

Exp. 617



MEXICO

LA DIGESTIÓN ANAEROBIA COMO PARTE MEDULAR DE LA SUSTENTABILIDAD AMBIENTAL

ESPECIALIDAD: Ingeniería Química

**Oscar Monroy Hermosillo
Doctor en Biotecnología**

20 de septiembre de 2007
México, D.F.

Contenido del trabajo

1. Resumen ejecutivo

2. Palabras clave

3. Introducción

Balance de agua en el D.F.

Principales acciones para restablecer el equilibrio hidráulico en el D.F.

4. Tratamiento biológico de aguas residuales

El tren de tratamiento convencional de aguas residuales

El tren de tratamiento avanzado de aguas residuales

Cinética de las reacciones biológicas.

5. Tratamiento avanzado de aguas residuales para la Ciudad de México

6. Conclusiones

7. Referencias y bibliografía

8. Agradecimientos

9. Currículum vitae

10. Anexos

Balance de Bernoulli para el flujo de agua de Cutzamala a México

Diseño del Proceso anaerobio-aerobio de la Cd. de México

1. Resumen ejecutivo

Debido a su capacidad de obtener energía a partir de la mineralización de los residuos orgánicos, la digestión anaerobia debe ser incorporada a los procesos de tratamiento para hacerlos costeables y autosustentables ya que por cada kg de materia orgánica (demanda química de oxígeno) puede generar 340 L de gas metano que puede producir 3.4 kWh que es suficiente para entregar agua de calidad potable después de someterla a procesos de pulimento en reactores aerobios y tratamientos avanzados para la reclamación y recirculación e incluso para su potabilización para inyectarla al acuífero.

La zona metropolitana del Valle de México tiene un grave problema de acopio y distribución de agua y no se va a poder resolver si se sigue con el mismo concepto en el manejo de agua que tenemos actualmente. Obtener agua, usarla y tirarla. Este manejo del agua nos ha llevado a extraer del acuífero mas agua de la que capta y a traer el agua de otras cuencas a altos costos sociales y económicos. Por mal manejo de la zona de recarga natural solo se capta el 50% del agua de lluvia que se podría infiltrar, se pierde por fugas en la red el 38% de agua de potable. Solo se recicla el 8% del agua potable que llega al drenaje y lo demás se usa sin tratamiento adecuado para el riego ineficiente en el Valle del Mezquital.

Para enfrentar el problema se debe tener un paradigma diferente para el manejo sustentable del agua. Este paradigma consiste en ahorrar agua, incrementar la captación de agua de lluvia que actualmente escurre desde la zona de recarga hasta el drenaje ($4 \text{ m}^3/\text{s}$), reducir a la mitad las pérdidas en la red ($6 \text{ m}^3/\text{s}$) que actualmente también llega hasta al drenaje y recircular agua purificada al acuífero ($10 \text{ m}^3/\text{s}$) para almacenarla, pero sobre todo para restablecer el equilibrio hidráulico. Estas acciones también tienen el beneficio adicional de liberar el drenaje del caudal de agua limpia ($20 \text{ m}^3/\text{s}$) que se mezcla con la residual.

Para poder tratar cerca de $10 \text{ m}^3/\text{s}$ de aguas residuales municipales, que es la cantidad necesaria infiltrar al acuífero si además se cumplen las tareas para volver a tener un balance positivo en su extracción es importante desarrollar plantas de tratamiento capaces de tratar grandes volúmenes de agua a altas tasas para ser instaladas dentro de la ciudad. Implica revolucionar aún más el concepto de los reactores para el tratamiento de aguas residuales ya que deben ocupar una pequeña superficie por lo que deben tener una gran cantidad de biomasa (biocatalizador) activa en su interior y una gran capacidad de transferencia de masas. Los reactores de lecho de lodos anaerobios de flujo ascendente (UASB) y de lecho de lodos expandidos (EGSB) son un avance pero ya se ha demostrado que los reactores de lecho fluidificado con flujo descendente también cumplen con las condiciones (Castilla *et al* 2000). Los reactores anaerobios que se requieren deben tratar hasta $4.5 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ lo que implica tener velocidades de flujo a través de la biomasa alrededor de $4 \text{ m}/\text{hr}$ lo que implica que la biomasa deberá resistir los esfuerzos cortantes causados por esta velocidad.

En la etapa aerobia, los reactores de membrana sumergida también deben desarrollarse con alta concentración de lodos para tener una tasa de $2 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ para lo que deberán tener un sistema que permita una alta velocidad de transferencia de oxígeno ($5 \text{ g}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$) por lo que se requiere suministrarlo por la membrana y por el líquido para tener una alta actividad biológica.

En resolver estos problemas de diseño se ha trabajado en los últimos 10 años con un equipo de profesores y alumnos de la UAM y con profesionistas que han colaborado con la UAM en montar y difundir la tecnología anaerobia en el país.

2. Palabras clave: balance hídrico, sustentabilidad, digestión anaerobia, reactores avanzados, reactor aerobio de membrana,

3. Introducción

Balance de agua en el D.F.

En esta presentación me ocuparé del tema de agua debido a su importancia para el futuro de la ciudad de México pero que desde ahora se tienen que sentar las bases para desarrollarse usando al máximo sus propios recursos, principalmente el agua. Este tema ha sido desarrollado en la UAM a partir del año 2000 (Galván *et al.*) cuando la antigua Dirección General de Construcción y Obras Hidráulicas (DGCOH) al mando del Ing. Antonio Dovalí Flores propuso al IMP, a la UAM y a los Laboratorios Battelle un proyecto para hacer un balance del agua en el Distrito Federal a riesgo de que pudiera parecer incompleto al no considerar toda la cuenca, pero su propuesta era correcta porque el D. F. debía tomar el liderazgo en las acciones principales. Si nuestra apreciación era la correcta, los demás municipios debían seguir con lo propio. El balance (figura 1), elaborado principalmente con los datos de la propia DGCOH y con mediciones nuestras Galván *et al.* (2006), muestra que:

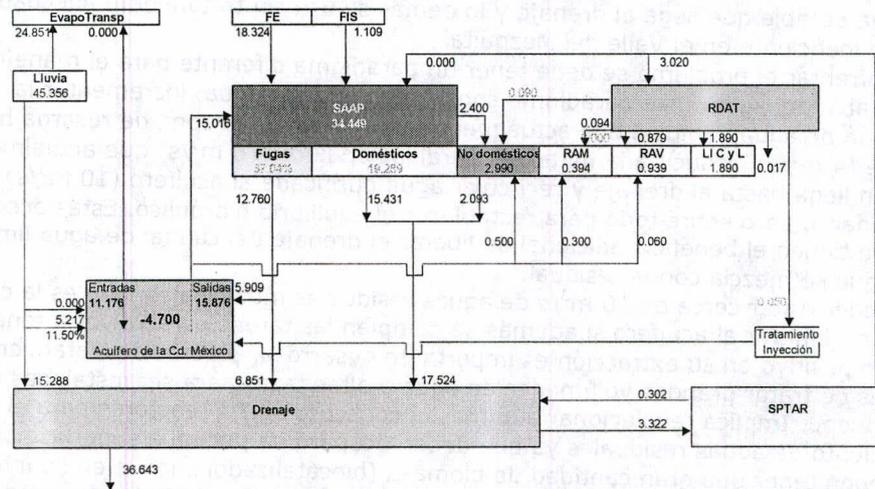


Figura 1 Balance de agua en el D.F. SAAP: sistema de abastecimiento de agua potable, RDAT: red de agua tratada, SPTAR: sistema de plantas de tratamiento de agua residual, RAM: riego agrícola metropolitano, RAV: riego de áreas verde, LLCyL: lenado de canales y lagos.

1. Es posible y necesario tener un manejo sustentable del agua en el D.F. y en todo el Valle de México. De otra manera, la zona metropolitana se convertirá en una carga insoportable para el resto del país, principalmente para los habitantes de las cuencas vecinas.
2. La Ciudad de México está perdiendo su área de recarga natural a favor del crecimiento urbano, tanto el planeado como el espontáneo, pues solamente el 11% de la lluvia queda atrapada en el acuífero ($5 \text{ m}^3/\text{s}$) mientras que el 34% se pierde como escurrimientos urbanos en el drenaje.
3. Durante muchos años la Ciudad de México ha sobre-explotado su acuífero y se ha beneficiado de la importación de agua de otras cuencas para usarla y, sin tratamiento apropiado, disponerla para las zonas agrícolas del Valle del Mezquital.
4. El consumo doméstico e industrial de agua (19 y $3 \text{ m}^3/\text{s}$ respectivamente) produce un agua residual que junto con las pérdidas de agua en la red y los escurrimientos de

agua de lluvia suman $38 \text{ m}^3/\text{s}$. Este caudal es dispuesto, sin tratamiento, en las regiones agrícolas de los Valles de Alfayucan y del Mezquital, en donde es usada ineficientemente (láminas de riego $> 3\text{m}/\text{año}$).

5. El sistema de distribución del agua ($36 \text{ m}^3/\text{s}$) se obtiene de dos clases de fuentes, las externas (53%), traídas desde el sistema Lerma y Cutzamala y la interna extraída del acuífero. Las fugas en la red de agua potable representan 37.5% de pérdidas netas de las cuales $5.5 \text{ m}^3/\text{s}$ encuentran su camino de regreso al acuífero y las más superficiales, van al drenaje. Este balance muestra un déficit del acuífero de $5 \text{ m}^3/\text{s}$ aproximadamente.

Principales acciones para restablecer el equilibrio hidráulico en el D.F.

Este balance de agua es una útil herramienta para iniciar un plan de uso sustentable de agua resaltando el eficiente almacenamiento, uso y reuso del agua en beneficio de los habitantes del D.F. y de los campesinos del Valle del Mezquital.

1. El objetivo de este proyecto sería la eventual disminución de la extracción de agua del acuífero y de importación de agua del sistema Lerma-Cutzamala.
2. Un estudio cuidadoso del área de recarga natural muestra que con un apropiado manejo de cuencas todavía puede recuperarse superficie para aumentar la recarga natural con otros $4.4 \text{ m}^3/\text{s}$ si se detiene el escurrimiento de la Sierra del Chichinautzin (reforestación y nivelación para retener el agua de lluvia).
3. Instalando un sistema de control de presión y flujo en la red de agua potable se pueden reducir las pérdidas en un 50% ahorrando $6.7 \text{ m}^3/\text{s}$.
4. Incentivar el uso eficiente del agua doméstica e industrial introduciendo un nuevo sistema tarifario que cobre fuertemente por el agua usada por arriba de un uso de confort ($180 \text{ l}/\text{hab.d}$). Esto estimularía un mercado de equipo eficiente y ahorraría cerca de $0.75 \text{ m}^3/\text{s}$ (4% del actual consumo doméstico).
5. Introduciendo una tarifa de uso industrial del agua propiciaría la práctica de tratamiento y reuso para ahorrar otros $0.35 \text{ m}^3/\text{s}$.
6. Tratar un caudal de $10 \text{ m}^3/\text{s}$ hasta nivel de potabilización e inyectarlo al acuífero para detener su sobreexplotación y por ende, el hundimiento de la ciudad.
7. Si las anteriores medidas se ponen en práctica, el nuevo balance de agua daría una recarga neta del acuífero y se podrían reducir las importaciones (figura 2).
8. Estas medidas reducirían el agua disponible para el Valle del Mezquital a $14 \text{ m}^3/\text{s}$ que se tendrían que tratar para permitir sistemas de riego mas eficientes como el de goteo y el de aspersión, pero al mismo tiempo, permitiría mejorar la calidad de las cosechas y por tanto incrementar la vida económica de la región.

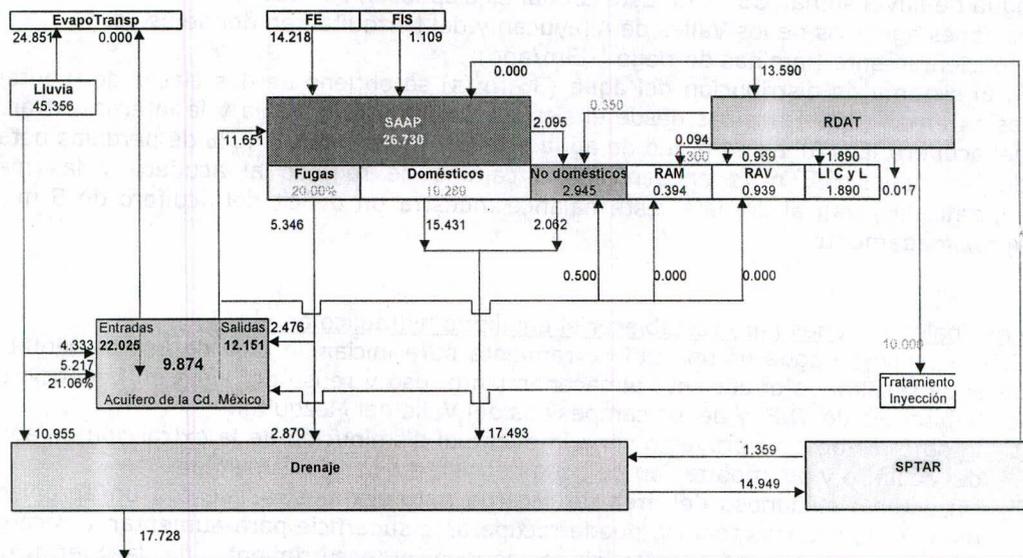


Figura 2. Balance de agua en el D.F. después de efectuar las acciones de recarga natural y artificial, reducir las pérdidas por fugas y propiciar el ahorro por cambio tarifario.

4. Tratamiento de aguas residuales para la Ciudad de México

El tren de tratamiento convencional de aguas residuales consiste de:

El tratamiento preliminar para separar mediante una sedimentación rápida a los sólidos de alta densidad o tamaño de naturaleza inorgánica. Le sigue el tratamiento primario para separar por sedimentación lenta a los sólidos suspendidos de naturaleza coloidal orgánica. Pueden representar hasta 40 % de la DQO y deben ser tratados para disminuir su masa antes de disponer de ellos. En el tratamiento secundario generalmente es una oxidación biológica generalmente de baja tasa. En el tratamiento terciario se considera la eliminación de nutrientes y de sólidos suspendidos finos. Un proceso de este tipo sería imposible para tratar el caudal de 10 m³/s que se requiere debido a los largos tiempos de residencia.

Un tren de tratamiento avanzado de aguas residuales incorpora el tratamiento anaerobio dentro del biológico reemplazando el sedimentador primario y el tratamiento de los lodos primarios. La biotecnología de los ciclos de nitrógeno y fósforo en esta etapa también sustituye parcialmente al tratamiento terciario.

En el centro de un proceso avanzado de tratamiento de aguas residuales eficiente y sustentable se encuentra la digestión anaerobia que es la degradación de la materia orgánica mediante una asociación microbiana que sigue una cadena trófica hasta llegar a metano y bióxido de carbono.

La digestión anaerobia consiste en una serie de reacciones que degradan la materia orgánica hasta metano y dióxido de carbono como productos finales. Básicamente, el proceso se puede dividir en tres pasos de acuerdo al modelo propuesto por McInerney y Bryant (1981). Las complejas relaciones intermicrobianas que la llevan a cabo se esquematizan en la figura 3.

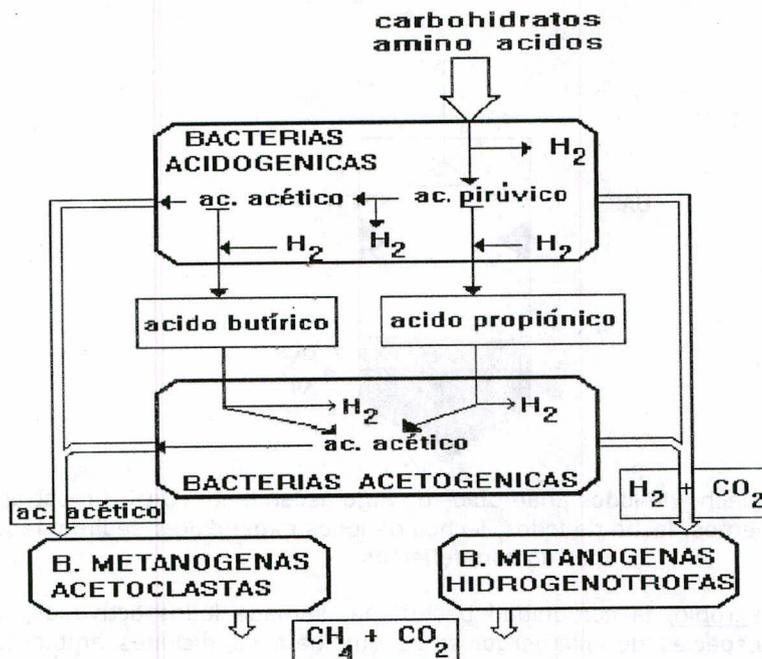
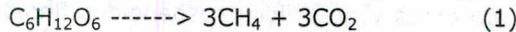


Figura 3 Esquema de la digestión anaerobia Mosey (1983) mostrando los grupos bacterianos que intervienen y los productos intermedios y finales.

En la primera etapa, llamada de acidogénesis, los polímeros y otras sustancias complejas son hidrolizadas y fermentadas para dar compuestos químicos simples como el acetato que es el principal precursor del metano, otros ácidos orgánicos (propiónico, butírico, láctico, valérico, etc.), etanol e H₂. En la segunda etapa, con las reacciones de acetogénesis, los ácidos grasos son transformados en ácido acético e H₂. En la tercera etapa, se lleva a cabo la metanogénesis mediante dos tipos de reacciones; la acetoclasta que consiste en la descarboxilación del ácido acético y la hidrogenotrofa que consiste en la reducción del CO₂ con H₂. La reacción global es:



Estas reacciones se llevan a cabo en el reactor de lecho de lodos anaerobios de flujo ascendente (UASB por sus iniciales en inglés), desarrollado por Lettinga y Hulshoff Pol. (1991). El reactor UASB se puede dividir en tres compartimentos (figura 4): un lecho espeso de lodos, un lecho expandido y un sedimentador interno. Los dos primeros son reactores de flujo mezclado con respecto a la fase líquida y el sedimentador es de flujo pistón. El volumen de los tres compartimentos no es constante debido al crecimiento, acumulación y purga de la biomasa. Por el hecho de no tener que suministrar aire se elimina la necesidad de agitación brusca, por lo que la biomasa, formando agregados, en forma floculenta o en forma granular, está depositada en el fondo del reactor. La alimentación es distribuida en toda la base del reactor para promover el mezclado. La materia orgánica se adhiere a los lodos y se degrada en el primer compartimiento del reactor. En el segundo, se da la separación de las partículas que regresan al lecho de lodos. En el último compartimiento, se da la separación del gas promovida por deflectores.

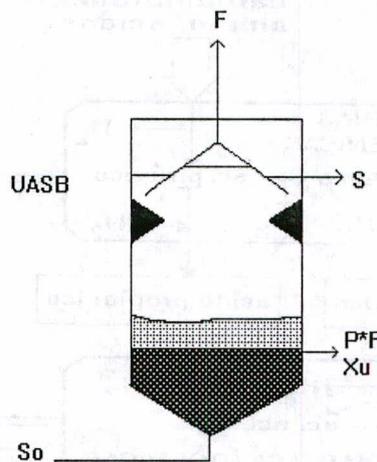


Figura 4. Reactor de lecho de lodos anaerobios de flujo ascendente (UASB) mostrando los tres compartimentos, lecho de lodos, lechos de lodos expandido y sedimentador interno con deflector.

En el reactor aerobio, la comunidad bacteriana, llamada lodos activados, está formada de varias especies de microorganismos que bajo condiciones ambientales apropiadas transforman la materia orgánica, previa adsorción a la superficie del conglomerado, en microorganismos y CO₂ usando oxígeno disuelto como la fuente de energía. Este proceso se puede llevar a cabo en reactores que retienen la biomasa formando biopelículas (figura 5). Existe una fuerte interacción entre las distintas fuentes de carbono y nitrógeno, la compleja dinámica microbiana y la concentración de oxígeno disuelto.

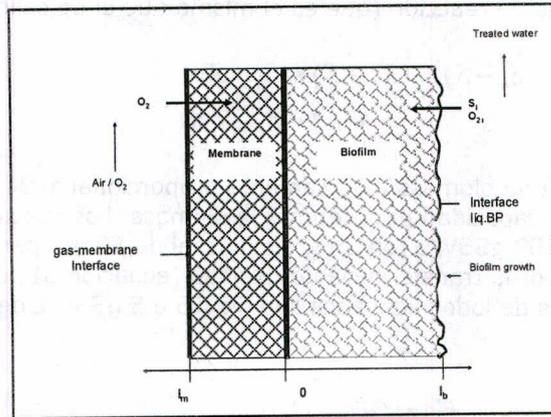
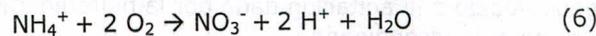
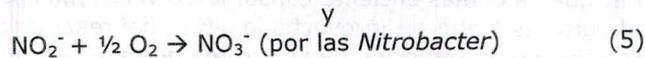
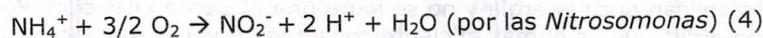
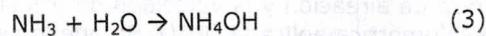
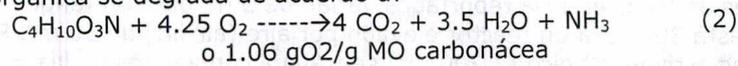


Figura 5. Reactor aerobio de membrana.

La materia orgánica se degrada de acuerdo a:



Por lo que se necesita una relación de 1.63 gO₂/g materia orgánica para nitrificar.

En México se han desarrollado reactores anaerobios (Monroy *et al.*, 2000) que permiten que la materia orgánica contenida en las aguas residuales pueda ser transformada con tiempos de residencia cortos y, si se aprovecha el biogás generado, con la energía suficiente para cubrir los costos de energía de las operaciones subsiguientes.

El reto en este caso es construir reactores altamente eficientes y que ocupen poco espacio en la densamente poblada ciudad de México.

Cinética de las reacciones biológicas.

Revisando los conceptos cinéticos que prevalecen en un reactor biológico tenemos que la ecuación de Monod es aceptable para caracterizar este tipo de reacciones que se llevan a cabo entre la biomasa y los sustratos contenidos en el agua residual.

$$r_s = kX = k_{\max} \frac{S}{K_s + S} X \quad (1)$$

El balance de masa en un reactor de flujo en tanque agitado (CSTR) operando en estado estacionario nos dice que el tiempo de residencia hidráulico (θ_M) depende de la concentración de biomasa (X), de los parámetros microbiológicos; de afinidad por el

sustrato (K_s') y del coeficiente metabólico (k'_{max}) y de la diferencia de concentraciones entre la entrada y el medio de reacción (que es el mismo que el de salida).

$$\theta_M \approx \frac{(S_0 - S)}{r_s} = \frac{(K_s + S) * (S_0 - S)}{k_{max} * S * X} \quad (2)$$

a) Siendo la concentración de biomasa inversamente proporcional al θ_M , es necesario diseñar reactores con alta capacidad para retener la biomasa. Los reactores anaerobios pueden tener entre 30 y 100 gSSV/L con un valor normal de 50 g/L pero los reactores aerobios están limitados por la transferencia de oxígeno (ecuación 3) por lo que los valores típicos en sistemas de lodos activados son de 1.5 a 5 gSSV/L dependiendo de si se usa aire u oxígeno.

$$X = \frac{k_1 a * (OD^e - OD)}{q_{O_2}} \quad (3)$$

Los coeficientes de transferencia reportados varían de 3 h^{-1} para un tanque de 44 m^3 con oxígeno hasta 300 para un reactor elevado por aire (air-lift) de 50 m^3 . Para un tanque de lodos activados típico ($3,200 \text{ m}^3$) se trabaja con valores de $k_1 a = 15 \text{ h}^{-1}$. La figura 6 muestra la eficiencia de aireación y la velocidad de transferencia de oxígeno en función de la potencia volumétrica aplicada (P/V). Se puede ver que los sistemas convencionales aplican poca energía y no se logra una eficiente aireación. Por otro lado, el sistema airlift que es el más eficiente consume 18 veces mas potencia que uno de turbina sumergida gracias a que se aprovecha la altura del reactor ($> 10 \text{ m}$) para proporcionar un largo tiempo de retención de la burbuja que a su vez mejora la transferencia de oxígeno debido a la agitación dada por la hidrodinámica generada por la expansión de la burbuja al ir ascendiendo.

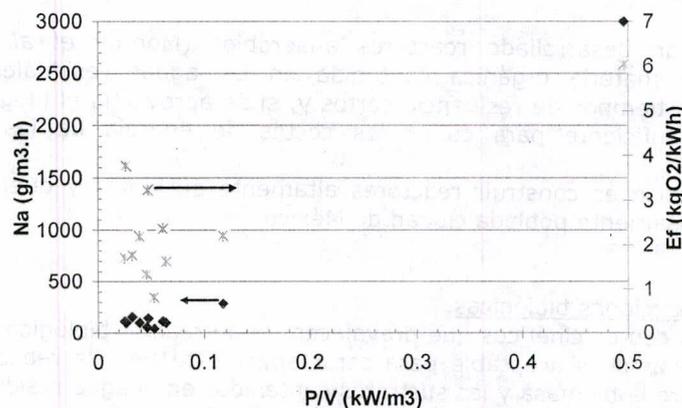


Figura 6 Eficiencia y tasa de oxigenación en función de la potencia aplicada.

b) Los valores de los parámetros cinéticos para los distintos grupos microbiológicos muestran que la actividad microbiana es parecida en ambos tipos de microorganismos (cuadro 1). El impacto de K_s depende del valor de S ; con bajas concentraciones de salida ($S = 0.02 \text{ g/L}$) afecta el θ_M , con altas concentraciones ($S > 0.2 \text{ g/L}$) lo afecta poco.

Cuadro 1 Valores de los parámetros de Monod en distintos conglomerados (Perry y Green 1999: 25-42)

Tipo de conglomerado	k_{max} (gDQO/gSSV.d)	K_s (g/L)	q_{O_2} (gO ₂ /gSSV.d)
Anaerobio	6.7	0.2	-
Aerobio	5 - 10	0.05 - 0.1	1

Aprovechando el hecho de que, en relación con reactor aerobio, un reactor anaerobio puede retener de 6 a 10 veces mas biomasa y su K_s es 4 veces mayor puede tratar efluentes mas concentrados a tasas más altas pero entregando efluentes con concentraciones no mas bajas que $0.5K_s$ para no castigarlo con una actividad microbiana muy reducida. $(6.7 * 30 * 120 / (200 + 120)) > 10 * 5 * 20 / (50 + 20)$. En el reactor aerobio se aprovecha la baja K_s de sus microorganismos para entregar efluentes por debajo de este valor (20 mg DQO/L) a solamente un 28% de su velocidad máxima pero ahora consumiendo una menor cantidad de energía para disolver el oxígeno necesario para la degradación.

5. Tratamiento avanzado de aguas residuales para la ciudad de México

Tomando la caracterización fisicoquímica del agua residual de la Cd. de México que tiene 300 mg/L de DQO_s y 180 mg/l de DQO suspendida (Monroy *et al.*, 1997) se hace el balance de materia y energía del proceso integrado anaerobio-aerobio para una planta de 2 m³/s. Por la relativa alta concentración de sólidos suspendidos que contiene (300 mgSS/L) en comparación de la DQO soluble (300 mgDQO/L) y las bajas temperaturas que se pueden tener en invierno (12 a 20°C) es necesario tomar en cuenta la acumulación e hidrólisis de los sólidos suspendidos (SS) con un mayor volumen en el lecho de lodos del reactor, que opera para los sólidos como un flujo pistón.

$$\theta_{SS} = \int_{SS_0}^{SS} \frac{dSS}{r_{SS}} \quad (4)$$

$$r_{SS} = k_h SS \quad (5)$$

Pavlostatis y Giraldo-Gómez reportan la $k_h = 0.077 \text{ d}^{-1}$ a 25°C y 0.2 d^{-1} a 35°C. Esperando hidrolizar la mitad de los sólidos resulta un reactor de sedimentación hidrólisis con 9 días de retención de sólidos y con 2 horas de residencia hidráulica. El reactor metanogénico, que es una variante del UASB, pues trabaja a velocidades ascensionales que le permiten exponer el lecho de lodos, llevará una carga adicional de sólidos orgánicos solubles producto de la hidrólisis en el primer reactor. Su tiempo de residencia es de 2.5 hr para eliminar el 65% de la materias orgánica. El reactor aerobio debe contener una alta cantidad de biomasa equivalente a 2 g/L y una alta transferencia de oxígeno (5 kg/m³.d) de manera que le permita penetrar la biopelícula y eliminar la materia orgánica en un tiempo de residencia muy corto. La figura 6 muestra como el sistema de oxigenación por el interior de la membrana y aireación por el liquido da la mayor velocidad de degradación de sustrato (González-Brambila *et al.* 2006).

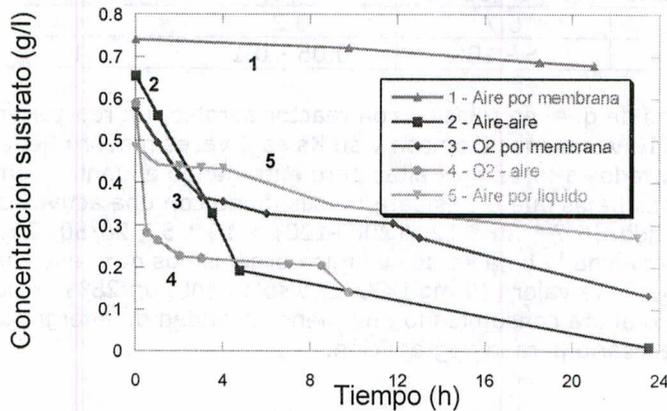


Figura 6 Efecto del tipo de aireación en el reactor de membrana

A este tratamiento se le debe añadir el tratamiento avanzado (clarificación química, adsorción CAG, procesos membrana, osmosis reversa (RO), desorción con aire, ultrafiltración, intercambio iónico) que entregará el agua con calidad potable para ser inyectada al acuífero.

El costo de inversión necesario para cada planta con capacidad de 2 m³/s es de \$ MN 800,000,000 con un costo de operación de \$ 4/m³ tratado (figuras 7 y 8).

Los resultados experimentales y los costos permiten seguir investigando y el siguiente paso será una planta piloto de 1 L/s para obtener los parámetros de escalamiento, modelar para el control automático del proceso.

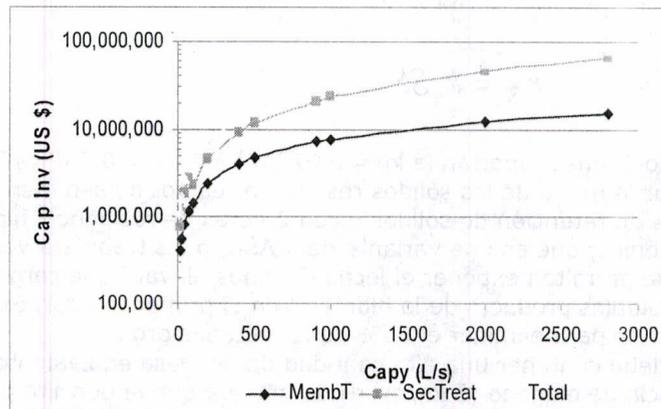


Figura 7 Costos estimados de inversión de plantas de tratamiento secundario con tratamiento avanzado para inyección al acuífero

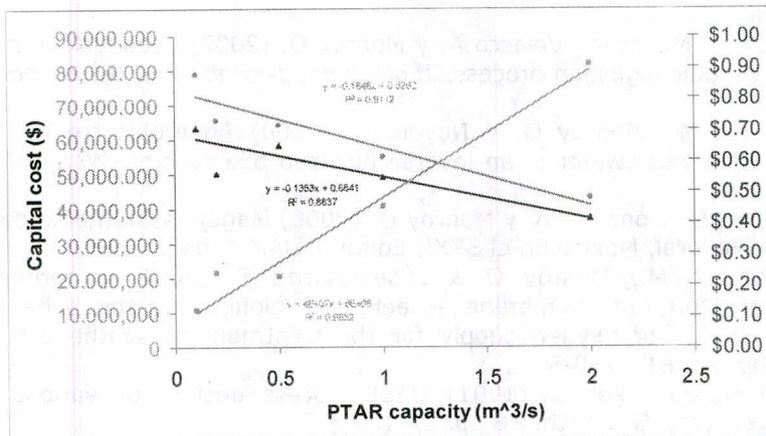


Figura 8 Costos estimados de inversión y operación de plantas de tratamiento secundario con tratamiento de filtración por ósmosis inversa para inyección al acuífero

6. Conclusiones

Es momento de cambiar el paradigma en el manejo del agua en el Valle de México. O seguimos trayendo agua de otras cuencas para usarla y desecharla a un costo de bombeo de 5.4 kWh/m³ (falta añadir depreciación de la inversión mas mano de obra y mantenimiento) o nos preocupamos por nuestro suelo que se hunde cada vez mas por el continuo incremento en el déficit del acuífero. Tomando el costo de bombeo de \$ MN 1/ Kwh. Tendremos que es equivalente traer del estado de México 10 m³/seg mas que tratar esa misma cantidad de agua e infiltrarla.

Es necesario considerar que el agua residual que se envía al Valle del Mezquital ha sido de gran beneficio para esa región, y para el país, aún cuando el sistema de riego es ineficiente. Sin embargo, puede ser mejor si se les ofrece agua de mejor calidad para poder irrigar con tecnologías mas eficientes y obtener cultivos de mayor precio de venta. Entonces, a cambio de disminuir el caudal que se envía, se puede entregar agua de mejor calidad que permita el riego por aspersión o por goteo. Esto implica tratar un caudal de 14 m³/s en reactores anaerobios hasta calidad secundaria (libre de sólidos pero con nutrientes).

7. Bibliografía

- Alvarez Ramirez J., Meraz M., Velasco A. y Monroy O. (2002) Feedback control design for an anaerobic digestion process, *J. of Chem. Technol. and Biotechnol.* 77:725-734
- Castilla P., Meraz M., Monroy O. y Noyola A. (2000) Anaerobic treatment of low concentration wastewater in an inverse fluidized bed reactor. *Wat. Sci. Technol.* 41(4/5):1-8
- Galván A., Gómez E., González A. y Monroy O. (2006) Manejo sustentable del agua en el Distrito Federal, México En el SXXI, Editorial UAM-I, pp
- González -Brambila M., Monroy O & López-Isunza F. (2006) Experimental and theoretical study of membrane - aereated biofilm reactor behavior under different modes of oxygen supply for the treatment of synthetic wastewater *Chem. Eng. Sc.* 61:5268-5281
- Lettinga G, & Hulshoff Pol LW,(1991) UASB-Process design for various types of wastewater, *Wat. Sci. Tech.* N8 pp. 87-107.
- McInerney, M.J. & Bryant, M.P. (1981), Basic principles of bioconversions in anaerobic digestion and methanogenesis. In: S. S. Sofer and O. R. Zabrosky (eds). Biomass conversion process for energy and fuels. Plenum Publishing Corporation, pp. 277-296.
- Monroy O., Vázquez F., Derramadero J.C. y Guyot J.P. (1995). "Anaerobic-aerobic treatment of cheese wastewater with national technology in Mexico: The case of El Sauz", *Wat. Sci. Technol.*, 32,12:149-156
- Monroy O., Alvarez-R. José, Cuervo F., Femat R.(1996) An adaptive strategy to control anaerobic digesters for wastewater treatment, *Ind. Eng. Chem. Res.*35, 3442-344
- Monroy O., Cervantes F., Viniegra G., Castilla P., Meraz M.(1997). Biotecnologías para el tratamiento de las aguas residuales de la Ciudad de México, *Memorias Técnicas del XI Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales Tomo I* pp. 347-356
- Monroy O., Famá G., Meraz M., Montoya L. y Macarie H.(2000) Anaerobic digestion in Mexico: State of the technology, *Water Research* 34, 6:1803-1816
- Mosey F. (1983). Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanism for the formation of short chain volatile acids from glucose. *Wat. Sci and Tech.*, 15 (8/9): 209-232
- Pavlostatis S.G. y Giraldo-Gómez E. (1991) Kinetics of anaerobic treatment, *Wat. Sci Technol.* 24, 8:35-59
- Perry R.H. & Green D.W. (1999) Perry's Chemical Engineering Handbook, Mac Graw Hill

8. Agradecimientos

A mis compañeras de Laboratorio de Microbiología Ambiental y Tratamiento de Aguas Residuales, Dras. Florina Ramirez, Mónica Meraz, Margarita Salazar, a mis alumnos de toda la vida con quienes aprendí este oficio. A mis colegas M en C Antonina Galván, Dr. Eugenio Gómez Y Abelardo González. A Adalberto Noyola y Jean Pierre Guyot con quienes inicié los trabajos en digestión anaerobia hace ya casi 30 años. A Gustavo Viniegra mi amigo, colega y director de tesis de doctorado en digestión anaerobia.

9. CURRICULUM VITAE

Nombre: OSCAR ARMANDO MONROY HERMOSILLO.
MOHO 500502 TX1
Lugar y fecha de nacimiento: México, D.F. el 2 de mayo de 1950.
Dirección: Sillón de Mendoza 40-101
Col. Toriello Guerra, 14050 Tlalpan, D.F.
Nacionalidad: Mexicana

Rector de la Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa (2006-2010)
Profesor Titular C de tiempo completo en el departamento de Biotecnología
Miembro Regular de la Academia Mexicana de Ciencias (1998)
Miembro del Sistema Nacional de Investigadores Nivel II
Socio Numerario de la Sociedad Mexicana de Biotecnología y Bioingeniería desde 1986.
Miembro de la International Water Association en el grupo de trabajo de Digestión Anaerobia.

Educación:

Ingeniero Químico (1969-1973) Facultad de Química, UNAM.
Maestría en Ciencias de Ingeniería Ambiental y Utilización de Recursos (1974-1976),
Universidad de Strathclyde, Escocia, GRAN BRETAÑA.
Doctorado en Biotecnología. UACPyP del CCH. Facultad de Química, UNAM, (1998).

PUBLICACIONES EN LIBROS Y REVISTAS

a) 52 artículos de Investigación (83 citas excluyendo autocitas):

44. Olmos, A., Olguín P., Fajardo C., Razo E. y Monroy O. (2004) Characterisation of spent caustics and sour condensates in Mexican refineries. *Energy and Fuels* 18:302-304
45. Chia-Lung Chen, Hervé Macarie, Ignacio Ramirez, Alejandro Olmos, Say Leong Ong, Oscar Monroy, Wen-Tso Liu (2004) Microbial Community structure in a Thermophilic terephthalate-degrading anaerobic hybrid reactor *Microbiology* 150:3429-3440
46. Celis-García M.L.B., Ramírez V.F., Revah S., Razo-Flores E. y Monroy O. (2004). Sulphide and oxygen inhibition over the anaerobic digestion of organic matter: influence of biofilm type. *Environmental Technology*, 25(11): 1265-1276.
47. S. Thierry, H. Macarie, T. Iizuka, W. Geißdörfer, E. A. Assih, M. Spanevello, F. Verhe, P. Thomas, R. Fudou, O. Monroy, M. Labat and Aboubakar S. Ouattara (2004) *Pseudoxanthomonas mexicana* sp. nov., and *Pseudoxanthomonas kawasaki* sp. nov., two novel *Xanthomonas*-like bacteria isolated from diverse environments, *International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology* 54, 6: 2245 - 2255
48. Almendariz-Tapia FJ, Meraz M, Olmos A y Monroy O (2005) Phenolic refinery wastewater biodegradation by an expanded granular sludge bed (EGSB) reactor, *Water Science and Technol*, 52, 1-2: 391-396
49. Castilla P., Leyva A., García U., Monroy O. y Meraz M. (2005) Treatment of low concentration industrial chemicals mixture in an UASB reactor, *Water Science and Technol*, 52, 1-2: 385-390
50. Gonzalez-Brambila M., Monroy O. & López-Isunza F. (2006) Experimental and theoretical study of membrane-attached biofilm reactor behavior under different modes of oxygen supply for the treatment of synthetic wastewater, *Chemical Engineering Science*, 61:5268-5281

51. van Haandel AC, Monroy O, Celis B, Rustrian E, Cervantes FJ (2006) Principles of process design for industrial wastewater treatment systems en *Advanced Biological Treatment Processes for Industrial Wastewaters* Ed. Cervantes FJ, Pavlostathis SG, van Haandel AC IWA Publishing, London, UK ISBN:1843391147, pp. 47-140
 52. Lourdes B. Celis-García, E. Razo-Flores, O. Monroy (2006), Performance of a down-flow fluidized bed reactor under sulfate reduction conditions using volatile fatty acids as electron donors. *Biotechnol & Bioeng* 97.4: 771-779
- 63 publicaciones de memorias completas en congresos, nueve publicaciones de difusión.

FORMACION DE RECURSOS HUMANOS.

Director de seis tesis de licenciatura y de 37 alumnos en proyectos de investigación para obtener su título de licenciaturas en Biología Experimental e Ingenierías de los Alimentos y Bioquímica Industrial. Director de cuatro tesis de especialidad, dieciocho de maestría y tres de doctorado.

PATENTES

Noyola A, Monroy O, Moreno G, Guyot J.P., Tecnología relativa al proceso de producción de lodos inóculos para reactores UASB, patente mexicana en trámite, Registro SECOFI No. 23864, 21 de diciembre de 1990.

Suyén Rodríguez Pérez, Catalina Bermúdez Savón y Oscar Armando Monroy Hermosillo Certificado de Autor de Invención por el "Procedimiento para la degradación de tiocianato por vía anaerobia empleando vinaza como sustrato". Presentada en la Oficina Cubana de la Propiedad Industrial el 23 de octubre de 2003.

COMPILADOR DE PUBLICACIONES (6)

- Monroy O. Compilador del libro Apuntes del IV Curso Internacional de Microbiología Industrial. Homenaje a Jean Louis García. ISBN 970-654-985-4, 2002
- Noyola A. y Monroy O. Editores del número 48, 6 del 2003 de Water Science and Technology "Anaerobic Digestion for Organic Waste Management", ISSN 0273-1223.

CURSOS IMPARTIDOS

Nivel licenciatura; Análisis vectorial, Balance de Materia y Energía, Microbiología Industrial, Tecnología de Fermentaciones, Química General, Evaluación de Proyectos, Diseño de Biorreactores, Ecuaciones Diferenciales, Ingeniería de Procesos.

EXPERIENCIA PROFESIONAL

- Profesor Ayudante de la Facultad de Química y Ayudante Investigador, Instituto de Geofísica de la UNAM, 1973-1974.
- Profesor Asociado (1976 a 1988) y Titular (1989 a la fecha) en el Departamento de Biotecnología, UAM-I, .
- Jefe del Departamento de Alimentos de los Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial (LANFI) de abril de 1983 a marzo de 1984 (durante año sabático).
- Jefe Departamento de Biotecnología de la UAM Iztapalapa desde 1984 hasta 1988.
- Investigador Invitado. Biotechnology Dept, Cranfield Inst. of Technol. Inglaterra, 1990.
- Coordinador del Posgrado en Biotecnología UAM-I, de 1992 a 1994 y de 2000 a 2004
- Dos estancias de tres meses en el Instituto Francés de Investigación en Cooperación (IRD) en Montpellier, Francia como Director de Investigación, 1996 y 1997.
- Miembro del comité Internacional del programa de Waste Decision 98, International Conference on Engineering of Decision Support Systems in Bio-Industries.
- Director de la División de Ciencia Biológicas y de la Salud, UAM 2004-2006

Balance de Bernoulli para el flujo de agua de Cutzamala a
 México
 Oscar Monroy Hermosillo
 Departamento de Biotecnología
 Universidad Autónoma Metropolitana

Encontrar la potencia de la bomba para los siguientes parámetros: alimentando directamente con bomba

$v3 := 1.75 \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$... velocidad segura en tubería 1.75 m/s

$F := 10 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$... caudal máximo

$S3 := \frac{F}{v3}$... area seccional de tubería

$D1 := \sqrt{\frac{(4 \cdot S3)}{\pi}}$... diámetro de tubería
 $D1 = 2.697 \text{ m}$
 $D1 = 106.195 \text{ in}$

$D := D1$

$v2 := \frac{F \cdot 4}{\pi \cdot D^2}$ $v2 = 1.75 \text{ m s}^{-1}$

$z := 1000 \cdot \text{m}$... altura a que se enviará el agua

$L := 100 \cdot \text{km}$... longitud de la tubería

$\rho := 1050 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$... densidad del agua

$\epsilon := 0.002 \cdot D$... rugosidad de la tubería

$\mu := 0.01 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{cm} \cdot \text{s}}$... viscosidad

$\eta := 0.6$... eficiencia del sistema bomba-motor

$$p1 := \rho \cdot 1.0 \cdot m \cdot g + 1 \cdot \text{atm}$$

$$p1 = 1.116 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$p2 := 1 \cdot \text{atm}$$

$$p2 = 1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$v1 := 0 \cdot \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v1 = 0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{Re} := D \cdot v2 \cdot \frac{\rho}{\mu}$$

$$\text{Re} = 4.956 \times 10^6$$

... factor de fricción $f = f(\text{Re}, e/D)$

si $\text{Re} < 2100$

$$f1 := \frac{64}{\text{Re}}$$

si $10 \exp 8 > \text{Re} > 5000$

$$f := \frac{1.325}{\left[\ln \left[\left(\frac{\epsilon}{3.7 \cdot D} \right) + \frac{5.74}{\text{Re}^{0.9}} \right] \right]^2}$$

$$f = 0.023$$

n codos de 90 + m válvula check, x Y, y exp, z red

$$\text{LD} := 150 + 10 \cdot 145 + 60 + 5 \cdot 60 + 5 \cdot 60$$

... longitud equivalente acc.

$$\text{Le} := \text{LD} \cdot D$$

$$\text{Le} = 6095.993 \text{ m}$$

$$\text{Lt} := L + \text{Le}$$

... longitud equiv. total

$$\text{Lt} = 1.061 \times 10^5 \text{ m}$$

$$F1 := \frac{f \cdot v2^2 \cdot \text{Lt}}{2 \cdot D}$$

... pérdidas por fricción

$$F1 = 144.122 \text{ Kgf} \cdot \text{m} \cdot \text{Kg}^{-1}$$

$$Wf := \frac{v2^2 - v1^2}{2} + z \cdot g + \frac{p2 - p1}{\rho} + F1$$

$$Wf = 1143.278 \text{ Kgf} \cdot \text{m} \cdot \text{Kg}^{-1}$$

$$P := Wf \cdot F \cdot \frac{\rho}{\eta}$$

$$Wf = 11215.562 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-2}$$

$$P = 2.636 \times 10^5 \text{ HP}$$

$$\text{Et} := P \cdot 1 \cdot \text{yr}$$

$$\text{Et} = 1.72 \times 10^9 \text{ kW} \cdot \text{hr}$$

DISEÑO DEL PROCESO ANAEROBIO-AEROBIO DE LA Cd de México

De acuerdo a las estimaciones de calidad y cantidad de agua consumida, se toman como base las siguientes cantidades:

$$DQO_o := 300 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \quad DBO_o := 250 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$F := 2000 \cdot \text{L} \cdot \text{s}^{-1} \quad F = 1.728 \times 10^5 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$$

$$\frac{DBO_o}{DQO_o} = 0.833$$

Concentración máxima DQO entrada
" " " " salida

Concentración máxima DBO entrada
" " " " salida

Conc. aprox de sólidos suspendidos

Conc. aprox de Nitrógeno Kjeldal

Temperatura del agua oC

Sustancias activas al azul de metileno SAAM

$$S_o := DQO_o$$

$$S := 50 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$B_o := DBO_o$$

$$B := 50 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$SS_o := 300 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$NK_o := 35 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$NK := 5 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$T := 18$$

$$SAAM := 300 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

REACTOR DE HIDROLISIS Y SEDIMENTACIÓN.

$$\epsilon_{SS} := 0.8$$

$$SS_1 := (1 - \epsilon_{SS}) \cdot SS_o \quad SS_1 = 0.06 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$S_1 := S_o + 0.5 \cdot SS_o \cdot 1.2 \quad S_1 = 0.48 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

la concentración de sólidos en el lecho

velocidad de hidrólisis . . .

$$SS_L := 60 \cdot \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$k_h := 0.077 \cdot \text{d}^{-1}$$

$$r_{ss} := k_h \cdot SS_L$$

tiempo de retención de solidos para lograr hidrólisis

$$\theta_{ss} := \int_{SS_L}^{SS1} \frac{1}{-r_{ss}} dSS$$

$$\theta_{ss} = 12.974 \text{ d}$$

$$V_{ls} := \frac{(F \cdot SS1 \cdot \theta_{ss})}{SS_L}$$

$$V_{ls} = 2.242 \times 10^3 \text{ m}^3$$

volumen de la lecho de lodos

TRH del sedimentador = 2 hr

$$V_s := 2 \cdot \text{hr} \cdot F$$

volumen de sedimentador+hidrolisis

$$V_{sh} := V_s + V_{ls}$$

$$V_{sh} = 1.664 \times 10^4 \text{ m}^3$$

TRH en sedimentador-reactor hidrólisis . . .

$$\theta_{sh} := \frac{V_{sh}}{F}$$

$$\theta_{sh} = 2.311 \text{ hr}$$

velocidad ascensional en el sed-hidro . . .

$$v_{sh} := 1.6 \cdot \text{m} \cdot \text{hr}^{-1}$$

$$A_{ss} := \frac{F}{v_{sh}}$$

$$A_{ss} = 4.5 \times 10^3 \text{ m}^2$$

$$\sqrt{A_{ss}} = 67.082 \text{ m}$$

$$H_{ss} := \frac{V_{sh}}{A_{ss}}$$

$$H_{ss} = 3.698 \text{ m}$$

REACTOR ANAEROBIO EGSB

Dimensiones de los módulos del reactor

$$CO := S1 \cdot F$$

$$CO = 8.294 \times 10^4 \text{ kg d}^{-1}$$

$$CO_d := 4.5 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

De acuerdo al promedio de temperaturas de agua reportadas 19 C, la carga orgánica de diseño recomendada para dar eficiencias de remoción de DQO y SST.

$$\varepsilon_{dco} := 0.65$$

$$\varepsilon_{dbo} := 0.90$$

$$V_{an} := \frac{CO}{COd}$$

$$V_{an} = 1.843 \times 10^4 \text{ m}^3 \quad H_{an} := 10\text{-m}$$

$$TRH := \frac{V_{an}}{F}$$

$$TRH = 2.56 \text{ hr}$$

$$A_{an} := \frac{V_{an}}{H_{an}}$$

$$A_{an} = 1.843 \times 10^3 \text{ m}^2$$

$$nb := \frac{A_{an}}{3 \cdot \text{m}^2}$$

$$nb = 614.4$$

$$L_{an} := 10\text{-m}$$

$$W_{an} := \frac{A_{an}}{L_{an}}$$

$$W_{an} = 184.32 \text{ m}$$

$$\alpha := 0$$

$$v_{san} := \frac{F \cdot (1 + \alpha)}{A_{an}}$$

$$v_{san} = 3.906 \text{ m hr}^{-1}$$

Dado que se cuenta con 1646 m² de area y una COd de 3.5 kg/m³.d, se recomienda instalar 1 boquilla de alimentación cada 3 metros cuadrados.

$$GG := 0.34 \cdot \frac{\text{m}^3 \text{ CH}_4}{\text{kg DQO}}$$

Producción de gas metano

$$G := GG \cdot (CO \cdot \varepsilon_{dco})$$

$$G = 1.833 \times 10^4 \frac{\text{m}^3 \text{ CH}_4}{\text{d}}$$

$$Hc := 8000 \cdot \text{kcal} \cdot \text{m}^{-3}$$

Valor calorifico del Biogas

$$Q := Hc \cdot G$$

$$Q = 1.466 \times 10^8 \text{ kcal} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$Hc = 9.304 \text{ kW} \cdot \text{hr} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$Q = 7.106 \times 10^3 \text{ kW}$$

Cantidad de lodos producidos

$$LL := 0.04 \cdot \frac{\text{kg lodos secos}}{\text{kg DQO removido}}$$

$$13265 \text{ kcal/g}$$

$$Pla := (CO \cdot \varepsilon_{dco}) \cdot LL$$

$$Pla = 2.157 \times 10^3 \frac{\text{kg lodos secos}}{\text{d}}$$

A una concentración de 20 kg SS/m³ en el lecho de lodos (SSL))

$$\text{SSL} := 20 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad P_{\text{la}} := \frac{P_{\text{la}}}{\text{SSL}} \quad P_{\text{la}} = 107.827 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$$
$$P_{\text{la}} = 1.248 \text{ s}^{-1} \text{ L}$$

Concentraciones de salida

$$S_2 := S_1 \cdot (1 - \epsilon_{\text{dco}}) \quad S_2 = 168 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$SS_2 := SS_1 \cdot (1 - \epsilon_{\text{ss}}) \quad SS_2 = 12 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

REFERENCIA: Lettinga G, Hulshoff Pol LW, (1991) UASB-Process design for various types of wastewater", Wat. Sci. Tech. N8 pp. 87-107.

REACTOR AEROBIO

$$\mu_{\text{m}} := 1 \cdot \text{d}^{-1} \quad K_{\text{s}} := 100 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \quad K_{\text{d}} := 0.05 \cdot \text{d}^{-1} \quad q_{\text{O}_2} := 1 \cdot \text{d}^{-1}$$

$$F/M \cdot (S_2 \cdot F/X \cdot V) \quad FM := 0.4 \cdot \text{d}^{-1}$$

Rendimiento celular

$$Y := 0.6 \cdot \frac{\text{mg}}{\text{mg}}$$

Tasa de eliminación de materia orgánica

$$F = 2 \times 10^3 \text{ L} \cdot \text{s}^{-1}$$

Gasto medio

Gasto de diseño

$$F_{\text{d}} := 1.2 \cdot F$$

Densidad del aire

$$\rho_{\text{g}} := \left(\frac{28}{22.4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{L}} \right) \cdot \frac{585}{760} \cdot \frac{273}{273 + 20}$$

$$\rho_{\text{g}} = 0.896 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

densidad del agua

$$\rho := 1000 \cdot \text{gm} \cdot \text{L}^{-1}$$

viscosidad del aire

$$\mu_{\text{g}} := 0.0002 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{cm} \cdot \text{s}}$$

Viscosidad del agua

$$\mu := 0.01 \frac{\text{gm}}{\text{cm}\cdot\text{s}}$$

Tensión superficial del agua

$$\sigma := 72 \cdot \text{gm}\cdot\text{s}^{-2}$$

Difusividad del O2 en agua

$$D_{O2} := 5 \cdot 10^{-6} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$S_2 = 168 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$$

$$S = 50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$$

Tiempo de residencia de lodos (TRS)

$$\text{TRS} := \left(\mu_{\text{m}} \cdot \frac{S}{K_s + S} \right)^{-1}$$

$$\text{TRS} = 3 \text{ d}$$

$$\theta_{\text{ae}} := 2 \cdot \text{hr}$$

$$X := \text{TRS} \cdot Y \cdot \frac{S_2 - S}{\theta_{\text{ae}} \cdot (1 + K_d \cdot \text{TRS})}$$

$$X = 2.216 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$$

$$V_{\text{ae}} := \theta_{\text{ae}} \cdot F$$

$$V_{\text{ae}} = 1.44 \times 10^4 \text{ m}^3$$

$$H_{\text{ae}} := 8 \cdot \text{m}$$

$$A_{\text{ae}} := \frac{V_{\text{ae}}}{H_{\text{ae}}}$$

$$A_{\text{ae}} = 1.8 \times 10^3 \text{ m}^2$$

$$v_{s_{\text{ae}}} := \frac{F}{A_{\text{ae}}}$$

$$v_{s_{\text{ae}}} = 4 \text{ m}\cdot\text{hr}^{-1}$$

REVISANDO F/M

$$\text{FMr} := \frac{(F \cdot S_2)}{V_{\text{ae}} \cdot X}$$

$$\text{FMr} = 0.91 \text{ d}^{-1}$$

que es muy cargado

$$B_v := \frac{S_2}{\theta_{\text{ae}}}$$

$$B_v = 2.016 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$V_t := V_{\text{sh}} + V_{\text{an}} + V_{\text{ae}}$$

$$V_t = 4.947 \times 10^4 \text{ m}^3$$

La producción de lodos

$$Y_{\text{obs}} := \frac{Y}{\text{---}}$$

$$1 + K_d \cdot TRS$$

$$Plc := Y_{obs} \cdot F \cdot (S_1 - S)$$

$$P_{lc} := \frac{Plc}{3 \cdot X}$$

$$Plt := Pla + Plc$$

$$V_1 := P_{lc} + P_{la}$$

$$Y_{obs} = 0.522$$

$$Plc = 3.877 \times 10^4 \text{ kg} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$P_{lc} = 5.831 \times 10^3 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$$

$$Plt = 4.092 \times 10^4 \text{ kg} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$V_1 = 247.431 \text{ m}^3 \cdot \text{hr}^{-1}$$

$$V_1 = 68.731 \text{ s}^{-1} \text{ L}$$

Para mantener la concentración de oxígeno estable a nivel de 3 ppm será necesario airear el reactor por los dos lados de la membrana. Por el líquido se pasará el 25% del oxígeno necesario y el resto como oxígeno po dentro de la membrana

La cantidad de oxígeno que se necesitaría para oxidar el DBO está dado por:

$$O_{2cn} := F \cdot [1.5 \cdot (S_1 - S) + 4.57 \cdot (NK_o - NK)] - 1.42 \cdot Plc \quad O_{2cn} = 8.01 \times 10^4 \text{ kg} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$Q_{cn} := 0.25 O_{2cn} \cdot \frac{22.4 \cdot \text{m}^3}{32 \cdot \text{kg}} \cdot \frac{273 + T}{273} \cdot \frac{1}{0.8} \cdot \frac{1}{0.21}$$

$$Q_{cn} = 2.181 \times 10^3 \text{ ft}^3 \cdot \text{min}^{-1}$$

$$Na_T := \frac{O_{2cn}}{V_{ae}}$$

$$Na_T = 5.562 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$$

CALCULO DEL FLUJO REQUERIDO DE AIRE

$$OD_\varepsilon := 10 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$OD := 3 \cdot \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$Na := \frac{0.25 O_{2cn}}{V_{ae}}$$

$$Na = 1.391 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$kla := \frac{Na}{(OD_\varepsilon - OD)}$$

$$kla = 8.277 \text{ hr}^{-1}$$