nivel mínimo de oxígeno disuelto (OD) es 2.0 g/m^3 , sin embargo, la nitrificación parece inhibirse si el OD es menor a 1.0 g/m^3 .

Durante el proceso se produce acidez mineral; si la alcalinidad no es suficiente, el descenso del pH inhibe la nitrificación. Por cada kg de amoníaco que se oxida, se consumen 7.14 kg de alcalinidad (CaCO_3), 4.33 kg de O_2 , se producen 0.15 kg de células nuevas y se consumen 0.09 kg de carbón inorgánico (CO_2). La temperatura adecuada para que se del proceso pleno debe ser mayor a 15°C.

Las bacterias autótrofas del género *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* son las responsables para llevar a cabo esta conversión que se realiza en dos etapas consecutivas. En la primera, el amoníaco se convierte en nitrito (4), requiriendo mayor cantidad de oxígeno, y en la segunda, el nitrito se convierte en nitrato (5):



Estrictamente, la nitrificación no representa la remoción del nitrógeno, es solo un cambio de forma con la consiguiente eliminación de la demanda de oxígeno y toxicidad asociados al amoníaco; para remover el nitrógeno se requiere la de-nitrificación, que tiene lugar en ambiente anóxico, donde el nitrato (NO_3) es reducido a nitrógeno gas (N_2) por organismos heterótrofos, lo cual requiere substrato orgánico soluble. Cuando ocurre la de-nitrificación, la alcalinidad y la demanda de oxígeno se acreditan. Sin embargo, este proceso parece no operar con oxidación de amonio intermedia; la condición de estabilidad se alcanza cuando la oxidación es mayor a 90%, a fin de tener todo el nitrógeno oxidado disponible para de-nitrificación, la cual se describe mediante la ecuación (6):



ANTECEDENTES

Como se mencionó anteriormente, la planta bajo estudio fue diseñada con un sistema de oxígeno puro, sin embargo, al poco tiempo de operación, la planta de oxígeno fue desactivada por diversas razones, dando 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 trata-

da con una empresa generadora de energía, hasta por 38,000 m³/d, por lo cual se decidió mantener el proceso original (oxígeno puro) para atender este contrato; aislando el reactor 5 y el secundario 2 y adquiriendo oxígeno líquido a un proveedor externo, almacenándolo en los tanques existentes para luego ser gasificado e inyectado al reactor 5.

El tratamiento terciario que el usuario le da al agua consiste en un ablandamiento con 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, el usuario 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 los 2 g/m³ acordado.

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 mismo tipo de sopladores, es decir, sin incrementar energía para satisfacer la calidad que requería el usuario.

En la figura 1 se observa el diagrama esquemático del reactor 5 asociado al clarificador secundario 2, para lo cual se implementó un sistema independiente de retorno y purga de lodos. Este tren independiente operó con flujo menor al nominal, en virtud del volumen que demandaba el usuario, así como por el costo del oxígeno.

De acuerdo con lo anterior (volumen del reactor y 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 se requieren menor edad de lodo, respecto al convencional. Sin embargo, no había que perder de vista que el objetivo era la nitrifica-

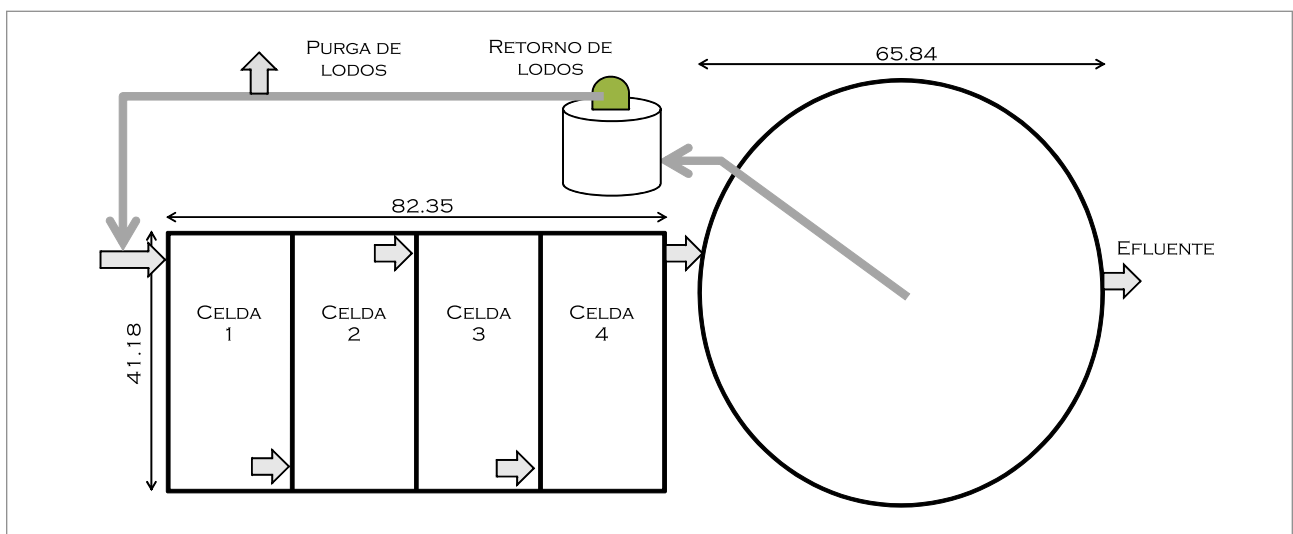


Figura 1. Esquema del reactor 5 asociado al clarificador secundario 2

ción, la cual, en un proceso oxígeno puro era factible de alcanzar, pero con un proceso entre convencional o de alta tasa, no había garantía de lograrlo.

Los otros 4 trenes, equipados con 660 difusores de fondo de burbuja fina y dos sopladores centrífugos de 336 kW por tren, presentaron serias limitaciones, (baja densidad de difusores respecto al fondo del orden de solo 6%), que derivaron en bajos niveles de OD, abultamiento de lodo, pobres características de sedimentación y nula capacidad de alcanzar la nitrificación, afectando finalmente la calidad del producto que requería el cliente.

METODOLOGÍA

La tarea fue analizar el 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 diseño escalonado, adoptando densidades adecuadas y dentro del rango de mayor eficiencia de transferencia de oxígeno. Para optimizar la distribución de aire en las 4 celdas, se realizó una calibración y simulación del proceso en estado estacionario con el programa GPS-X de Hydromantis, tratando de ajustar la concentración de NH₃ del efluente, en función del aire de dos sopladores y la distribución de difusores en cada celda, dando finalmente un arreglo de difusores como el mostrado en la figura 7.

Para lo anterior se consideró la calidad histórica del efluente primario, (tabla 2), la cual difiere algo con los datos del diseño original, principalmente en el contenido de NH₃, cuyo valor fue 14 g/m³, cuando en realidad el valor real es más del doble, lo cual demanda mayor cantidad de oxígeno, constituyéndose en un reto adicional, ya que el equipo de aeración para los restantes cuatro trenes, se basó en la caracterización de diseño.

Tabla 2. Efluente primario considerado en la calibración del modelo

BOD	201	g/m ³
COD	460	g/m ³
TSS	127	g/m ³
NTK	42.5	g/m ³
NH ₃	33	g/m ³

Al no disponer de coeficientes cinéticos ni estequiométricos propios, para la calibración se tomaron al-

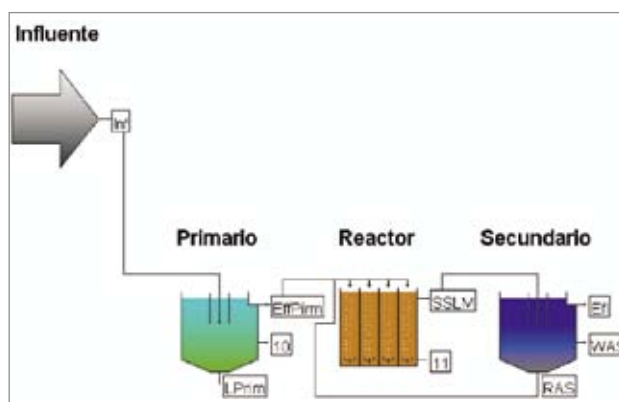


Figura 2. Esquema del tren 5 y secundario 2

gunos de la literatura (Gernaey et. al), aplicando en su caso, corrección por temperatura, mientras que otros parámetros fueron "pre-establecidos" del modelo ASM1 (Henze et. al). La temperatura del licor mezclado varía de 20 a 28°C. (tabla 3)

CALIBRACIÓN Y SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Para subsanar deficiencias observadas en los otros 4 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, con el fin estimar la nitrificación a través de la concentración de NH₃ en el efluente y predecir la producción de lodo. El esquema utilizado se muestra en la figura 2, (Hydromantis Tutorial).

El modelo fue calibrado según el ASM1 (modelo de lodos activados 1), ver gráficas en figuras 3 y 4; a partir de los datos de diseño, (volumen y forma del tanque, flujo tipo pistón de 4 celdas del mismo tamaño), capacidad de bombeo de retorno y purga, así como de información rutinaria de operación disponible (Bitácoras de Operación) incluyendo la caracterización del influente real, sólidos suspendidos de licor mezclado y de retorno, eficiencia de transferencia de oxígeno, vía curvas características de los difusores instalados (del fabricante), etc. El clarificador secundario fue modelado tipo unidimensional, es decir, como Simple1d.

Con esta información, se procedió a efectuar el balance de materia (calibración) alrededor del reactor, según los criterios mostrados en la tabla 4.

Como se puede ver, el tiempo de retención de sólidos (SRT) de solo 5 días, está más identificado con el proceso de alta tasa que con el convencional (ver

Tabla 3. Estimación de coeficientes cinéticos y estequiométricos (20°C) (Henze et. al)

Tasa crecimiento heterótrofos (μ_H)	6.00	d-1	Rendimiento heterótrofo (Y_H)	0.40	gSSV/g bDQO
Tasa decaimiento heterótrofos (b_H)	0.12	d-1	Rendimiento autótrofo (Y_A)	0.12	gSSV/g NOx
Tasa crecimiento autótrofo (μ_A)	0.75	d-1	Coef. velocidad media (Ks)	20.00	g/m ³

Tabla 4. Balance de materia alrededor del reactor

Tiempo retención de sólidos	5.00	d	SSVLM	3,165.81	g/m ³
Prod. biomasa, base SSV	12,106.08	kg SSV/d	F/M (base DBO)	0.29	d-1
Prod. biomasa, base SST	14,261.45	kg SST/d	Yh_obs (base SST)	0.82	gSST/gDBO
SSLM de diseño (Xtss)	3,729.46	g/m ³	Yh_obs (base SSV)	0.70	gSST/gDBO
Volumen reactor	19,120.00	m ³	Conc. RAS	8,500.00	g/m ³
Tiempo de retención	5.31	h	Masa base seca	14,261.45	kg/d
Relación SSV/SS	0.80		Volumen de purga	1,677.82	m ³ /d

tabla 1). Típicamente se menciona que, para la nitrificación, deben darse ciertas condiciones, como ambiente aeróbico, temperatura mayor a 15°C, presencia de alcalinidad para soportar el proceso y un tiempo de retención de sólidos preferentemente mayor a 8 días.

Para el requerimiento de oxígeno se consideró la demanda de las fracciones carbonácea y nitrogenada, ya que el objetivo era alcanzar nitrificación plena. Como se pueden observar las gráficas de comportamiento del tren 5 (figura 3), se alcanzó a remover la DBO, SST y NH₃ (nitrificación con bajo tiempo de retención de sólidos). A lo cual habrá que añadir la buena eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE) de los difusores aunado a menor consumo de energía.

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 304 mm y no se dispone de medición individual de aire. Sin embargo, se pudo aproximar vía monitoreo de concentración de OD en cada celda, y además se tuvo a la mano los datos rutinarios de operación.

RESULTADOS OBTENIDOS

La calibración del modelo inició tratando de aproximar la producción de lodo (SSLM) y variando la relación DQO_{PART}/SSV del influente; los parámetros

por ajustar durante la simulación fueron el flujo de aire y la densidad de difusores en las 4 celdas para alcanzar la concentración de NH₃ requerida, lo cual predijo una distribución escalonada, la primera celda con 38% del aire, la segunda y tercera con 25% y la cuarta 12%, esta fue la distribución para los difusores de aire. El arreglo de muestra en la figura 6.

Se observó que con la densidad escalonada de difusores y la sumergencia de los mismos (5 m) y a baja tasa de aire por área de membrana (64 m³/m²/h), se obtuvo una eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE) de 35% y una eficiencia estándar de aeración de 5.12 kg O₂/kW/h, es decir, buen rendimiento.

La cantidad de difusores resultó ser el doble del diseño de los otros trenes y requiriendo prácticamente la misma cantidad de aire de 25,787 m³/h, por lo que se determinó usar 2 sopladores centrífugos similares a los otros trenes, de 12.893 m³/h vs 69 kPa, con 7 etapas de compresión y con motor de 336 kW.

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 (WERF, 2003)

También se verificó la condición de operación del clarificador secundario (tabla 6), como se había mencionado, se disponen de seis unidades de alimentación central de 65.84 m de diámetro con fondo plano y canaleta periférica interna, cuyo mecanismo consiste en 10 tubos de succión de PVC por brazo, con sendas válvulas excéntricas para controlar la tasa retorno y la concentración del lodo de retorno; lo cual da

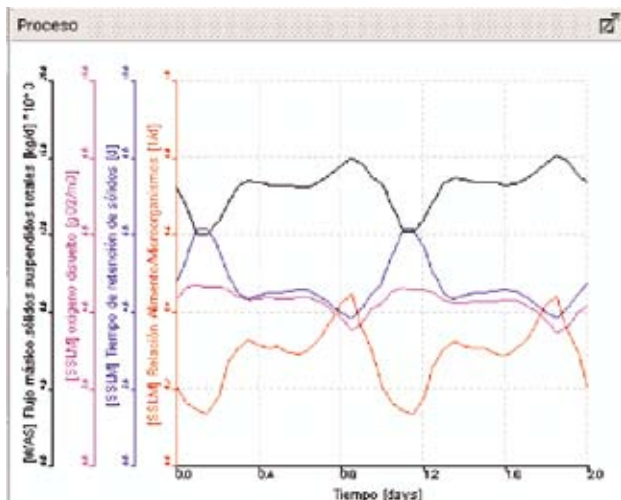


Figura 3. Características del efluente

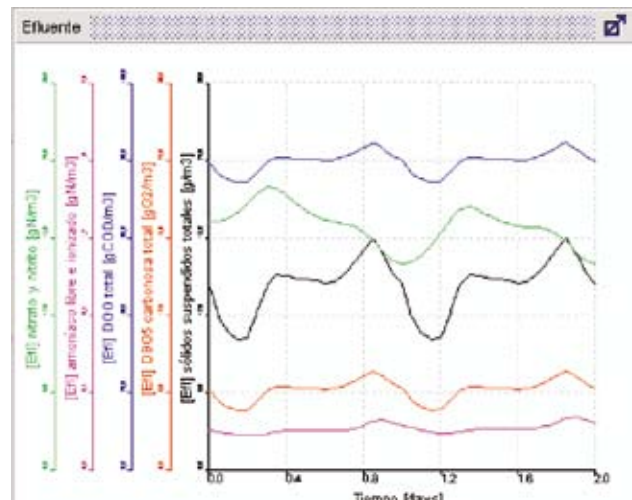


Figura 4. Variables de proceso

Tabla 5. Requerimiento de oxígeno y dimensionamiento del sistema de aeración

Req. actual de oxígeno	28,072.24	kg/d	Volumen para transf. O ₂	25,786.80	m ³ /h
Alpha	0.65		Cantidad teórica difusores	853.06	Difusores
Beta	0.95		USAR	860.00	o.k.
Concentración OD	2.00	g/m ³	Factor de actualización	1.11	Ratio
Elevación del sitio	365.76	m	Flujo de aire en la succión	28,685.16	m ³ /h
Altura int. de difusores	0.61	m	Potencia estimada actual	655.98	kW
Req. estándar oxígeno	2,479.02	kg O ₂ /h	N° equipos en operación	2.00	en oper
OTE estimado	0.35		USAR:	336.00	kW
Tasa de aire	64.00	m ³ /m ² /h,	Eficiencia estándar aeración	5.12	kg O ₂ /kW/h

una capacidad individual de 72,000 m³/d, para una carga superficial de 21 m³/m²/d y flujo de sólidos de 5.10 kg/m²/h.

Al operar el tren 5 con 86,400 m³/d, el clarificador 2 estaría trabajando con sobrecarga hidráulica del 18%, con flujo de sólidos de 6.91 kg/m²/h y carga hidráulica superficial de 25.46 m³/m²/d, o sea, en la parte alta del rango (Metcalf & Eddy, 2003), ver tabla 6, aún así, la calidad del efluente clarificado no parece haberse afectada y ha sido aceptable, ver tabla 7.

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 comportamiento aceptable. En las figuras 5 y 6 se muestra el comportamiento histórico del DBO₅ y NH₃ de enero de 2003 a diciembre de 2010, base en promedios mensuales. La frecuencia de muestreo fue tres veces a la semana (lunes, miércoles y viernes).

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 10 mg/L en los otros trenes, mientras que en el tren 5 estaba entre 1 a 3 ppm, lo anterior resume el objetivo del presente trabajo.

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 los datos presentados, fue posible disolver la cantidad de oxígeno necesaria (28 Ton/d) con solo dos sopladores centrífugos de 336 kW, con capacidad de 12,743 m³/h (c/u) y que, aunado a la mayor cantidad de difusores y su densidad obtenida de la modelación en combinación con la aceptable eficiencia de transferencia de oxígeno de los difusores de fondo de burbuja fina tipo tubular.

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.

Cabe mencionar que a lo largo de los años 2005 a 2008, se tuvieron ciertos problemas de mantenimiento con los sopladores centrífugos, lo cual demeritó algo los niveles de NH₃ en el efluente, sin embargo a la fecha, se retomó nuevamente el objetivo, que debe ser alrededor de 2 mg/L, según datos de diseño original.

CONCLUSIONES

Considerando lo expuesto en el presente trabajo, el lograr la nitrificación con prácticamente la mitad de energía que requería el sistema original, con el mismo volumen de tanque (pequeño para un proceso entre convencional y alta tasa) y a plena capacidad de flujo, además del antecedente del bajo desempeño de los otros trenes ya equipados con burbuja fina, constituyó un reto que además, desafió el bajo tiempo de retención de sólidos.

Tabla 6. Revisión del clarificador secundario

Relación Qr/Q	0.75	Ratio	Diámetro teórico	65.73	m
Flujo de sólidos	6.91	kg MLSS/m ² /h	USAR	65.84	m
Área requerida para espesar	3,393.45	m ²	Tirante en la parte cilíndrica	4.57	m
Carga hidráulica superficial	25.46	m ³ /m ² /d	Tiempo de retención hidráulico	4.32	h

Tabla 7. Comportamiento del tren 5 (Bitácora de Operación)

Parámetro	Influente				Efluente			
	SST	DQO	DBO ₅	NH ₃	SST	DQO ₅	DBO	NH ₃
Prom	165.30	548.71	206.26	35.39	12.65	49.90	13.23	3.07
Desv Std	62.47	136.55	48.87	5.44	7.89	15.36	6.88	3.86

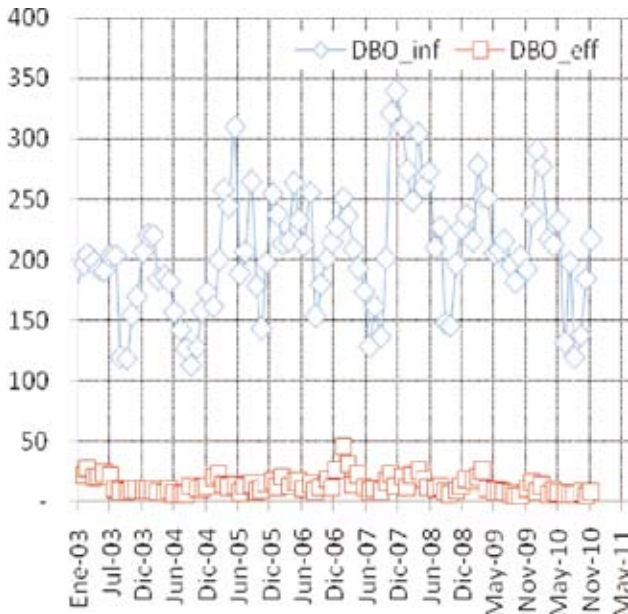


Figura 5. Récord de DBO, influente y efluente

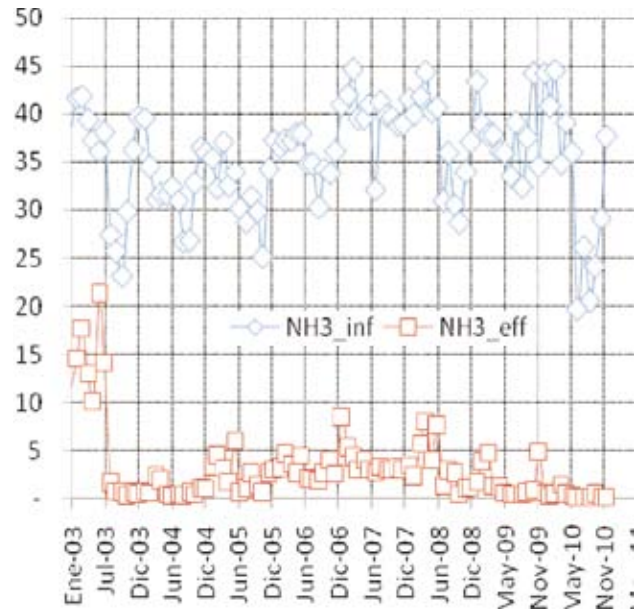


Figura 6. Récord de NH₃, influente y efluente

Cabe resaltar la contribución de dos 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 destacable. Sin embargo, es importante mencionar que la vida útil de los difusores de burbuja fina (membrana EPDM) es alrededor de cinco años, por lo que habrá que considerar la reposición de los difusores como parte del costo de operación.

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

AGRADECIMIENTOS

Para la realización de este trabajo fue necesaria la aportación de los Auxiliares y Operadores de Proceso de la planta bajo estudio, a quienes se les reconoce por su tiempo, dedicación y esfuerzo. Así mismo se hace patente el agradecimiento al Ing. Emilio Rangel Woodyard, Director General del Organismo Operador, así como también al Ing. Juan Emilio García, Coordinador Ejecutivo, al Dr. Gerardo Bermejo Acosta, Coordinador de Saneamiento y al Ing. Jorge Bernal Pérez, Gerente de Tratamiento, por las facilidades y apoyos otorgados para la realización del presente trabajo.

El objetivo del presente manuscrito es divulgar las experiencias, a fin de que a otros organismos opera-

dores les sean de utilidad, ya que el agua constituye uno de los mayores activos de la Humanidad, tenemos que cuidarla.

BIBLIOGRAFÍA

Bitácoras de operación diaria y resultados de laboratorio de control, disponibles desde 1996 a la fecha de la planta bajo estudio y memoria de cálculo original.

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.

DOF, Diario Oficial de la Federación. (17-07-1998) Norma Oficial Mexicana NOM-003-SEMARNAT-1997. Norma que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público, Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

Gernaey K.V., Van Loosdrecht M.C.M., Henze M., Lind M. and Jorgensen S.B. (2004). Activated sludge wastewater plant modelling and simulation: state of the art, Environmental & Software, vol 19, pp 763-783

Henze M., Gujer W., Mino T. and Van Loosdrecht M.V. (2002) Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3, IWA Publishing, London, UK, 130 p

Hydromantis, Inc., Tutorial GPS-X version 5 (2007), 1685 Main Street West, Suite 302, Hamilton, Ontario, Canada L8S 1G5, Tel +1 905 522 0012, Fax +1 905 522 0031, www.hydromantis.com

Loaiza Jimmy y Fall Cheikh (2010) "Modelación del proceso de lodos activados en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Noreste, Apodaca, N.L." Revista Ciencia UANL / VOL. XIII, N° 1, Enero - Marzo 2010, pag 46-54

Metclaf & Eddy, Inc., Tchobanoglous G., Burton F. and Stensel D. "Wastewater Engineering: Treatment, Disposal & Reuse", Mc Graw Hill, 4ta edition, 2003

Petersen B., Gernaey K., Henze M. and Vanrolleghem P.A. (2002). Evaluation of an ASM1 model calibration procedure on a municipal-industrial WWTP, Journal Hydroinformatics IWA 4, pp 15-38

WERF (2003), Methods for wastewater characterization in activated sludge modelling, Water Environment Research Federation (WERF), Alexandria, VA, WERF publication N° 9 WWF3, pp 596, 1er Ed.