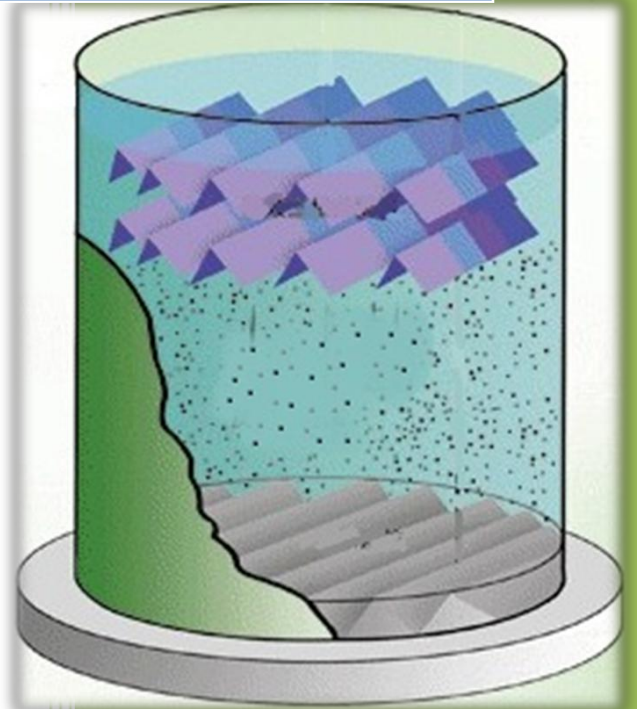




2011

Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (RAFA's o UASB) Antología



M. en. C. Marjorie Márquez Vázquez y
M. en C. Sergio A. Martínez González.
Centro Tecnológico Aragón
Laboratorio de Ingeniería Ambiental

Contenido

Tratamiento Anaerobio.....	4
Desarrollo de la Digestión anaerobia en México.....	6
Ventajas y desventajas del tratamiento Anaerobio.....	8
Aspectos energéticos.....	8
Consideraciones generales de diseño de un proceso de tratamiento anaerobio.....	9
Características del agua residual.....	9
Variaciones de flujo y carga.....	9
Temperatura y concentración orgánica.....	9
Fracción de material orgánico no disuelto.....	10
Alcalinidad del agua residual.....	10
Nutrientes.....	13
Macronutrientes.....	13
Compuestos tóxicos Inorgánicos y orgánicos.....	13
Tiempo de retención de sólidos.....	15
Producción esperada de gas metano.....	15
Eficiencia de tratamiento necesaria.....	16
Producción de sulfuro.....	16
Toxicidad del Amoníaco.....	17
Separación Líquido-Sólido.....	17
Aspectos que influyen en la operación de los procesos anaerobios.....	17
Tipos de Reactores Anaerobios.....	18
Reactores con la biomasa no unida a soporte.....	18
Reactores con la biomasa unida a un soporte.....	19
Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (UASB).....	20
Arranque.....	22
Ventajas de los UASB.....	22
Desventajas.....	23
Mantenimiento.....	23
Consideraciones de diseño para un R.A.F.A.....	24
Características de las Aguas Residuales.....	24
Cargas Orgánicas volumétricas.....	24
Velocidad del flujo ascendente.....	25
Volumen del reactor y dimensiones.....	25
Características físicas.....	25

Recuperación de Gas y separación de sólidos	25
Secuencia de cálculo de un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente, UASB.	26
1) Definición de variables de diseño.....	26
2) Cálculo del volumen del reactor.	26
3) Área del reactor.....	26
4) Altura efectiva del reactor.	26
5) Flujo másico.....	27
6) Carga hidráulica.....	27
7) Velocidad de flujo en la campana.....	27
8) Separador de gas del líquido.....	27
Referencias.....	30

Tratamiento Anaerobio.

La digestión anaerobia es un proceso microbiológico complejo que se realiza en ausencia de oxígeno, donde la materia orgánica se transforma a biomasa y compuestos orgánicos, la mayoría de ellos volátiles. Aunque es un proceso natural, sólo en los últimos veinticinco años ha llegado a ser una tecnología competitiva en comparación con otras alternativas. Esto ha sido posible gracias a la implementación de sistemas que separan el tiempo de retención hidráulico (TRH), del tiempo de retención celular (TRC) los cuales han sido denominados reactores de alta tasa. Durante este proceso también se obtiene un gas combustible (Biogás) y lodos con propiedades adecuadas para ser usados como bioabonos. (Bermúdez,*et. al.*,2011)

El desarrollo de los procesos anaerobios se dio a partir de 1950 cuando recibieron un gran impulso, lo cual aumentó los conocimientos de ellos y cambió sus fundamentos de diseño, que dieron lugar a nuevos sistemas: filtro anaerobio de flujo ascendente (1960), manto de lodo de flujo ascendente o conocidos también como RAFAS en español o UASB en inglés, (1978), reactor de biopelícula inmovilizada (1985), reactor de lecho fluidizado (1985) (Van Der Berg. L.) También se incluyen lagunas anaerobias y procesos anaerobios de separación por membrana.

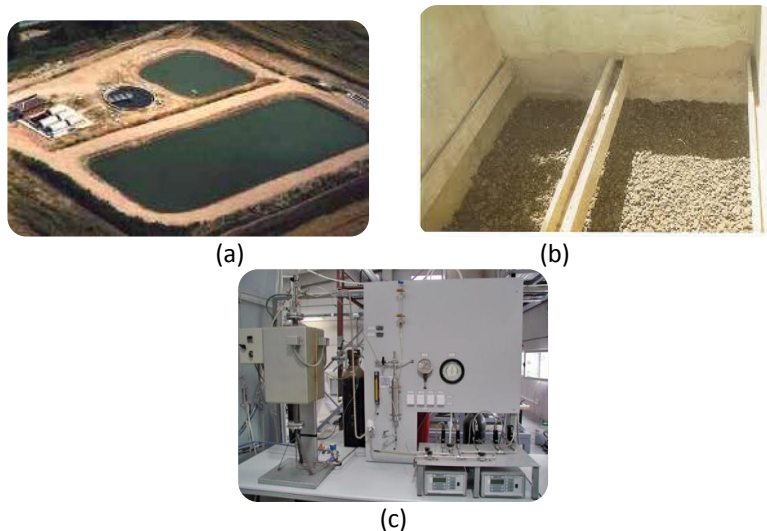


Figura 1. Tratamientos anaerobios. (a) Laguna anaerobia, (b) filtro anaerobio de flujo ascendente, (c) reactor de lecho fijo.

Inicialmente solo se empleaban para el tratamiento de aguas residuales industriales debido a su alto contenido de materia orgánica, pero su uso se ha extendido a las aguas residuales municipales, ya que según Cakir y Stenstrom (2005), existe una concentración entre los 300 a 700 mg/L de Demanda Bioquímica de Oxígeno última carbonácea (DBO_{UC}), en la cual los tratamientos aerobios ya no son tan efectivos y un agua residual doméstica de 300 mg/L ya se considera de carga fuerte. Sin embargo, no pueden emplearse como único medio de tratamiento, deben combinarse con procesos aerobios para alcanzar la calidad requerida para su descarga (Chan, *et. al.*, 2009) (Ver figura 2); algunas opciones de post tratamiento están incluso diferenciadas como post tratamiento primario para remover compuestos orgánicos e inorgánicos y material suspendido, post tratamiento secundario para eliminar coloides y nutrientes y tratamientos de pulimento para eliminar patógenos (Khan, *et. al.*, 2011).

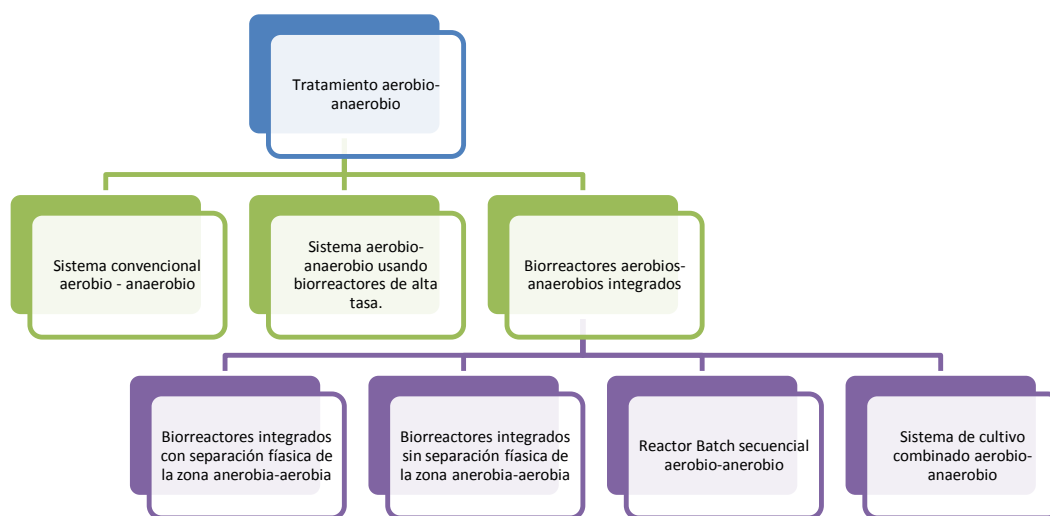


Figura 2. Tipos de sistemas combinados de sistemas aerobios- anaerobios.(Chan, et. al., 2009)

Algunos ejemplos de estos sistemas se indican en la tabla 1 junto con varias de sus características.

Tabla 1.Biorreactores de alta tasa con sistemas anaerobios - aerobios descarga (Chan, et. al., 2009)

Tipo ^a	Tipo de agua residual ^b	DQO mg/L afluente	TCO ^c	% Remoción DQO total	% Remoción anaerobia DQO	% Remoción aerobia DQO	TRH ^d total (h o d)	TRH ^d anaerobia (h o d)	TRH ^d aerobia (h o d)
UASB + CSRT	Entintado ácido de lana	489 - 2000	-	83 - 97	51 - 84	-	3.3 d	17 h	-
UASB + CSRT	Molienda de textiles de algodón	604 - 1038	-	45 - 85	9 - 51	-	5.75 d	30 h	4.5 d
2 UASB + CSRT	Lechada de residuos sólidos alimenticios	5400 - 20000	4.3 - 16	96 - 98	59 - 79	85 - 89	5.75 d	1.25 d	4.5 d
UASB + CSRT	Efluente de la industria de la pulpa y el papel	5500 - 6600	16	91	85	-	11.54 h	5 h	6.54 h
UASB + CSRT	Agua residual de la Industria farmacéutica	3000	3.6	97	68 - 89	71 - 85	-	-	-
UASB + LA	Agua residual municipal + agua residual de molienda de aceitunas	1800 - 4400	3 - 7	95 - 96	70 - 90	>60	28.3 h	14.7 h	13.6 h
UASB + LA	Agua residual municipal	386 - 958	-	85 - 93	69 - 84	43 - 56	6.8 h	4 h	2.8 h

Tabla 1. Biorreactores de alta tasa con sistemas anaerobios - aerobios descarga (Chan, *et. al.*, 2009) cont.

Tipo ^a	Tipo de agua residual	DQO mg/L afluente	TCO ^b	% Remoción DQO total	% Remoción anaerobia DQO	% Remoción aerobia DQO	TRH ^c total (h o d)	TRH ^c anaerobia (h o d)	TRH ^c aerobia (h o d)
UASB + LA	Industria del almidón	20 000	15	-	77 - 93	-	-	-	-
UASB + AFB	Agua residual textil sintética	2000 - 3000	-	-	-	-	2.7-3.2 h	14 - 20 h	13 - 12.7 h
RBC +SBR	Mezcla de suero de queso y lácteos, estiércol	37400 - 65700	5.2 - 14.1	99	46.3 - 62.6	93 - 95	-	2 - 5 d	-
RBC + SBR	Residuos lácteos tamizados	39900 - 40100	8.2 - 26.8	98	18.7 - 29	86 - 87	-	1 - 4 d	-
FFB +FFB	Aguas residuales de un rastro	400 - 1600	0.39	92	-	-	4.7 - 7.3 d	1.2 d	3.5 - 6.1 d

^a Tipo de reactor: UASB (upflow anaerobic sludge bed) manto de lodos anaerobio de flujo ascendente; CSTR (continuously stirred tank reactor) reactor de tanque con agitación continua; LA, lodos activados; AFB (aerobic fluidized bed) lecho aerobio fluidizado; RBC (rotating biological contactors), biodiscos; SBR, (sequencing batch reactor), reactor secuencial bach; FFB (fixed film) película fija.

^b TCO, Tasa de carga orgánica

^c TRH, Tiempo de retención hidráulica: h, hora; d, día

Desarrollo de la Digestión anaerobia en México.

La digestión anaerobia inició tardíamente en México comparado con los países europeos e incluso Norteamérica. El primer digestor se construyó en 1987. El desarrollo posterior fue lento hasta 1991 donde se tenía una tasa de construcción de uno a cuatro reactores al año. Es únicamente en 1992, donde se alcanzó un crecimiento del 400% al construirse 16 reactores. Durante los siguientes dos años posteriores, la tasa de construcción permaneció en más 10 reactores al año, alcanzando un máximo de 19 en 1993. Sin embargo, hubo una disminución abrupta debido a la crisis económica de 1994. (Monroy, *et. al.*, 2000)

Desde 1996, se ha dado una recuperación, a pesar de la reducción de la disponibilidad de fondos públicos y privados para resolver problemáticas ambientales. (Monroy, *et. al.*, 2000). Al 2008, existían 130 reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA's) en el país, el estado con mayor cantidad de ellos era Querétaro con 37, seguido de Puebla con 27. Otros estados que cuentan con este sistema de tratamiento son Guanajuato, Jalisco, Tlaxcala, Estado de México, Michoacán, Colima, Morelos, Nayarit y Nuevo León; los últimos cuatro con solo un reactor. (CONAGUA, 2008).

El primer reactor UASB para tratar aguas residuales municipales se construyó en 1989, en la Universidad Autónoma Metropolitana - Iztapalapa como una unidad de demostración, con una capacidad de 50 m³. Posteriormente, en 1990, se añadieron dos unidades de 2200 m³ cada una, construidas por el gobierno. (Monroy, *et. al.*, 2000)

El brinco tecnológico que superó las aplicaciones tradicionales (fosa séptica, tanque Imhoff, laguna anaerobia) fue el concepto de biomasa fija o biopelícula, ya sea sobre soportes inertes o mediante la formación de aglomerados densos (granos) que se retienen por sedimentación. Con esto se

logró desligar el tiempo de residencia celular del hidráulico, lo que permitió diseñar reactores con mucho menor volumen, incrementando además la estabilidad de la operación.(Noyola 1999)

El concepto UASB (upflow anaerobic sludge blanket) tiene ventajas sobre otras tecnologías anaeróbicas ya que no requiere medio de soporte (como el filtro anaerobio) y puede recibir altas cargas orgánicas (a diferencia del reactor de contacto anaerobio); es así que este concepto es el más difundido en Europa y América Latina, México incluido, en lo que a reactores anaeróbicos se refiere.(Noyola 1999).

En la tabla 2 se aprecian algunos ejemplos de reactores anaerobios con tecnología desarrollada en la UNAM.

Tabla 2. Reactores anaerobios con tecnología UNAM. (Noyola,1999)

Cliente/Lugar	Tipo de efluente	Volumen del Reactor m ³	Caudal m ³ /d	Licenciataria	Año	Estado
UAM-I/DF	Municipal	50	150	Descontaminación	1990	Operando
Central de Malta/Puebla	Maltería	2 400	3 800	IMASA	1992	Operando
Centro Asturiano/Morelos	Doméstica	22	90	Energía y Ecología	1992	Operando
Cervecería Cuauhtémoc/Toluca	Cervecera	4 800	9 072	IMASA	1993	Operando
Barcel/Toluca	Frituras de maíz y papa	300	600	Energía y Ecología	1993	Operando
Cervecería Cuauhtémoc/Navojoa	Cervecera	1800	5 400	IMASA	1994	Construida
Licons/Edo. de México	Rehidratadora de leche	170	345	TACSA	1994	Operando
Huetacalco/Morelos	Municipal	105	420	Energía y Ecología	1994	Construida
Las Quintas/Morelos	Doméstica	25	90	Energía y Ecología	1994	Operando
La Parota/Morelos	Municipal	90	350	Energía y Ecología	1994	Operando
Ticumán/Morelos	Municipal	340	270	Energía y Ecología	1994	Operando
Acatlipa/Morelos	Municipal	130	520	FORZA	1995	Operando
Xcaret/Quintana Roo	Doméstica	50	150	ECORED	1996	Operando
Ricolino/SLP	Producción de dulces	400	173	IBTech	1997	Operando
Colotlipa/Guerrero	Municipal	120	400	IBTech	1997	Operando
Quechultenango/Guerrero	Municipal	380	1 300	IBTech	1997	Operando
Tereftalkatos Mexicanos/Veracruz	Ácido Tereftálico	17 000	5 520	IBTech	1997	Arranque
Cia. Cervecerías Unidas, Chile	Cervecera	1300	3 500	IBTech	1998	Diseño

Ventajas y desventajas del tratamiento Anaerobio.

En la siguiente tabla se resumen tanto las ventajas como las desventajas del tratamiento anaerobio.

Tabla 3. Ventajas y desventajas de los tratamientos anaerobios. (Metcalf & Eddy. 2003)

Ventajas	<ul style="list-style-type: none"> • Se requiere menor energía. • Menor producción de lodos. • Menor cantidad de nutrientes requeridos. • Producción de metano, fuente potencial de energía. • Menor volumen de los reactores. • Con aclimatación, se pueden transformar una mayor cantidad de compuestos. • Rápida respuesta a la adición de sustrato después de largos períodos sin alimentarse.
Desventajas	<ul style="list-style-type: none"> • Largos períodos de arranque. • Puede requerir la adición de algún ión específico o de alcalinidad. • Puede requerir tratamientos posteriores para alcanzar la normatividad. • No es posible la remoción de fósforo y nitrógeno. • Son más sensibles a los efectos adversos de las bajas temperaturas en las tasas de reacción. • Son susceptibles de perturbarse debido a sustancias tóxicas. • Potencial producción de olores y gases corrosivos.

Aspectos energéticos.

Los procesos anaerobios pueden ser productores de energía en vez de consumidores como los son los procesos aerobios. Un balance de energía comparando ambos procesos se muestra en la tabla 4, para un agua residual a 20° C, con las siguientes características: flujo de 100 m³/d y 10 kg/m³ de DQO.

Tabla 4. Comparación de un balance de energía entre los procesos aerobios y anaerobios. (Metcalf & Eddy. 2003)

Energía	Valores, kJ/d	
	Anaerobio	Aerobio
Aireación ^{a, b}		-1.9 x 10 ⁶
Metano producido ^{c, d}	12.5 x 10 ⁶	
Incremento de la temperatura de agua residual a 30° C	-4.2 x 10 ⁶	
Energía neta, kJ/d	8.3x 10⁶	-1.9 x 10⁶

^a Oxígeno requerido = 0.8 kg/ kg DQO removida

^b Eficiencia de aireación = 1.52 kg O₂/ kWh y 3600 kJ = 1 kWh

^c Producción de metano = 0.35m³/kg DQO removida.

^d Contenido de energía del metano = 35 846 kJ/m³ (a 0°C y 1 atm)

La fuerza del agua residual es importante para poder hacer un comparativo, ya que si la concentración del agua residual fuera de 1270 mg/L de DQO, se requeriría la misma cantidad de energía para ambos procesos. A una menor concentración de DQO, el proceso aerobio requerirá menor energía. Sin embargo, la recuperación de calor del proceso anaerobio modificaría estos valores. Además, la menor producción de biomasa, sigue siendo una de sus principales ventajas.

Consideraciones generales de diseño de un proceso de tratamiento anaerobio.

Características del agua residual.

Una amplia variedad de aguas residuales pueden tratarse con procesos anaerobios como lixiviados de rellenos sanitarios, aguas provenientes del proceso de refinación del azúcar, de la manufactura química, de la industria del papel, farmacéutica, aguas residuales domésticas, entre otras.

Los procesos anaerobios son atractivos, especialmente para las aguas residuales con altas concentraciones de materia orgánica y a temperaturas cálidas debido a que no requieren de aireación, por lo que se tiene un ahorro en energía además de producir pocos lodos de desecho. Por ejemplo, las aguas residuales provenientes de destilerías tienen concentraciones alrededor de los 3000 mg/L de DQO.. Otras consideraciones que se pueden aplicar para las distintas fuentes de agua residual son la presencia de sustancias potencialmente tóxicas, variaciones de caudal, concentraciones de inorgánicos y variaciones estacionales de carga. Los procesos anaerobios son capaces de responder rápidamente a la alimentación de agua residual después de largos períodos sin adición de sustrato.

Variaciones de flujo y carga.

Muchas variaciones en el flujo del afluente y en la carga orgánica pueden afectar el balance entre la fermentación ácida y la metanogénesis. Para los sustratos solubles y fácilmente degradables, como los azúcares y los almidones, las reacciones acidogénicas pueden ser mucho más rápidas a altas cargas y pueden incrementar las concentraciones de ácidos grasos volátiles (COV's) e hidrógeno y disminuir el pH. Altas concentraciones de hidrógeno pueden inhibir la conversión de ácido butírico y propiónico. Los bajos pH pueden inhibir la metanogénesis. Debe proveerse una igualación del flujo o capacidad adicional para soportar las condiciones pico de flujo y carga.

Temperatura y concentración orgánica.

Los reactores a temperaturas de 25°C a 35°C presentan mejores tasas de reacción y proveen tratamientos más estables. Generalmente, concentraciones de DQO mayores a 1500 - 2000 mg/L se requieren para producir suficientes cantidades de metano para calentar el agua residual sin utilizar fuentes externas de combustible. A concentraciones menores de 1300 mg/L DQO o menores, debe preferirse el tratamiento aerobio al anaerobio.

El tratamiento anaerobio puede aplicarse a temperaturas menores y son sostenibles de entre 10° y 20°C en reactores de crecimiento suspendido y adherido. Sin embargo, en este intervalo de temperatura, la tasa de degradación de las largas cadenas de ácidos grasos es una limitante. y si se acumulan, pueden generarse espumas en el reactor.

Cuando se emplean tiempos de retención de sólidos (TRS) mayores, la pérdida de sólidos en un reactor anaerobio puede convertirse en un factor crítico limitante. Los reactores anaerobios, generalmente producen sólidos menos floculentos y más dispersos que los reactores aerobios, con

concentraciones de sólidos suspendidos totales (SST) para procesos de crecimiento suspendido en un rango de 100 a 200 mg/L.

Para aguas residuales diluidas, la concentración de SST en el efluente limitará el posible TRS del proceso y el potencial de tratamiento.

Fracción de material orgánico no disuelto.

La composición del agua residual en términos de sus componentes disueltos y particulados afectan la selección del tipo de reactor anaerobio y su diseño. Las aguas residuales con altos contenidos de sólidos se tratan mejor con procesos de crecimiento suspendido que de crecimiento adherido. Mientras más grande sea la conversión de material orgánico particulado, el TRS crecerá para poder llevar a cabo la hidrólisis de los mismos, lo cual será una limitante en comparación con la fermentación ácida y la metanogénesis en el tratamiento anaerobio.

Alcalinidad del agua residual.

Con el alto contenido de CO₂ (típicamente entre el rango de 30 a 50%) en el gas producido en el tratamiento anaerobio, la concentración de alcalinidad en el rango de 2000 a 4000 mg/L como CaCO₃ se requiere típicamente para mantener el pH en o cercano a lo neutral. El nivel de alcalinidad necesario esta rara vez disponible en el afluente del agua residual, pero puede generarse en algunos casos por la degradación de proteínas y aminoácidos (por ejemplo aguas residuales de empacadoras de carnes). Los requerimientos de compra de químicos para el control de pH pueden tener un impacto significativo en la economía del tratamiento anaerobio.

La relación entre el pH y la alcalinidad está controlada por la química de bicarbonato como sigue:

$$\frac{[\text{HCO}_3^-][\text{H}^+]}{\text{H}_2\text{CO}_3} = K_{a1} \dots \dots (1)$$

Donde:

K_{a1} = primera constante de disociación ácida, la cual es una función de intercambio iónico y la temperatura.

La concentración de ácido carbónico (HCO₃⁻) se determina usando la ley de Henry (Eq. (2-46)) y la presión parcial del CO₂ en la atmósfera arriba del agua.

$$x_g = \frac{P_T}{H} p_g \dots \dots (2)$$

Donde :

x_g = es la fracción molar de gas en agua, mol gas/mol agua.

$$= \frac{\text{moles de gas } (n_g)}{\text{moles gas } (n_g) + \text{moles de agua } (n_w)}$$

P_T = presión total, usualmente 1.0 atm.

H = constante de la ley de Henry, $\frac{\text{atm}(\text{moles gas}/\text{moles de aire})}{(\text{moles gas}/\text{moles de agua})}$

P_g = fracción molar de gas en el aire. moles de gas / moles de aire.

Una vez conocida la concentración de ácido carbónico, la alcalinidad por bicarbonato para mantener el pH requerido puede estimarse.

Ejemplo de Aplicación: Alcalinidad y pH en un proceso anaerobio

Determine la alcalinidad requerida en kg de CaCO₃/d para mantener un pH de 7.0 en un proceso de crecimiento anaerobio de crecimiento suspendido a 35°C, con un 30% de contenido de CO₂ en el gas arriba del agua. El afluente de agua residual es de 2000 m³/d, la alcalinidad es de 400 mg/L como CaCO₃ y no hay alcalinidad producida por sustancias presentes. Ka1 es 4.85 x10⁻⁷ mol/L de la tabla 6.

Solución.

1. Determine la concentración de HCO₃⁻ requerido para mantener un pH de o cercano a 7.0

a) Determinación de la concentración de ácido carbónico, usando la ecuación 3 y las tablas 5 y 6.

$$\log H = \frac{-A}{T} + B. . . . (3)$$

Donde:

H = contante de la ley de Henry a la temperatura T.

A = constante empírica que toma en cuenta el cambio de entalpía en el agua debido a la disociación de los componentes en agua y la constante universal de la ley de los gases.

B = constante empírica

T = temperatura en K

Los valores de A y B para varios gases de interés en el tratamiento de aguas residuales se muestran en la tabla 4.

Tabla 5. Constantes de la ley de Henry a 20°C, contantes de ley de Henry sin unidades a 20°C y coeficientes dependientes de la temperatura (Metcalf & Eddy, 2003)

Parámetro	Constante de Henry, atm	Constante de Henry, sin unidades	Coeficientes A	de temperatura B
Aire	66 400	49.60	557.60	6.724
NH ₃	0.75	5.61 x 10 ⁻⁴	1887.12	6.315
CO ₂	1420	1.06	1012.40	6.606
CO	53 600	40.11	554.52	6.621
Cloro	579	0.43	875.69	5.75
CLO ₂	1 500	1.12	1041.77	6.73
H ₂	68 300	51.10	187.04	5.473
H ₂ S	483	0.36	894.94	5.703
CH ₄	37 600	28.13	675.74	6.880
N ₂	80 400	60.16	537.62	6.739
O ₂	41 100	30.75	595.27	6.644
O ₃	5 300	3.97	1268.24	8.05
SO ₂	36	2.69 x 10 ⁻²	1207.85	5.68

Tabla 6. Constantes de equilibrio en función de la temperatura. (Metcalf & Eddy. 2003)

Temperatura, °C	Constante de mol/L $K_{a1} \times 10^7$	Equilibrio $K_{a2} \times 10^{11}$
5	3.020	2.754
10	3.467	3.236
15	3.802	3.715
20	4.169	4.169
25	4.467	4.477
30	4.677	5.129
40	5.012	6.026

Con la ecuación 3, y con los coeficientes de la tabla 5, se obtiene que para 35°C, H = 2092 atm. entonces:

$$x_{H_2CO_3} = \frac{(1atm)(0.30)}{2092atm} = 1.434 \times 10^{-4}$$

Debido a que un litro de agua contiene 55.6 moles [1000g/(18g/mol)], la fracción molar de H₂CO₃ es igual a:

$$x_{H_2CO_3} = \frac{(\text{moles de gas } (n_g))}{\text{moles gas } (n_g) + \text{moles de agua } (n_w)}$$

$$1.434 \times 10^{-4} = \frac{[H_2CO_3]}{[H_2CO_3] + 55.6 \text{ moles} / L}$$

Dado que el número de moles de gas disuelto en un litro de agua es menor que el número de moles de agua,

$$[H_2CO_3] \approx (1.434 \times 10^{-4})[55.6 \text{ mol/L}] \approx 7.97 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$$

b) Determine la concentración de HCO₃⁻ requerido para mantener un pH de o cercano a 7.0 usando la ecuación 1.

$$[HCO_3^-] = \frac{[4.85 \times 10^{-7} \text{ mol/L}][7.97 \times 10^{-3}]}{[1 \times 10^{-7} \text{ mol/L}]} = 0.0387 \text{ mol/L}$$

$$HCO_3^- = 0.0387 \text{ mol/L}(61 \text{ g/mol})(10^3 \text{ mg/g}) = 2361 \text{ mg/L}$$

2. Determine la alcalinidad requerida por día.

$$\text{Equivalentes de } HCO_3^- = \frac{2.361 \text{ g/L}}{61 \text{ g/eq}} = 0.0387 \text{ eq/L}$$

$$1 \text{ eq. } CaCO_3 = \frac{mw}{2} = \frac{(100 \text{ g})}{2} = 50 \text{ g } CaCO_3 / \text{eq}$$

$$\begin{aligned}\text{Alcalinidad como CaCO}_3 &= (0.0387 \text{ eq/L})(50\text{g/eq})(10^3 \text{ mg/g}) \\ &= \mathbf{1925 \text{ mg/L como CaCO}_3}\end{aligned}$$

$$\text{Alcalinidad necesaria} = (1935 - 400) \text{ mg/L} = \mathbf{1535 \text{ mg/L}}$$

$$\text{Adición diaria de alcalinidad} = (1535 \text{ g/m}^3)(2000 \text{ m}^3/\text{d})(1 \text{ kg}/1000\text{g}) = \mathbf{3070 \text{ kg/d.}}$$

Nutrientes.

Aunque los procesos anaerobios producen menos lodos y así requiere menos nitrógeno y fósforo para el crecimiento de la biomasa, mucha agua residual industrial puede carecer de suficientes nutrientes. De esta manera, la adición de nitrógeno y/o fósforo puede ser necesaria.

Dependiendo de las características del sustrato y el valor de TRS, los requerimientos de nutrientes típicos de nitrógeno, fósforo, y azufre están en el rango de 10 a 13, 2 a 2.6, y 1 a 2 mg por cada 100 mg de biomasa, respectivamente. Los valores de nitrógeno y fósforo son consistentes con los valores de esos constituyentes estimados con base en la composición de las células de biomasa. Además, para mantener la máxima actividad metanogénica, las concentraciones en fase líquida de nitrógeno, fósforo y azufre deben ser del orden de 50, 10, y 5 mg/L, respectivamente (Speece, 1996, citado por Metcalf & Eddy, 2003).

Macronutrientes.

La importancia de los metales traza para estimular la actividad metanogénica que ha sido observada y discutida por Speece (1996). Los requerimientos recomendados para hierro, cobalto, níquel y zinc son 0.02, 0.004, 0.003, y 0.02 mg/g de acetato producido, respectivamente. Ejemplos del incremento de la actividad anaerobia se observaron después de añadir trazas de hierro, níquel o cobalto. La cantidad exacta de nutrientes traza necesarios puede variar para diferentes aguas residuales y por lo que las pruebas de ensayo se utilizan para evaluar sus beneficios en los procesos anaerobios con altas concentraciones. Una dosis recomendada de metales traza por litro de volumen de reactor es 0.1 mg de FeCl_2 , 0.1mg de CoCl_2 , 0.1 mg de NiCl_2 y 0.1 de ZnCl_2 .

Compuestos tóxicos Inorgánicos y orgánicos.

Un análisis adecuado y estudios de tratabilidad son necesarios para asegurar que la toxicidad crónica no exista en las aguas residuales tratadas con el proceso anaerobio. Al mismo tiempo, la presencia de una sustancia tóxica no significa que el proceso no pueda funcionar. Algunos compuestos tóxicos inhiben la velocidad de reacción anaerobia metanogénica, pero con una cantidad alta de biomasa y una carga suficientemente baja, el proceso puede llevarse a cabo. Algunos compuestos tóxicos inorgánicos y orgánicos e inhibidores de interés para el proceso anaerobio se presentan en las tablas 7 y 8, respectivamente.

La aclimatación a concentraciones tóxicas también se ha demostrado (Speece, 1996). Se pueden utilizar medidas de pre tratamiento para eliminar componentes tóxicos, y, en algunos casos, la separación de fases puede evitar problemas de toxicidad mediante el establecimiento de la degradación de los componentes tóxicos en la fase ácida, antes de la exposición de las bacterias metanogénicas más sensibles a los componentes tóxicos.

Tabla 7. Compuestos inorgánicos tóxicos e inhibidores de interés para procesos anaerobios(Metcalf & Eddy. 2003)

Sustancia	Concentración inhibitoria moderada, mg/L	Concentración inhibitoria fuerte, mg/L
Na ⁺	3500-5500	8,000
K ⁺	2500-4500	12,000
Ca ²⁺	2500-4500	8,000
Mg ²⁺	1000-1500	3,000
Nitrógeno amoniacal NH ⁺ ₄	1500-3000	3,000
Sulfuro, S ²⁻	200	200
Cobre, Cu ²⁺		0.5 (soluble) 50-70 (total)
Cromo, Cr(VI)		3.0 (soluble) 200-250 (total)
Cromo, Cr(III)		180-420 (total) 2.0 (soluble)
Níquel, Ni ²⁺		30.0 (total)
Zinc, Zn ²⁺		1.0 (soluble)

Tabla 8. Compuestos orgánicos tóxicos e inhibidores de interés para procesos anaerobios(Metcalf & Eddy. 2003)

Compuesto	Concentración que provoca a reducción en un 50% de la actividad, mM ^a
1 -Cloropropeno	0.1
Nitrobenceno	0.1
Acroleína	0.2
1 -Cloropropano	1.9
Formaldehido	2.4
Ácido laurico	2.6
Etil benceno	3.2
Acrilonitrilo	4
3-Clorol- 1, 2 propanodiol	6
Crotonaldehido	6.5
Ácido 2- Cloropropiónico	8
Acetato de vinilo	8
Acetaldehído	10
Etil acetato	11
Ácido acrílico	12
Catecol	24
Fenol	26
Anilina	26
Resorcinol	29
Propanol	90

^a mM = mili moles

Tiempo de retención de sólidos-

Es un parámetro fundamental en el diseño y operación de los procesos anaerobios. En general, se requieren valores mayores a de 30 d de TRS para procesos a 30°C para un tratamiento efectivo, este valor incrementa conforme descienda la temperatura.

Producción esperada de gas metano.

Entre más carga orgánica tenga un agua residual mayor cantidad de metano se generará por volumen de líquido tratado para proveer cantidades relativamente altas de energía que eleven la temperatura del líquido.

La cantidad de metano producida por unidad de DQO convertida en condiciones anaerobias es de 0.35 L CH₄/ g DQO en condiciones estándar (0°C a 1 atm). Para determinar la cantidad de metano en otras condiciones estándar se utiliza la ley universal de los gases (ecuación 4, para saber el volumen del gas ocupado por un mol de metano a la temperatura en cuestión.

$$V = \frac{nRT}{P} \dots (4)$$

Donde:

V = volumen ocupado de gas, L.

n = moles de gas, moles.

R = constante universal de los gases, 0.082057 atm-L/mol-K

T = temperatura en kelvin. K.

P = presión absoluta, atm.

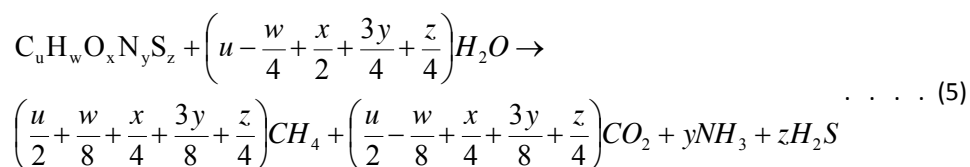
Así, para el ejemplo expuesto anteriormente, el volumen ocupado por un mol de metano a 35°C es:

$$V = \frac{1\text{mol}(0.082057\text{atm} - \text{L} / \text{mol} - \text{K})(308.15\text{K})}{1\text{atm}} = 25.29\text{L}$$

Dado de la DQO de un mol de CH₄ es igual a 64 g, la cantidad de CH₄ producida por unidad de DQO convertida bajo condiciones anaerobias a 35°C es igual a 0.40 L como se ve a continuación:

$$(25.29 \text{ L}) / (64 \text{ g DQO/mol CH}_4) = \mathbf{0.40 \text{ L CH}_4 / \text{g DQO}}$$

Si la composición del desecho se conoce, y despreciando la cantidad de constituyentes usados para la síntesis celular, la siguiente relación, propuesta inicialmente por Bruswell y Boruff (1932) y subsecuentemente extendida por Sykes (2000), puede usarse para estimar la cantidad de CH₄, CO₂, NH₃ y H₂S que se producirán bajo condiciones anaerobias.



El amoníaco gaseoso que se forma reaccionará con el dióxido de carbono para formar los iones amonio y bicarbonato de acuerdo con la siguiente relación:



La reacción de la ecuación 6 es representativa de la reacción de alcalinidad bajo condiciones anaerobias, debido a la conversión de compuestos orgánicos que contienen proteínas (nitrógeno). Las fracciones molares esperadas de metano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, se dan en las siguientes tres expresiones, respectivamente. En general, la fracción molar de sulfuro de hidrógeno será menor debido al acomplejamiento/precipitación.

$$f_{CO_2} = \frac{4u-w+2x-5y+2z}{8(u-y+z)} \dots (7)$$

$$f_{CH_4} = \frac{4u+w-2x-5y-2z}{8(u-y+z)} \dots (8)$$

$$f_{H_2S} = \frac{z}{8(u-y+z)} \dots (9)$$

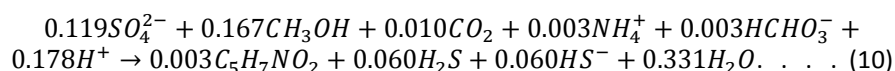
El porcentaje de CO₂ en el gas será mayor al 50%. Para carbohidratos y residuos almidonados, la alcalinidad será un problema.

Eficiencia de tratamiento necesaria.

Los procesos anaerobios son capaces de convertir eficientemente altas concentraciones de DQO a metano con una producción de biomasa mínima. Con valores de TRS mayores de 20 a 50 d, la transformación máxima se dará más de 25°C. Sin embargo, se tendrá una alta concentración de sólidos suspendidos en el efluente (50 a 200 mg/L), por lo que requerirá un tratamiento posterior de pulimento como ya se mencionó.

Producción de sulfuro.

Los compuestos oxidados de sulfuro, como el sulfito, sulfato y tiosulfato pueden estar presentes en concentraciones significativas en varias aguas residuales industriales y en algún grado en las aguas residuales municipales. Estos compuestos pueden servir como aceptores de electrones para las bacterias reductoras de sulfato, las cuales consumirán compuestos orgánicos en el reactor anaerobio, produciendo sulfuro de hidrógeno. Por ejemplo, usando el metanol como donador de electrones y una f_s de 0.05, la reacción para la reducción de sulfato a sulfuro es la siguiente:



Así, la cantidad de sulfuro de hidrógeno producido por unidad de DQO es la misma que de metano (0.40L H₂S/ g DQO usada a 35°C).

El sulfuro de hidrógeno tiene mal olor y es corrosivo. La combustión de productos formados a partir de sulfuro se considera contaminante. En contraste con el metano, el H₂S es altamente soluble en agua, con una solubilidad de 2650 mg/L a 35° C, por ejemplo.

La concentración de compuestos oxidados de azufre en el afluente de un proceso anaerobio es importante, altas concentraciones pueden tener efectos negativos en el tratamiento. Las bacterias reductoras de sulfato compiten con las metanogénicas por la DQO, por lo que reducirán la producción de metano. Mientras las bajas concentraciones de sulfuro (menores de 20 mg/L) son necesarias para la actividad metanogénica óptima, concentraciones mayores son tóxicas. La actividad metanogénica puede reducirse en un 50% o más a concentraciones de H₂S entre 50 y 250 mg/L.

Debido a que el H₂S no ionizado se considera más tóxico que el ionizado, el pH es importante en la determinación de la toxicidad del H₂S. Su grado de toxicidad se complica por el tipo de biomasa anaerobia presente (granular o dispersa), la particular población metanogénica y la tasa de alimentación DQO/SO₄²⁻. A mayores concentraciones de DQO, mayor producción de gas metano se tendrá y diluirá el H₂S y se pasará a fase gaseosa.

El porcentaje de H₂S en función del pH se determina usando la siguiente relación:

$$H_2S, \% = \frac{[H_2S]*100}{[H_2S]+[HS^-]} = \frac{100}{1+[HS^-]/[H_2S]} = \frac{100}{1+K_{a1}/[H^+]} \dots (11)$$

Toxicidad del Amoniac.

Puede ser un tema de preocupación en el tratamiento anaerobio de aguas residuales que tengan altas concentraciones de amonio o proteínas y/o aminoácidos, los cuales se pueden degradar para producir amoniaco. Concentraciones elevadas de amoniaco son tóxicas para las bacterias metanogénicas.

El umbral de toxicidad del amoniaco está en 100 mg/L de NH₃-N, pero con un período de aclimatación, pueden tolerar concentraciones mayores. Se ha reportado la toxicidad del amonio total en intervalos de 1500 a 3000 mg/L como NH₄⁺-N a un pH superior de 7.4, una concentración de 3000 mg/L es tóxica a cualquier pH.

Separación Líquido-Sólido.

Una separación eficiente puede mejorar el desempeño de un proceso de tratamiento anaerobio. Debido al bajo coeficiente de síntesis de sólidos asociado con el tratamiento anaerobio, la mayoría de los sólidos residuales salen en el efluente tratado, con lo que el grado de captura afecta el valor del TRS. Una buena captura de sólidos mejora el efluente en términos de SST, y puede resultar en un TRS mayor para incrementar el nivel de conversión de DQO.

Aspectos que influyen en la operación de los procesos anaerobios.

Los aspectos que influyen en la operación de los procesos anaerobios son el pH, cuyo rango aceptable de trabajo se encuentra entre 6.5 a 7.5, es decir un medio prácticamente neutro apto para las bacterias metanogénicas. (Montes, *et.al.*, 2009)

La relación Carbono-Nitrógeno (C/N), pues la calidad y cantidad del biogás producido dependerá de la composición del desecho utilizado. El Carbono y el Nitrógeno son fuentes principales de alimentación de las bacterias formadoras de metano. La relación óptima de estos elementos en la materia prima debe ser aproximadamente de C/N = 30. (Montes, *et.al.*, 2009)

Nivel de carga: se calcula como la materia seca total (MS) o materia orgánica que es cargada diariamente por metro cúbico de volumen de digestor. Según los requerimientos operacionales el contenido de MS no debe exceder el 10% en la mayoría de los casos. (Montes, *et.al.*, 2009)

Temperatura: se considera uno de los parámetros más importantes, dado que la misma establece el tiempo de retención, el tamaño del digestor, la producción de biogás y determina los niveles de reacción química y biológica (Groppelli, Giampaoli, 2001).

El proceso se lleva a cabo satisfactoriamente en 2 rangos bien definidos, entre 10 °C a 37°C, para la flora de bacterias mesofilicas, y entre 55°C a 60 °C para el rango termofilico. Para que las bacterias trabajen en forma óptima, se requiere mantener la temperatura lo más constante posible (Groppelli, Giampaoli, 2001).

Tipos de Reactores Anaerobios.

Los reactores biológicos utilizados para el tratamiento de aguas residuales pueden dividirse en dos grandes grupos con base en el tipo de crecimiento microbiano:

1. de lecho fijo, formando biopelículas,
2. de crecimiento libre o suspendido.

En los primeros la biomasa está constituida por bacterias formando una película sobre un soporte inerte, mientras que los segundos dependen de que los microorganismos formen gránulos o flóculos en el reactor. Las bacterias que crecen en suspensión deben de formar estructuras que las permitan permanecer en el reactor y no ser lavadas con el efluente, y la eficiencia del proceso depende en buena parte de la capacidad del inóculo (lodos/residuos) para formarlas.

Reactores con la biomasa no unida a soporte

Reactor de mezcla completa (CSTR)

Es el digestor anaerobio más simple. Viene a ser un cultivo microbiano continuo, con una entrada continua de medio y una salida continua de residuos (agua tratada) y exceso de biomasa.

Reactor de contacto (ACP).

Se trata de un reactor de mezcla completa y un posterior decantador para separar sólidos de líquidos, lo que permite reciclado de parte de la biomasa.

Reactor anaerobio de flujo ascendente con lecho/manto de lodos (UASB)

La innovación técnica de este tipo de reactores reside en un dispositivo situado en la parte superior del reactor (separador de tres fases- GSS) que permite separar internamente la biomasa, el efluente tratado y el biogás. Con ello se consigue acumular grandes cantidades de biomasa - muy activa - que adopta la estructura de gránulos compactos con una elevada capacidad de sedimentación. Es el más extendido a escala industrial.

Reactor anaerobio por lotes en serie (ASBR)

Tanto la alimentación como la decantación tienen lugar por lotes en series discontinuas en un único reactor. La secuencia cíclica incluye cuatro etapas: alimentación, reacción, sedimentación y vaciado.

Reactor anaerobio con deflectores (ABR)

Conceptualmente se podría considerar como una serie de reactores UASB conectados en serie. Está formado por un único tanque con una serie de deflectores o paneles internos verticales que fuerzan el paso del agua entre ellos.

Reactores con la biomasa unida a un soporte.

En ellos la biomasa se encuentra inmovilizada en, o alrededor de, partículas o superficies inertes formando biopelículas.

Filtros anaerobios (AF).

La biomasa se encuentra unida a un medio inerte o atrapada en él. El afluente atraviesa el reactor con flujo vertical, bien ascendente o descendente. El tamaño de dichas partículas es relativamente grande y su tasa de colonización por parte de las bacterias depende de la rugosidad, porosidad, tamaño de poro, etc.

Reactores de contacto con soporte (CASBER).

Estos reactores son, en esencia, idénticos a los sistemas de contacto pero con la incorporación de un medio inerte en el reactor. La cantidad de material soporte es pequeña, sus dimensiones también lo son y tienen baja velocidad de sedimentación.

Reactores de lecho fluido y lecho expandido (FB/EB).

Técnicamente, un reactor FEB es una estructura cilíndrica, empaquetada hasta un 10% del volumen del reactor con un soporte inerte de pequeño tamaño lo que permite la acumulación de elevadas concentraciones de biomasa que forman películas alrededor de dichas partículas. La expansión del lecho tiene lugar gracias al flujo vertical generado por un elevado grado de recirculación. La velocidad ascensional es tal que el lecho se expande hasta un punto en el que la fuerza gravitacional de descenso es igual a la de fricción por arrastre.

Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (UASB).

La abreviación U.A.S.B. se define como Upflow Anaerobic Sludge Blankett o Reactor Anaerobio de Manto de Lodos de Flujo Ascendente. Esta tecnología proveniente de Bélgica y Holanda, es aplicada especialmente al tratamiento de aguas residuales con alto contenido de materia orgánica.

El reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodo describe un reactor de biopelícula fija sin medio de empaque o soporte, con una cámara de digestión que tiene flujo ascendente y a cierta altura se desarrolla un manto de lodos anaerobios que es altamente activa y en el cual se da la estabilización de la materia orgánica del afluente hasta CH_4 y CO_2 . (Caicedo, 2006).

La operación de los reactores UASB se basa en la actividad autorregulada de diferentes grupos de bacterias que degradan la materia orgánica y se desarrollan en forma interactiva, formando un lodo biológicamente activo en el reactor. Dichos grupos bacterianos establecen entre sí relaciones simbióticas de alta eficiencia metabólica bajo la forma de gránulos cuya densidad les permite sedimentar en el digestor. La biomasa permanece en el reactor sin necesidad de soporte adicional. En la figura 3 se muestra un esquema general de uno de estos reactores, donde se distinguen 4 zonas:

- La zona 1 se llama lecho del lodo.
- La zona 2 se llama la manta de lodo.
- La zona 3 es la zona de bajo nivel de turbulencia.
- La pieza 4 del diagrama sirve como sedimentador.

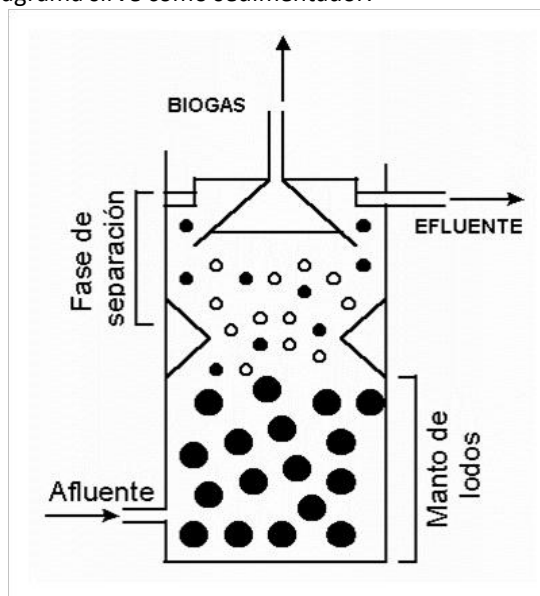


Figura 3. Esquema general de un reactor UASB.

Debido a la formación de flóculos de lodos granulados, la concentración en la zona más difusa, en la parte superior del manto de lodos del RAFA es de 5 a 40 g / L. En la parte inferior del reactor, la concentración de sólidos puede variar de 50 a 100 g / L.

Las partículas de lodo granulado tienen un rango de tamaño de 1.0 a 3.0 mm (ver figura 4 y 5).

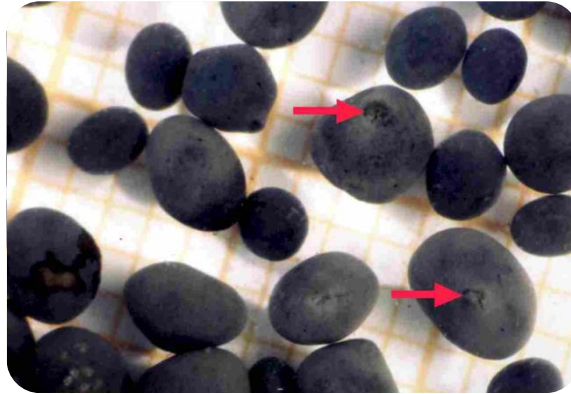


Figura 4. Gránulos de lodo activo de un reactor UASB.

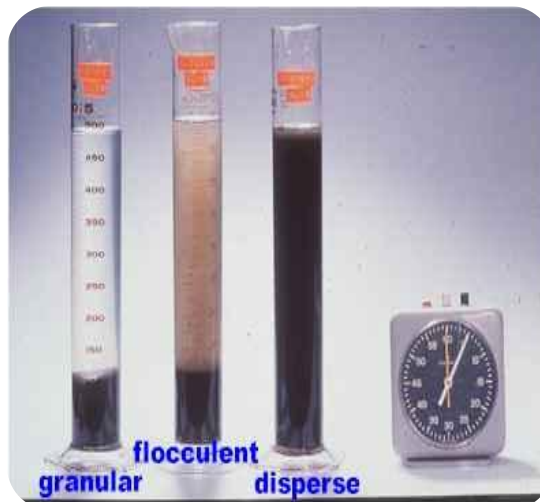


Figura 5. Ejemplos de los lodos encontrados en cada zona de un reactor UASB.

La granulación es muy efectiva en aguas residuales con alto contenido de carbohidratos o azúcares, pero no tanto con las aguas residuales con gran contenido de proteínas, las cuales tiene como resultando flóculos más suaves difíciles de sedimentar.

Otros factores que afectan el desarrollo de sólidos granulados son:

- El pH, este debe ser mantenido cerca de 7.0, y es recomendada una relación DQO: N: P durante el inicio de 300:5:1, mientras que una proporción más baja se puede utilizar durante la operación de estado estacionario de 600:5:1.
- La velocidad del flujo ascendente.
- La adición de nutrientes
- La presencia de otros sólidos en suspensión del manto de lodo, ya que pueden inhibir la densidad y la formación de lodo granulado

La formación de las densas partículas de lodo granulado se da en condiciones de pH cercano al neutro, a un régimen de un tapón de flujo hidráulico, una zona de alta presión de hidrógeno parcial, una fuente no limitativa de $\text{NH}_4\text{-N}$ y una cantidad limitada del aminoácido cisteína. El organismo clave en la granulación es la *Methanosaeta concili.*

Como se mencionó, el líquido a depurar asciende con una pequeña velocidad poniéndose en contacto con una altísima concentración de lodos anaerobios, lecho que es conocido como "manto de lodos" por su capacidad de expandirse debido al flujo ascendente, sin ser evacuado del reactor. Por lo que simultáneamente se llevan a cabo procesos de filtración biológica, absorción y adsorción, al mismo tiempo que decantación. (López, 1998)

Para evitar el arrastre de biomasa, se incorporan separadores de fases (gas, líquido, sólido) en la parte superior del tanque, a partir de las cuales es factible reutilizar el biogás, incrementando el tiempo de retención celular. (Figura 3).

Arranque

La problemática del arranque de un reactor anaerobio consiste en mantener las condiciones adecuadas para el crecimiento de la biomasa siendo los nutrientes necesarios lo más importante para ello. Esto último puede variar mucho dependiendo del origen del agua y en el caso de las aguas residuales domésticas, aunque los valores de los diferentes componentes se encuentran balanceados, normalmente la concentración de éstos es muy baja, particularmente para el desarrollo de la biomasa anaerobia por lo que el crecimiento resulta excesivamente lento produciendo un arranque muy prolongado. (Pacheco y Magaña, 2003)

La baja producción de biomasa en relación al sustrato consumido, ($Y = 0.18 \text{ Kg SSV} / \text{Kg DQO}$ removida) hace necesaria la inoculación. (Pacheco y Magaña, 2003. López, *et. al.*, 2000)

Ventajas de los UASB

Los reactores del tipo UASB presentan una serie de ventajas sobre los sistemas aerobios convencionales, la inversión principalmente es menor (costos de implantación y manutención), producción pequeña de lodos excedentes, consumo pequeño de energía eléctrica y simplicidad del funcionamiento (Ramírez y Koetz, 1998). Son económicos energéticamente y ecológicamente.

Los filtros anaerobios son relativamente pequeños, fáciles de construir y presentan buenas eficiencias de remoción de materia orgánica. (Castillo, *et. al.*, 2006)

También proporcionan una mejora en el grado de tratabilidad de las aguas residuales para las etapas subsecuentes, ya que en ellos hay mayor concentración de bacterias que en otros sistemas, lo cual permite operar con velocidades de carga orgánica más elevadas además de minimizar problemas de colmatación por sólidos y se reduce la posibilidad de cortos circuitos.

La pantalla que hay en el RAFA crea una zona de bajo nivel de turbulencia donde aproximadamente el 99.9% del lodo en suspensión se sedimenta en el fondo del reactor.

Otras ventajas de los reactores UASB, se listan a continuación:

- Bajos requerimientos nutricionales.
- El proceso puede manejarse con altas cargas intermitentes.
- Los lodos se conservan (sin alimentación) por largos períodos de tiempo.
- Producción de metano aprovechable.
- Identificación y medición de productos intermedios que proporcionan parámetros de control adicionales.
- La fermentación ácida y metánica, así como la sedimentación tienen lugar en el mismo tanque, por lo cual las plantas son muy compactas.
- El consumo de potencia es bajo, puesto que el sistema no requiere ninguna agitación mecánica.
- La retención de biomasa es muy buena y por eso no es necesario reciclar el lodo.

Desventajas.

Las limitaciones del proceso están relacionadas con las aguas residuales que tienen altos contenido de sólidos, o cuando su naturaleza impide el desarrollo de los lodos granulados.

El arranque del proceso es lento, pues consiste en mantener las condiciones adecuadas para el crecimiento de la biomasa siendo los nutrientes necesarios lo más importante para su crecimiento.

Las bacterias anaerobias (particularmente las metanogénicas) se inhiben por un gran número de compuestos.

Su aplicación debe ser monitoreada y puede requerir un pulimiento posterior de su efluente, además se generan malos olores si no es eficazmente controlado.

Mantenimiento.

El operador debe revisar diariamente que las tuberías de entrada al RAFA no estén obstruidas por algún cuerpo extraño como botellas, plástico, madera o basuras. En caso de encontrar algún objeto debe proceder a retirarlo con una pala curva o con un rastrillo.

El Operador lavará, la superficie del RAFA una vez a la semana como mínimo con la misma agua tratada a presión.

El reactor anaerobio de flujo ascendente se purgará cuando se encuentre saturado, esto lo indicará la excesiva salida de lodos en el área de efluencia. La purga consistirá en la extracción de lodos del registro del RAFA mediante una bomba especializada para lodos o un equipo Vector, esta purga se realizará aproximadamente tres años después de la fecha de arranque.

El lodo generado podrá ser succionado (bombeado) dejando un residuo de unos 0.15 a 0.20 m, ya que esta capa contendrá suficientes bacterias para iniciar una nueva colonia digestora. (Escalante, *et. al*,2000)

Consideraciones de diseño para un R.A.F.A.

Dentro de los aspectos a considerar para el diseño de un reactor anaerobio de flujo ascendente se encuentran las características de aguas residuales en términos de la composición y contenido de sólidos, la carga orgánica volumétrica, la velocidad de flujo ascendente, el volumen del reactor, las características físicas, como el sistema de distribución del efluente y el sistema de recolección de gas.

Características de las Aguas Residuales.

Ciertas sustancias pueden afectar negativamente a la granulación de lodos, ya que aguas residuales con altas concentraciones de proteínas y/o grasas reducen la capacidad de formar un denso lodo granulado. La fracción de las partículas contra DQO soluble es importante para determinar las cargas de diseño para el RAFA, así como la determinación de la aplicabilidad del proceso.

Cuanto más se incremente la fracción de sólidos en un agua residual, la habilidad de formar lodos densos disminuye.

Cargas Orgánicas volumétricas.

Las típicas cargas de DQO en función de la fuerza de las aguas residuales, la fracción de partículas de DQO en las mismas, y las concentraciones de SST en el afluente se resumen en la Tabla 10.

Tabla 10. Cargas volumétricas recomendadas para reactores UASB a 30°C para alcanzar remociones del 85% al 95% (Metcalf & Eddy, 2003)

DQO mg/L de agua residual	Fracción de DQO particulada	Carga	Volumétrica	kgDQO/m ³ *d
		Lodo Floculento	Lodo granular con alta remoción de SST	Lodo granular con poca remoción de SST
1000 - 2000	0.10 - 0.30	2 - 4	2 - 4	8 - 12
	0.30 - 0.60	2 - 4	2 - 4	8 - 14
	0.60 - 1.00	na	na	na
2000 - 6000	0.10 - 0.30	3 - 5	3 - 5	12 - 18
	0.30 - 0.60	4 - 8	2 - 6	18 - 24
	0.60 - 1.00	4 - 8	2 - 6	na
6000 - 9000	0.10 - 0.30	4 - 6	4 - 6	15 - 20
	0.30 - 0.60	5 - 7	3 - 7	15 - 24
	0.60 - 1.00	6 - 8	3 - 8	na
9000 - 18 000	0.10 - 0.30	5 - 8	4 - 6	15 - 24
	0.30 - 0.60	na	3 - 7	na
	0.60 - 1.00	na	3 - 7	na

Eficiencias de remoción de DQO del 90 a 95% se han logrado en cargas que van desde 12 hasta 20 DQO kg/m³ *d en una variedad de desechos de 30 a 35 °C con reactores UASB. Los valores de τ

(tiempo de retención hidráulico) para las aguas residuales de alta fuerza se han logrado disminuir a lapsos de 4 a 8 horas a esas cargas. Donde menos del 90% de remoción de DQO y las concentraciones de SST mayores de efluentes son aceptables, se puede utilizar el aumento de las velocidades de flujo ascendente, las cuales desarrollarán un lodo granulado más denso por el lavado de otros sólidos.

Velocidad del flujo ascendente.

Para aguas residuales más débiles, la velocidad permitida y la altura del reactor, determinará el volumen del reactor UASB y para para aguas residuales más fuertes, la velocidad será determinada por la carga volumétrica de DQO.

Volumen del reactor y dimensiones.

Deben considerarse la carga orgánica, la velocidad superficial y el volumen efectivo de tratamiento para determinar el volumen requerido del reactor y sus dimensiones.

El volumen efectivo de tratamiento es el volumen ocupado por el manto de lodo y de biomasa activa. Un volumen adicional existe entre el volumen efectivo y la unidad de recolección de gas donde se produce una cierta separación adicional de sólidos y la biomasa se diluye.

Características físicas.

Las principales características físicas que requieren una cuidadosa consideración son: la alimentación de entrada, la separación y recolección de gas (Los diseños de separación de entrada y el gas son únicos para el RAFA) y la retirada del efluente, para proveer una distribución uniforme y evitar el acanalamiento y formación de zonas muertas. Estos dos aspectos son muy importantes sobre todo cuando se tratan aguas residuales débiles, ya que se puede tener menor producción de gas y mezcla del manto de lodos

Un número de tuberías de alimentación se colocan para dirigir el flujo a diferentes áreas en la parte baja del reactor. El acceso, debe proveer tuberías para la limpieza en caso de taponamiento.

Recuperación de Gas y separación de sólidos

El separador de gas/ sólidos (GSS) está diseñado para recolectar el biogás, previniendo el lavado de sólidos, fomentando la separación de partículas de gases y sólidos, para permitir que los sólidos se deslicen hacia atrás en la zona de manto de lodos, y ayudar a mejorar la eliminación de sólidos en el efluente.

Una serie de pantallas en forma de V invertida se utiliza junto a vertederos de efluentes para lograr los objetivos mencionados

Secuencia de cálculo de un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente, UASB.

Los reactores anaerobios se pueden diseñar con forma rectangular o cilíndrica, la siguiente secuencia de cálculo se hará con la forma cilíndrica ya que se tienen algunas ventajas hidráulicas en comparación con la forma rectangular, por ejemplo, siendo la principal y más importante, que se evita la formación de zonas muertas.

La determinación de la velocidad de flujo ascendente como uno de los parámetros de diseño, se partió de variables conocidas como el área y volumen del reactor a partir del diámetro y la altura efectiva, carga típica máxima de diseño y concentración promedio de materia orgánica en el agua de alimentación. El agua puede ser residual con una alta carga orgánica o puede ser sintética y preparada para ser alimentada inmediatamente al reactor.

La secuencia de cálculo que se propone es la siguiente:

1) Definición de variables de diseño

El cálculo se inicia con cuatro variables que se describen a continuación y que se obtienen de manera experimental o por medición directa:

- Diámetro del tubo que servirá como cuerpo del reactor UASB, se representa como d y su unidad es el cm .
- El caudal mínimo, el cual se determina a partir del tipo de bomba peristáltica y manguera a usar, se representa como Q y sus unidades son mL/min .
- La carga orgánica por día que se estará alimentando en el reactor, representado como carga y sus unidades son $kgDQO/m^3 \cdot d$.
- El tiempo de residencia hidráulica, identificado como TRH , la unidad es el día.

2) Cálculo del volumen del reactor.

Se emplea la siguiente expresión:

$$V_R = TRH \cdot Q \cdot 1440. \dots (12)$$

Donde 1440 es un factor de conversión de minutos a días para que el volumen se pueda expresar en mililitros.

3) Área del reactor.

$$A_R = \frac{\pi D^2}{4}. \dots (13)$$

Las unidades del área tienen que ser centímetros cuadrados.

4) Altura efectiva del reactor.

Para un adecuado funcionamiento del reactor, la altura efectiva tiene que ser mayor a un metro. Se tiene que introducir el volumen del reactor en centímetros cúbicos.

$$L = \frac{4 V_R}{\pi D^2}. \dots (14)$$

La longitud se tiene que expresar en centímetros.

5) Flujo másico.

La expresión utilizada es la que se muestra a continuación, destacando que el volumen del reactor se debe introducir en metros cúbicos.

$$F = V_R \cdot Carga (15)$$

El flujo másico se tiene que expresar en kgDQO/d.

6) Carga hidráulica.

Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$C_H = \frac{Q}{A_R} (16)$$

Las unidades que se obtienen son cm/min, por lo que se deben convertir a m/h. El valor numérico obtenido no debe exceder de 1 m/h, pues este es el valor típico recomendado para un correcto funcionamiento.

7) Velocidad de flujo en la campana.

La expresión utilizada es la siguiente:

$$V_C = 4 C_H (17)$$

y las unidades que se obtienen, también son m/h.

8) Separador de gas del líquido.

Los objetivos a lograr con la implementación de las campanas para cada reactor son:

- Separación y descarga adecuadas del biogás en cada reactor.
- Permitir el deslizamiento del lodo dentro del compartimento de digestión.
- Servir como una clase de barrera (stopper) para expansiones excesivamente rápidas del manto de lodos dentro del sedimentador.
- Prevenir el lavado (salida) de lodo granular flotante y floculento.

Para la construcción de esta campana se tienen en cuenta los parámetros recomendados por la literatura, los cuales indican que la estructura convencional es la más adecuada, gracias a su fácil construcción, simplicidad de instalación, funcionamiento y eficiencia.

Los aspectos a considerar en el diseño son los siguientes:

- La velocidad de flujo ascendente en la abertura.
- El ángulo de los lados de la campana.
- El traslape vertical.

Todos estos criterios son flexibles, ya que pueden ajustarse entre sí de acuerdo a las proporciones del reactor y a continuación se muestran los parámetros de diseño básicos:

1) Área de abertura.

Está relacionado con el gasto y la velocidad de flujo en la campana. El valor del gasto tiene que estar en m³/h.

$$A_{abertura} = \frac{Q}{v_C} \cdot \dots \cdot (18)$$

2) Área de la sección transversal de la campana.

Para calcular esta área se requiere el valor del área del reactor y el área de la abertura y la expresión matemática es la siguiente:

$$A_{campana} = A_R - A_{abertura} \cdot \dots \cdot (19)$$

A partir de este valor se puede calcular el radio mayor de la campana, mediante la siguiente ecuación:

$$A_{campana} = \pi R_{campana}^2 \cdot \dots \cdot (20)$$

Se puede entonces calcular el radio de la campana como se indica a continuación:

$$R_{campana} = \sqrt{\frac{A_{campana}}{\pi}} \cdot \dots \cdot (21)$$

3) Ancho de la abertura

El ancho de la abertura está relacionado con los radios del reactor y los de la campana, por lo que se tiene la siguiente expresión:

$$W_{abertura} = R_{reactor} - R_{campana} \cdot \dots \cdot (22)$$

Se puede asumir para el diseño de la campana, que tanto el ancho mínimo interno de la campana (H_T) y la altura tope sobre la superficie del líquido son iguales a 2 cm.

4) Ángulo de inclinación de la campana.

El ángulo que se recomienda es de 60° debido a que ajusta de forma más adecuada a las condiciones de diseño, tanto de la campana como del tubo del reactor.

5) Altura de la campana.

Para calcular la altura de la campana se requiere conocer previamente la longitud que existe entre el extremo del radio mayor de la campana y el extremo de la abertura de la campana, para lo cual se presentan las siguientes expresiones:

$$W_G = R_{campana} - \frac{1}{2}(W_{abertura}) \cdot \dots \cdot (23)$$

$$H_G = W_G \tan \alpha \cdot \dots \cdot (24)$$

Donde α es el ángulo de inclinación de la campana.

6) *Traslapo*

Se refiere a los deflectores que se colocan para dirigir los gases producidos hacia la campana y se pueda hacer la separación de los gases del líquido.

$$T_V = 1.5 (W_{abertura}) \cdot \cdot \cdot (25)$$

7) *Ancho de los deflectores*

Se calcula de la siguiente manera:

$$W_D = T_V + W_{abertura} \cdot \cdot \cdot (26)$$

8) *Longitud de los deflectores*

Esta longitud está en función de un ángulo, el cual, para facilitar la construcción se considera de 45 grados, por lo tanto, la expresión para su cálculo es la siguiente:

$$L_D = 2W_D \tan 45^\circ \cdot \cdot \cdot (27)$$

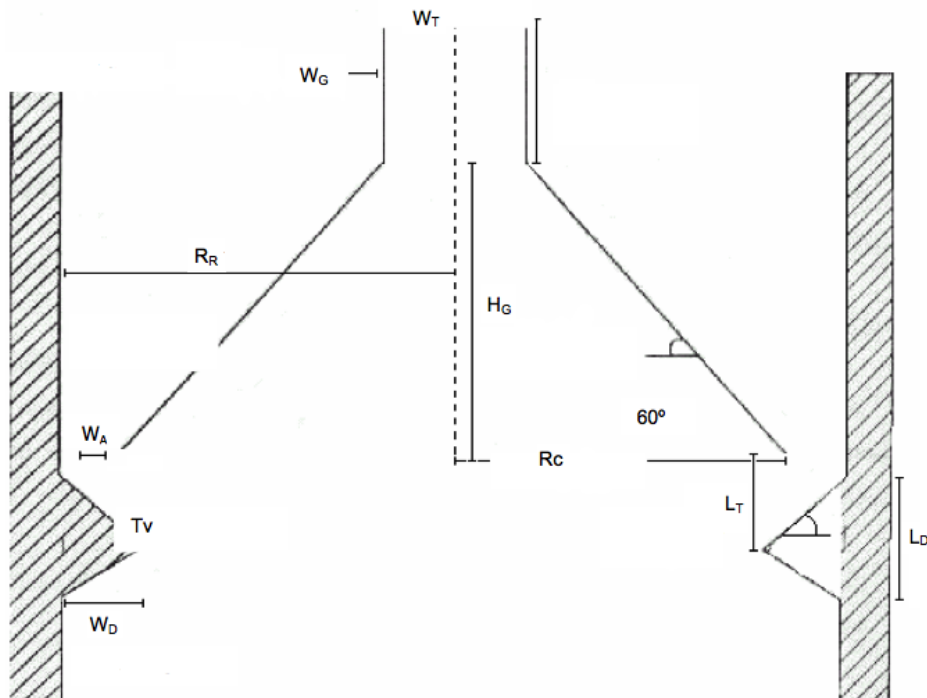


Figura 6. Esquema de la campana de separación gas - líquido

Referencias.

Bermúdez, R. C., Rodríguez, S., Martínez, M. de la C., Terry A. I. 2011. Ventajas del empleo de reactores UASB en el tratamiento de residuales líquidos para la obtención de biogás. *Aqualimpia.com*, Recuperado el 22 de febrero de 2011, de <http://www.aqualimpia.com/PDF/UASB%20Ventajas.pdf>

Caicedo, F. J. (2006). *Diseño, construcción y arranque de un reactor U.A.S.B. piloto para el tratamiento de lixiviados*. Tesis de Especialidad en Ingeniería Ambiental-Área Sanitaria. Universidad Nacional de Colombia.

Castillo, E. F., Solano, J. K., y Rangel, M. P. (2006). Evaluación operacional de un sistema a escala laboratorio de biopelícula anaerobia soportada para el tratamiento de aguas residuales domésticas. *Revista ION*. Vol. 19. No. 1. 18-22.

Cakir, F.Y. y Stenstrom, M.K. (2005). Greenhouse gas production: a comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. *Water Research*. 39, 4197–4203.

Chan, Y. J., Chong M. F., Law, Ch. L., y Hassell, D.G. (2009). A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical Engineering Journal*. 155, 1-18.

CONAGUA. Comisión Nacional del Agua. 2008. Documentos relacionados con infraestructura Hidráulica. Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, estadística por año 2004-2008. Recuperado el 25 de Octubre de 2011 de : <http://www.conagua.gob.mx/Contenido.aspx?id=5cce0976-bfaa-45ac-9974-9915f6ee992f> Información sobre el agua en México|0|0|87|0|0

Escalante, V. E., Sánchez M., Pozo, F. y Rivas, A. (2000) *Identificación y evaluación de procesos biológicos de tratamiento*. México: Comisión Nacional del Agua e Instituto Mexicano de Tecnología del agua.

Groppelli, E., Giampaoli, O. (2001). El Camino de la Biodigestión. Ambiente y Tecnología Socialmente Apropriada. *Centro de Publicaciones, Secretaría de Extensión, UNL*.

Khan, A.A., Gaur, R. Z. V., Tyagi, K., Khursheed A., Lewb,B, Mehrotraa I. y Kazmia, A.A. (2011) Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: A review. *Resources, Conservation and Recycling*. 55 , 1232– 1251.

López, M.E. (1998). El reactor anaeróbico tipo EASA: nuevo reactor híbrido de flujo ascendente, Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.

López, J.; Morgan, J.; y A. Noyola. (2000) Arranque de reactores anaerobios industriales dos casos de estudio. En: “Memorias de XII Congreso de la Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales” (FEMISCA).

Mecalf & Eddy, Inc.(2003) *Wastewater Engineering. Treatment and reuse*. (4ta edition). Ed. Mc Graw Hill.

Monroy, O., Famá, G., Meraz, M., Montoya, L. y Macarie, H. 2000. Anaerobic Digestion for wastewater treatment in Mexico: state of the technology. *Water Research*. Vol. 34. No. 6. 1803 - 1816.

Montes, V., Pagano A. M., Crozza D.(2009). Gestión Sustentable de los residuos sólidos orgánicos valorizándolos energéticamente. *Departamento de Ingeniería Química*.

Noyola, A. (1999) Desarrollo de tecnologías mexicanas en tratamiento de aguas residuales: una experiencia. *Interciencia*. Vol. 24. No. 3, 169 - 172.

Pacheco J. Y Magaña A. (2003). Arranque de un reactor anaerobio. *Ingeniería* . Vol.7 No.1 21-25.

Ramírez, O., Koetz, P. (1998). Evaluación de un reactor UASB para el tratamiento de efluentes de la industria de aceite de arroz. *V taller y Seminario Latinoamericano de Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales*. Viña del Mar, Chile.

Van Der Berg, L. (1986). Anaerobic Digestion of Wastes, Division of Biological Sciences, *National Research Council of Canada*, Ottawa, Ontario, Canada.