



INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA Y
ARQUITECTURA**



**SECCIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
E INVESTIGACIÓN**

**DISEÑO Y CÁLCULO DE UN TREN DE
TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA AGUAS
RESIDUALES URBANAS USANDO LA
TECNOLOGÍA DE LECHO GRANULAR
EXPANDIDO**

**TESIS QUE PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRÍA
EN INGENIERÍA CIVIL PRESENTA**

Manuel Erasmo Chávez Martínez



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

CARTA CESION DE DERECHOS

En la Ciudad de México, D. F. el 26 de Febrero de 2010; el que suscribe Manuel Erasmo Chávez Martínez, alumno del Programa de Maestría en Ingeniería Civil, con número de registro A070689, adscrito a la Escuela Superior de Ingeniería Civil - Zacatenco, manifiesta que es autor intelectual del presente trabajo de Tesis, bajo la dirección del M. en C. Ricardo Contreras Contreras y cede los derechos del trabajo intitulado “*Diseño y Cálculo de un Tren de Tratamiento Biológico para Aguas Residuales Urbanas, usando la Tecnología de Lecho Granular Expandido*”, al Instituto Politécnico Nacional para su difusión, con fines académicos y de investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, gráficas o datos del trabajo sin el permiso expreso del autor y/o director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección: etchebarren@yahoo.com.mx. Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.

Manuel Erasmo Chávez Martínez

INDICE	2
RESUMEN	4
ABSTRACT	5
INTRODUCCIÓN	6
OBJETIVO GENERAL.	9
OBJETIVOS ESPECIFICOS.	9
HIPÓTESIS.	10
JUSTIFICACIÓN.	10
CAPITULO I. ANTECEDENTES	14
CAPITULO II. TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES.	18
CAPITULO III. FUNDAMENTOS DE MICROBIOLOGÍA.	25
CAPITULO IV. CARACTERÍSTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS	41
CAPITULO V. CINÉTICA Y MECANISMOS BIOLÓGICOS	72
CAPITULO VI. MODELOS DE REACTORES BIOLÓGICOS	121
CAPITULO VII. TRATAMIENTO ANAEROBIO	147

CAPITULO VIII. EL PROCESO DE LECHO DE LODOS GRANULAR EXPANDIDO. (EGSB)	167
CAPITULO IX. DISEÑO Y CÁLCULO DEL TREN DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO.	225
CONCLUSIONES	258
GLOSARIO.	263
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	265

RESUMEN

El tratamiento anaerobio para depurar las aguas residuales de diferentes características, es una tecnología bien establecida que se ha usado en los últimos años para tratar preferentemente los residuos líquidos industriales y las aguas residuales de origen urbano, con altas concentraciones de materia orgánica.

Sin embargo, el tratamiento de estos mismos residuos, con valores de DQO, menores a 1500 mg/L y a temperaturas inferiores a 15°C, era una barrera para los procesos anaerobios, porque las eficiencias de remoción alcanzaban apenas niveles de 60 – 70% en el mejor de los casos, además de los problemas de lento arranque y generación de malos olores, que venían aparejados con ello, por lo que se prefería el tratamiento aerobio para esos y otros casos.

En los último diez años, el desarrollo de nuevas tecnologías de tratamiento anaerobio, ha permitido acceder a procesos - denominados de alta tasa- que han superado los problemas mencionados y han posicionado a esta tecnología como la más revolucionaria en su tipo, ya que permite tratar, no solo aguas residuales de baja carga orgánica y a bajas temperaturas, sino que lo hace con niveles de eficiencia superiores al 90% de remoción de la DQO, con requerimientos de equipo más simple de operar y controlar y a montos de inversión y costos de mantenimiento sensiblemente menores, lo que ubica al tratamiento de aguas residuales, al alcance de más comunidades en México. Una de estas tecnologías es la de lecho de lodo granular expandido, (EGSB, por sus siglas en ingles), que en el año 2008, fue considerada por la revista especializada Water Science Technology, la tecnología más revolucionaria, por su aporte técnico, su costo accesible y su sencillez en la operación y control. El presente trabajo, aborda desde la perspectiva técnica, la implementación del equipo básico del tratamiento biológico, que es el corazón del proceso que se menciona.

ABSTRACT

Anaerobic process is a well established technology for wastewater treatment that has been used to treat high strength industrial wastewaters mainly, specially in the brewery, dairy and food industries. However when treating low strength domestic wastewaters at psychrophilic temperatures (below 15°C), anaerobic process seemed not to be the best choice, since it had a poor development regarding COD removal efficiency. In recent years, this perception has dramatically changed, since high rate treatment technology came up, giving a new prospective to a domestic low strength wastewaters treatment, that allows to many small and medium size cities in México, to give a feasible and affordable treatment to their liquid waste. Expanded Granular Sludge Bed (EGSB) is one of those high rate anaerobic technologies, that performs a suitable and fast wastewater treatment, since it combines, a high organic load, with an up flow liquid velocities that comes in to a fast and efficient operation, ranging 85 – 92 % COD removal levels. Another important advantage of this novel technology is the simplicity of equipment needed to perform the process that carries out it, for instances, without mixing equipment inside the reactor, that becomes an important feature because represents a high cost reduction when compared to aerobic or anaerobic traditional processes. All those reasons gave the EGSB process technology, the recognition on year 2008 by magazine Water Science Technology, as BAT (best available technology), in the wastewater treatment industry. Technical and operational aspects, regarding EGSB technology and process, are the main subject of the present work.

INTRODUCCIÓN

El tratamiento de aguas residuales, se entiende como la aplicación de diferentes metodologías y procesos, a las aguas derivadas de los sistemas de alcantarillado. Dichas metodologías tienen la finalidad de asegurar el cumplimiento de los parámetros de calidad, marcada en la normatividad, para su efectivo re-uso, o disposición final en los cuerpos receptores de aguas superficiales o subterráneas, garantizando su inocuidad absoluta.

De acuerdo con datos de la Comisión Nacional del Agua (CONAGUA, 2007), México genera aproximadamente 246 m³/s. de aguas residuales (AR), y de este total, solo se le da tratamiento a 88 m³/s., lo que arroja un déficit de 158 m³/s.; es decir, el 64% del total generado, no recibe ningún tratamiento.

Existen en el país 1,583 plantas de tratamiento de AR, de las cuales solo el 69%(1102), cumplen con la normatividad vigente y el restante 31% (481), generan un efluente que está fuera de norma.

Entre las razones de incumplimiento, se encuentran las siguientes:

- Deficiencias técnicas del proceso
- Capacidad instalada rebasada
- Procesos incompletos
- Problemas económicos para operarlas

Si se suman las aguas residuales que no reciben tratamiento, con aquellas que lo reciben incompleto o deficiente; el total de AR que no son aptas para su reutilización se eleva a 171 m³/s., es decir, el 69% del total de AR generadas en el país.

Como consecuencia, todo ese caudal de AR, es vertido a cuerpos superficiales de agua, o peor aún, son usados en la agricultura en cultivos diversos, incluidos los de hortalizas, lo cual genera contaminación y provoca el deterioro de los cuerpos receptores de agua en diversos grados, además de las graves consecuencias sanitarias que conlleva.

La escasez del recurso en extensas zonas del país y el alto costo de desarrollo de nuevas fuentes de suministro de agua, hacen imperativo la consideración de renovar y recuperar las aguas residuales tratadas, para satisfacer las demandas de agua en la agricultura, la industria y la regeneración de fuentes de suministro, entre otras.

Las condiciones particulares de México, obligan a que sean tomadas en cuenta las experiencias de otros países, adecuando las condiciones que imperan allá a nuestras necesidades y recursos, e incluso a las condiciones particulares de alguna región. En la evaluación de alternativas de tratamiento se deberá dar la debida atención, a cada caso particular, considerando los siguientes factores:

1).-Concentración de contaminantes en las aguas crudas

En zonas con suministros limitados de agua, las cuales se presentan en extensas regiones del país, las concentraciones de contaminantes tienden a aumentar, lo que hace necesario el empleo de pre-tratamientos, de uso no generalizado en otros países o incluso en regiones dentro de nuestro propio país.

2).-Disponibilidad de superficies

Cuando la disponibilidad de terrenos es amplia, es posible el empleo de sistemas de tratamiento con bajos requerimientos tecnológicos, bajos costos de operación y bajos

requerimientos de mano de obra calificada, factores deseables en pequeñas y medianas comunidades del país.

3).-Calidad del agua tratada

Los requerimientos de calidad del efluente deben ser claramente definidos al inicio de cada proyecto, en particular para poder escoger la mejor solución técnica.

4).-Costos de inversión, operación y mantenimiento.

La proporción que guardan los costos de capital, respecto de los costos de operación y mantenimiento, deberá ser congruente, ya que en localidades con baja capacidad económica, altos costos de operación y mantenimiento pueden dar como resultado que sistemas de tratamiento técnicamente adecuados, queden en desuso por falta de recursos para su funcionamiento.

OBJETIVO GENERAL

Diseñar, calcular y determinar la viabilidad técnica de un tren de tratamiento biológico anaerobio, usando la tecnología de lecho granular expandido (EGSB), para tratar las aguas residuales urbanas de baja concentración, de ciudades pequeñas y medianas en México.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

Obtener una eficiencia de remoción de la fracción soluble de la Demanda Química de Oxígeno (DQO), por arriba del 85%.

Elevar la eficiencia de operación del tratamiento biológico en el lecho expandido, a niveles del 90%.

Presentar un modelo viable de tratamiento biológico de aguas residuales de última generación, para ciudades pequeñas y de tamaño medio en México.

HIPÓTESIS

Si con la operación de un tren de tratamiento biológico anaerobio de dos etapas, de lecho granular expandido, que maneja velocidades de flujo ascendente superiores a 4m/h, con tiempos de retención hidráulica entre 1.5-6.0 h, se logra un adecuado mezclado, propiciando un eficiente contacto entre el agua residual y la biomasa, entonces es posible generar remociones entre un 85 y 95% de DQO y compuestos orgánicos totales de 83-94%, respectivamente.

JUSTIFICACIÓN

Muchos años de desarrollo e instrumentación en el campo de tratamiento anaerobio de agua residual, han ubicado a esta tecnología en un nivel competitivo, con respecto a otros procedimientos y técnicas, particularmente en lo que se refiere a la sustentabilidad y costo efectivo.

La tecnología de lecho granular expandido, es uno de los últimos desarrollos incorporados al tratamiento de aguas residuales, ya que ofrece ventajas adicionales, sobre los reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB), que son considerados su antecedente inmediato.

El diseño y cálculo de un tren de tratamiento biológico, usando la tecnología EGSB y aplicando los parámetros de control y operación que se están usando en otros países, con aguas residuales mexicanas, permitirán comparar, y en su caso determinar las bondades del uso de esta novedosa tecnología, con ventajas operativas, financieras y ambientales, que puedan ser aprovechadas complementándolas y mejorándolas con el propósito definido, de impulsar el uso de esta tecnología en el tratamiento de aguas residuales en núcleos de población en México que no tienen acceso a ella. En el país existen alrededor de 314 ciudades de entre 10,000 y 150,000 habitantes que representan el 19.7% de la población total del país, que prácticamente no le dan tratamiento a sus AR en ningún sentido. Esta tecnología puede ser una opción para ellas.

VENTAJAS DE LA TECNOLOGÍA EGSB

a).-Reducción de la producción de lodos

La producción de lodo biológico disminuye sensiblemente, comparado con un proceso tradicional de lodos activados, ya que la población bacteriana en este proceso, utiliza solamente el 10% de su energía obtenida del alimento o sustrato, para funciones de reproducción y el restante 90% para otras funciones vitales, generando con ello, productos finales tales como: Bióxido de Carbono y Metano principalmente y pequeñas cantidades de Acido Sulfhídrico, Mercaptano e Hidrógeno.

b).-Producción de Energía

Generación de energía en forma de metano, con un valor teórico de 3.8 Kw/h*Kg de DQO removida, suponiendo un 100% de eficiencia en el tratamiento y en la conversión a electricidad.

c). -Menor espacio requerido

El espacio necesario para llevar a cabo las operaciones de estabilización de la materia orgánica, a través del reactor EGSB y en general de todo el equipo necesario para el proceso completo, es sensiblemente menor, llegando esta reducción de espacio hasta el 60%. Contribuye a esta disminución, el que al ser una tecnología mas eficiente en su conjunto, requiere de equipos mas pequeños, aceptando cargas orgánicas mayores, velocidades de flujo ascendente mas elevadas y con tiempos de residencia hidráulicos menores.

d). –Manejo de cargas orgánicas mayores

El valor de la carga orgánica medida en términos de DQO, puede alcanzar niveles de 20-35 kg/m³ de volumen de reactor por día.

e). –Mínimo requerimiento de productos químicos

Prácticamente no requieren del uso de productos químicos, excepto si se indicara tratamiento terciario (por especificación) u homogenización y/o sedimentación secundaria después del tratamiento biológico.

f). –Operación y mantenimiento simples.

La operación y el mantenimiento son muy simples, ya que los equipos “clave” del proceso se reducen, disminuyendo la complejidad de su operación, a lo que contribuye también la elevada eficiencia de su tecnología.

g). –Rápida puesta en marcha.

Los tiempos promedio de arranque y puesta en marcha de un reactor con tecnología EGSB, va desde 4 semanas – en el periodo mas largo- hasta 8 días en el mas corto, de acuerdo con los datos reportados de plantas similares en Europa (Holanda e Irlanda) y Japón. (Narita, JPN, 2002., Shannon, IRL, 2002. y Róterdam. HOL ,2003).

Con esta perspectiva, se pretende explorar el modelo de reactor (EGSB), para definir sus parámetros de diseño y operación, usando experiencias teórico-prácticas de otros países (HOLANDA y EE UU) y ratificar sus ventajas de operación y costo, con agua residual doméstica en México.

Es una tecnología que empieza a posicionarse en Estados Unidos, Europa y Japón, con la construcción, a partir del año 2003, de las primeras plantas de tratamiento de aguas residuales industriales y municipales.

El manejo de los parámetros teórico-prácticos del modelo, mediante la experimentación en otros países y comparándolas con aguas residuales en México, permitirá fijar un antecedente teórico, que pueda servir como referente para otras experiencias al mismo nivel o a escalas mayores, usando esta novedosa tecnología de tratamiento de aguas residuales.

CAPITULO I

ANTECEDENTES

Los sistemas tradicionales de remoción de contaminantes de aguas residuales, contemplan el uso de tecnologías con altos niveles de eficiencia en este renglón, sin embargo los elevados montos de inversión, en activos fijos principalmente, los hacen poco factibles para muchos centros de población media y pequeña en México.

La incorporación de tecnologías alternativas, que ayuden a subsanar esta limitante, es cada vez mas frecuente, y en este campo se pueden aprovechar las experiencias de otros países, para explorar el uso de otras tecnologías, que garanticen una remoción eficiente de los contaminantes, a costos unitarios de tratamiento más bajos.

En la actualidad existe una gran variedad de procesos y sistemas para el tratamiento de aguas residuales, cuya secuencia de operaciones y procesos unitarios mas común es la siguiente:

- ❖ PRETRATAMIENTO

- ❖ TRATAMIENTO PRIMARIO

- ❖ TRATAMIENTO SECUNDARIO

- ❖ TRATAMIENTO TERCARIO O AVANZADO.

Los procesos mencionados, involucran una gran variedad de operaciones, métodos, equipos, recursos y materiales que se describen con más detalle en el siguiente capítulo.

El tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas e industriales, a través del uso de reactores, especialmente diseñados para ese propósito, ha recorrido un largo camino desde hace aproximadamente 30 años.

Fue en la Universidad de Agricultura de Wageningen en Holanda, donde el Dr. Gatzke Lettinga, condujo las primeras investigaciones relacionadas con el tratamiento de aguas residuales domésticas, usando un reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB).

Este reactor manejaba por primera vez, la alimentación de agua residual por la parte inferior del mismo, propiciando un flujo ascendente que ponía en contacto al agua residual del influente, con la biomasa “suspendida “ en todo el “volumen “ del reactor.

Esto generaba la estabilización de la materia orgánica, por reacción bioquímica con los microorganismos específicos, así como por difusión molecular.

Las primeras experimentaciones se hicieron a escala piloto, inoculándolos con lodo floculento, para analizar su comportamiento en diferentes condiciones, especialmente de temperatura. El resultado obtenido en un reactor de 0.120 m³ de lecho granular, demostró que la eficiencia de remoción de la DQO, estaba en el rango de 45 – 75 % y un tiempo de residencia hidráulico (TRH) de 4 -8 horas. Esta prueba se realizó a temperaturas de 20-25 °C. Para conseguir remociones similares, a temperaturas menores, el TRH debía incrementarse hasta 9 – 14 horas y la acumulación de los sólidos suspendidos a esas temperaturas, se volvió significativa, ya que en esas condiciones la hidrólisis de esos sólidos es muy lenta, convirtiéndose en un factor limitante del proceso global. Se concluyó que la temperatura era un factor determinante

y se continuó con la experimentación a temperaturas mayores, encontrándose que en rangos de temperatura de entre 35 -39 °C, se obtenían los mejores resultados de remoción de DQO. (Lettinga, 1980)

Los resultados obtenidos con reactores de mayor capacidad (6-20 m³), inoculados con lodo granular, generó resultados consistentemente más bajos, lo cual se atribuyó al limitado contacto entre el agua residual y la decreciente remoción de sólidos suspendidos. (De Man, 1986).

Posteriormente, se hicieron las adecuaciones necesarias para mejorar el contacto entre el agua residual y los sólidos en el reactor.

Así por ejemplo, se incrementó el número de puntos de entrada del influente, por metro cuadrado, en la parte inferior del reactor, mejorando la uniformidad de la alimentación y se incrementó la velocidad ascensional del fluido, para aumentar la eficiencia.

Así nació y se perfeccionó el reactor UASB, (Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente), que revolucionó el tratamiento de aguas residuales y que hasta nuestros días, representa una de las opciones de tratamiento para las aguas de desecho, más eficiente y más usada en las ciudades e industrias modernas.

Las ventajas del reactor UASB, son básicamente su proceso de alta tasa de conversión usando un sistema de lodo granular, que permite manejar elevadas cargas orgánicas (5 – 15 Kg DQO /m³.d).

Sin embargo, el éxito de la tecnología empleada en los reactores UASB, se basa fundamentalmente, en haber conseguido desvincular el tiempo de retención hidráulico, del tiempo de retención celular. Esta separación se consigue, mediante varias formas de retención de los sólidos en el reactor, tales como, la inmovilización en una matriz fija, o en un flujo móvil con el sólido en forma granular e incluso por sedimentación.

Los sistemas de alta tasa, pueden dividirse en procesos de crecimiento fijo o de crecimiento suspendido, lo que incluye a los reactores de lecho fijo y de lecho expandido-fluidizado.

En los sistemas de crecimiento adherido, los microorganismos están unidos a un medio fijo o móvil, mientras que en los procesos de crecimiento suspendido, el lodo biológico está presente en forma de flóculos o gránulos.

En un reactor de lecho expandido-fluidizado, el material “suspendido “ o medio (tal como arena o material inorgánico poroso), es usado para desarrollar una “película “ adherida. El proceso de película fija, recae en el microorganismo adherido a un medio fijo, como rocas, anillos de plástico o módulos especialmente diseñados para este propósito.

Algunos sistemas, tales como el proceso anaerobio híbrido, combinan ambos procedimientos -de lecho fijo y de lecho suspendido-en un solo reactor, utilizando las ventajas de ambos sistemas.

El reactor UASB, se considera el precursor de otros reactores que han aparecido en años recientes, usando los principios y la tecnología básica desarrollada por los reactores UASB, de tal manera que para el caso particular del reactor EGSB y su tecnología asociada, - objeto de este estudio- puede indudablemente, considerarse su antecedente directo e inmediato.

El reactor EGSB, (reactor de lecho granular expandido) utiliza los mismos principios operativos del reactor UASB, pero difiere en términos de geometría, parámetros de proceso y – usualmente –en materiales de construcción. El reactor EGSB, tiene una estructura más simple y el “cuerpo “del reactor, tiene una altura que oscila entre 12 y 24 metros, guardando una relación de altura/diámetro de 5:1 aproximadamente. Los rangos de carga orgánica para estos reactores, está en el orden de 15– 35 Kg DQO /m³.día.

CAPITULO II

TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES

2.1. CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS.

Los procedimientos convencionales de tratamiento de aguas residuales (TAR), son generalmente clasificados usando las siguientes operaciones y procesos unitarios:

Pre-tratamiento, Tratamiento Primario, Tratamiento Secundario, Tratamiento Terciario o Avanzado y Tratamiento, Manejo y Disposición de Lodos.

2.2. PRETRATAMIENTO Y TRATAMIENTO PRIMARIO.

Los procesos de pre-tratamiento, son usados para eliminar los sólidos gruesos, separar a los aceites y grasas que flotan y homogeneizar las diferencias de flujo o de concentración, manejando una retención hidráulica de corto plazo.

El tratamiento primario, usualmente se refiere a la remoción de sólidos suspendidos por sedimentación o flotación. El primero es el más usado y en éste, las partículas discretas son sedimentadas por el principio de carga superficial, que elimina a la mayoría de los sólidos suspendidos, que no cambian su peso, forma o características generales.

La reducción primaria de sólidos, disminuye los requerimientos de oxígeno, en el subsecuente proceso biológico, reduciendo también la carga de sólidos para el tanque de sedimentación secundario.

2.3.-TRATAMIENTO SECUNDARIO

El tratamiento secundario, generalmente involucra un proceso biológico, para eliminar la materia orgánica, a través de la oxidación bioquímica. El proceso biológico seleccionado, depende de varios factores tales como el volumen de agua residual, la biodegradabilidad de ésta, así como la disponibilidad de instalaciones adecuadas para llevar a cabo el proceso.

Los procesos biológicos más usados, son los reactores de lodos activados y los filtros percoladores. En los primeros, el agua residual es alimentada a un tanque aireado, donde los microorganismos consumen los residuos orgánicos para su mantenimiento y la creación de nuevas células.

El “floc” microbiano resultante (lodo activado), es separado en un tanque de sedimentación, también llamado clarificador o espesador de lodos. Una parte de la biomasa “espesada”, es usualmente reciclada al reactor, para mejorar su eficiencia a través de una mayor concentración celular.

Los filtros percoladores, son lechos embalados con rocas, estructuras plásticas u otros materiales, en donde la película microbiana crece en la superficie del material de empaque y remueve los compuestos orgánicos solubles del agua residual, que fluye a través del filtro. El exceso de células que crece en el medio, es “barrido” de él, por el agua que fluye y es removido en un clarificador.

2. 4. TRATAMIENTO TERCARIO

Muchos efluentes, requieren de un tratamiento terciario o avanzado, para eliminar algunos contaminantes en particular, o para preparar al agua para su re-uso.

Algunas operaciones típicas de esta etapa son: la eliminación de compuestos de fósforo por coagulación, la remoción de nitrógeno orgánico u amoniacal por nitrificación- desnitrificación, la eliminación de compuestos que imparten color, por adsorción con carbón activado y la remoción de sólidos disueltos por procesos de membrana, como osmosis inversa o electrólisis.

El efluente es a menudo, en éste paso, tratado con cloro u ozono, para destruir los organismos patógenos, antes de descargar el agua a los cuerpos receptores.

2. 5. NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN

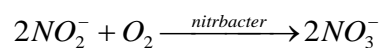
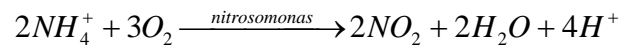
Los elementos nitrógeno y fósforo, son esenciales para el crecimiento biológico y son conocidos como nutrientes o bio-estimulantes, otros elementos, como el hierro también son necesarios, pero el nitrógeno y el fósforo son los principales elementos nutritivos.

El nitrógeno presente en el agua residual reciente, se encuentra principalmente en forma de urea y materia proteica. La descomposición hecha por las bacterias, cambia fácilmente estas formas en amoniacó.

En un ambiente aerobio, las bacterias pueden oxidar el nitrógeno del amoniacó a nitritos y nitratos. El predominio del nitrógeno del nitrato, indica que el agua residual se ha estabilizado con respecto a la demanda de oxígeno. Sin embargo, los nitratos pueden ser usados por las algas y otras plantas acuáticas, para formar proteínas vegetales que a su vez, pueden ser utilizadas

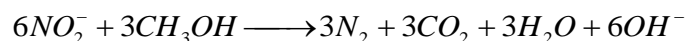
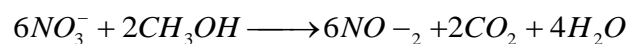
por animales para formar proteínas animales. La muerte y descomposición de las proteínas animales y vegetales por bacterias, produce nuevamente amoníaco. Por tanto, si el nitrógeno en forma de nitratos puede ser reutilizado por las algas y otras plantas para formar proteínas, puede ser necesario, eliminar o reducir el nitrógeno que esté presente, para evitar este crecimiento.

La nitrificación, es el término aplicado a la oxidación del ión amonio, primero a nitrito, por el género de bacterias conocido como **nitrosomonas** y después a nitrato, por otro tipo de bacterias denominado **nitrobacter**, representado por las siguientes reacciones:



Algunos de los iones de amonio, son consumidos por la síntesis de las células y puesto que la tasa de crecimiento específico para las bacterias nitrobacter, es mayor que para las nitrosomonas y que la constante de Michaelis es baja para ambas, el nitrito no se acumula en las reacciones de nitrificación.

La desnitrificación es la reducción del nitrógeno del nitrato, por un amplio grupo de bacterias, tales como las pseudomonas, primero a nitrito y luego a nitrógeno elemental en forma de gas, en la que se dan las siguientes reacciones:



Durante la desnitrificación, los reactores biológicos son operados de tal manera que el nitrógeno se convierte en el sustrato limitante y es necesario entonces, agregar una fuente de carbón orgánico, como metanol para permitir la síntesis de las células. (Sundstrom et al 1979)

FÓSFORO

El fósforo se encuentra en las aguas naturales en una amplia variedad de formas, desde los fosfatos que se originan a partir de depósitos minerales, como ortofosfatos, hasta los polifosfatos que son sintetizados por plantas y animales a través de las enzimas. Estos son también producidos por la deshidratación y condensación de ortofosfatos, para ser usados en detergentes y productos químicos.

Los compuestos de fósforo orgánico, son productos necesarios para el crecimiento biológico y se encuentran en una amplia variedad de estructuras, de tal manera que es muy difícil estimar su composición en el equilibrio y están presentes, en prácticamente todos los cuerpos de aguas naturales.

El fósforo puede ser eliminado de las aguas residuales, agregando cal, ya sea antes del sedimentador primario, o después del reactor biológico. La adición de cal en el influente de agua residual, provoca un incremento en la DBO y entonces se hace necesaria la remoción de los sólidos suspendidos en el clarificador primario, para reducir la carga en el tratamiento secundario.

Con la adición de cal en el efluente, el clarificador primario, puede alcanzar remociones hasta del 80 % del fósforo que ingresa. Normalmente se agrega cal en cantidad suficiente para llevar el pH del efluente primario hasta 9.5-10, que puede ser tolerado en un reactor de lodos activados, que tenga un adecuado sistema de mezclado.

Puesto que se genera dióxido de carbono por las reacciones biológicas, la corriente que entra al sistema es parcialmente neutralizada, de tal manera que el reactor opera cerca de condiciones de pH neutro. Si el pH alcanza niveles de 11.0, puede ser necesaria la re-carbonatación con dióxido de carbono, antes del tratamiento biológico.

Cuando la cal es agregada en un tratamiento terciario después del reactor biológico, ésta es primero mezclada con el agua clarificada, para elevar el pH al nivel deseado, el precipitado químico se forma y se sedimenta en una unidad de floculación.

2.6. DISPOSICION DE LOS LODOS

El tratamiento de AR, genera cantidades significativas de lodo, provenientes de los sólidos suspendidos en la alimentación, de la biomasa generada por las operaciones biológicas y de los precipitados que se forman por la adición de productos químicos.

Estos lodos generados, deben ser adecuadamente tratados, antes de su disposición final y algunos de los procedimientos para su tratamiento son los siguientes: Espesamiento, estabilización, acondicionamiento, deshidratación, secado, oxidación y disposición final.

2.7. PROCESOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

2.7.1. PROCESOS AEROBIOS.

El desdoblamiento de la materia orgánica, es realizado a través de complejos procesos bioquímicos, con la intervención de microorganismos que reducen las moléculas de proteínas, carbohidratos, grasas y aceites entre otras, a compuestos simples como CO_2 y H_2O , mediante la oxidación catalítica en presencia de oxígeno.

2.7.2. PROCESOS ANAEROBIOS.

Es un sistema cuyo metabolismo bacteriano, se realiza en ausencia de oxígeno libre y es capaz de transformar la materia orgánica presente en las aguas residuales, en lodo y biogás. En este proceso, participan bacterias estrictamente anaerobias.

2.7. 3.PROCESOS FACULTATIVOS.

La descomposición de la materia orgánica, se lleva a cabo por organismos que son indiferentes a la presencia o ausencia de oxígeno disuelto. En este proceso pueden participar bacterias aerobias, anaerobias y facultativas.

CAPÍTULO III

FUNDAMENTOS DE MICROBIOLOGÍA

En el pasado, los microorganismos se agrupaban en dos reinos: vegetal y animal, sin embargo por conveniencia taxonómica, hoy esta clasificación se hace en tres grupos principales: protistas, vegetales y animales. En la tabla 3.1. se presentan en forma resumida, algunos datos sobre las características de los microorganismos de cada reino. Mientras que en dicha tabla se muestran las diferencias más acusadas entre protistas, vegetales y animales, los tres reinos son semejantes, por cuanto la célula es la unidad fundamental de la vida en todos ellos, sin perjuicio de la complejidad del organismo.

TABLA 3.1. LOS TRES REINOS DE LOS MICROORGANISMOS

REINO	MIEMBROS REPRESENTATIVOS	CARACTERIZACIÓN
Animal	Rotíferos Crustáceos	Multicelulares
Vegetal	Musgos Helechos Plantas de semillas	Con diferenciación De tejidos
Protista:		
Superiores	Algas Protozoos Hongos Mucílago	Unicelulares o multicelulares sin diferenciación de tejidos
Inferiores	Algas verdi-azules Bacterias	

En general, la mayoría de las células vivientes son muy similares. Tienen una pared celular que puede ser una membrana flexible o rígida. Si son móviles, poseen por lo general flagelos o algunos apéndices de apariencia capilar. El interior de la célula, contiene una suspensión coloidal de proteínas, carbohidratos y otros compuestos orgánicos complejos, llamada citoplasma.

Cada célula contiene ácidos nucleicos, que transportan y almacenan información genética, vital para la reproducción. La región citoplasmática contiene ácido ribonucleico (ARN), cuya misión principal consiste en la síntesis de las proteínas.

Asimismo, en el interior de la pared celular se halla la región del núcleo, rica en ácido desoxirribonucleico (ADN). El ADN contiene toda la información necesaria para la reproducción de todos los componentes de la célula y puede considerarse como el proyecto de ésta. En algunas células, el ADN está recubierto por una membrana y el núcleo queda claramente definido (células eucariotas). En otras, el núcleo está mal definido (células procarióticas). En la tabla 3.1 se incluyen bacterias y algas verdi- azules, que son ejemplos de células procarióticas.

A fin de continuar sus funciones vitales adecuadamente, un organismo debe tener una fuente de energía y de carbono para la síntesis de nuevo material celular. Los elementos inorgánicos, tales como el nitrógeno y el fósforo y otros elementos que se encuentran a nivel de vestigios como el azufre, potasio, calcio y magnesio, son también vitales para la síntesis celular. Dos de las fuentes más corrientes del carbono celular para los microorganismos, son el anhídrido carbónico y la materia orgánica. Si un organismo obtiene su carbono celular a partir del anhídrido carbónico, se le llama autótrofo; si utiliza carbono orgánico, se denomina heterótrofo.

La energía es también necesaria para la síntesis de nueva materia celular. En los organismos autótrofos, la energía puede proporcionarla el Sol, como en la fotosíntesis, o una reacción orgánica de oxidación - reducción. Si la energía fuese solar, al organismo se le denomina autótrofo fotosintético. Si fuese proporcionada por una reacción inorgánica de oxidación-reducción se le conocerá por el nombre de autótrofo quimiosintético. En los organismos heterótrofos, la energía requerida para la síntesis celular, procede de la oxidación o fermentación de la materia orgánica. La tabla 3. 2. presenta una clasificación de los microorganismos según sus fuentes de energía y de carbono celular.

TABLA 3.2. Clasificación general de los microorganismos según sus fuentes de energía y de carbono.

<u>Clasificación</u>	<u>Fuente de energía</u>	<u>Fuente de carbono</u>
Autótrofos:		
Fotosintéticos	Luz	CO ₂
Quimiosintéticos	Reacción inorgánica de oxidación-reducción	CO ₂
Heterótrofos	Reacción orgánica de oxidación-reducción	Carbono orgánico

Los organismos pueden igualmente clasificarse según su capacidad para utilizar oxígeno. Los organismos aerobios, sólo pueden existir en presencia de oxígeno molecular. Los organismos anaerobios, existen solamente en un ambiente privado de oxígeno. Los organismos facultativos tienen la capacidad de sobrevivir con o sin oxígeno libre.

3.1. MICROORGANISMOS IMPORTANTES.

Es importante conocer bien las características de los siguientes microorganismos, por su importancia en los procesos de tratamiento biológico: 1) bacterias; 2) hongos; 3) algas; 4) protozoos; 5) rotíferos; 6) crustáceos, y 7) virus.

Bacterias: Las bacterias son protistas unicelulares. Consumen alimentos solubles y por lo general, se encuentran donde haya alimentos y humedad. Su modo habitual de reproducción es por escisión binaria, aunque algunas especies se reproducen sexualmente o por germinación. Si bien existen miles de diferentes especies de bacterias, su forma general encaja dentro de alguna de estas tres categorías: esféricas, cilíndricas y helicoidales. Los tamaños de las bacterias varían mucho. Los tamaños representativos son de 0.5 a 1.0 micras de diámetro en el caso de bacterias esféricas, de 0.5 a 1.0 micras de ancho por 1.5 a 3.0 micras de longitud para las cilíndricas (bastoncillos) y 0.5 a 5 micras de ancho por 6 a 15 micras de longitud para las helicoidales ((espirales).

Diversos ensayos realizados con diferentes bacterias indican que están compuestas por un 80% de agua y el 20% restante de materia seca, de la cual el 90% es orgánica y el 10% inorgánica. Una fórmula aproximada de la fracción orgánica es $C_5H_7O_2N$. Como la fórmula indica, un 53% en peso, aproximadamente, es carbono. Los compuestos que constituyen la porción inorgánica, incluyen P_2O_5 (50%), SO_3 (15%), Na_2O (11%), CaO (9%), MgO (8%), K_2O (6%) y Fe_2O_3 (1%). Puesto que todos estos elementos y compuestos, deben proceder del medio ambiente en el que se desarrolla la célula, la falta de cualquiera de estas sustancias limitaría su crecimiento y en algunos casos, lo alteraría.

La temperatura y el pH juegan un papel vital en la vida y muerte de las bacterias, así como en otras plantas y animales microscópicos. Se ha comprobado que la velocidad de reacción para los microorganismos, aumenta con la temperatura, duplicándose cada $10^\circ C$ de aumento, hasta alcanzar la temperatura límite. Según el grado de temperatura en que se desarrollan mejor, las bacterias se clasifican en criófilas o psicrófilas, mesófilas y termófilas. Los intervalos típicos de temperaturas para las bacterias en cada una de las categorías señaladas pueden verse en la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Intervalos típicos de temperatura para diversas bacterias

Tipo	Temperatura en $^\circ C$	
	Intervalo	Óptima
Criófilas	-2 30	12 18
Mesófilas	20 45	25 40
Termófilas	45 75	55 65

El pH de una solución, es asimismo un factor clave en el crecimiento de los organismos. La mayoría de éstos no pueden tolerar niveles de pH por encima de 9,5 o por debajo de 4,0 . Por lo general, el pH óptimo para el crecimiento se encuentra entre 6,5 y 7,5.

Las bacterias pueden clasificarse, en base a su metabolismo, en heterótrofas y autótrofas. Las autótrofas más comunes son quimiosintéticas, pero sólo unas pocas son capaces de efectuar la fotosíntesis. Las bacterias purpúras del azufre (Thiorhodaceae) y las bacterias verdes del azufre (Chlorobiaceae), son ejemplos representativos de bacterias autótrofas fotosintéticas. En el tratamiento biológico de las aguas residuales, las bacterias heterótrofas, constituyen en general, el grupo más importante, por su necesidad de compuestos orgánicos para el carbono celular. Las bacterias autótrofas y heterótrofas pueden dividirse, a su vez, en aerobias, anaerobias, o facultativas, según su necesidad de oxígeno.

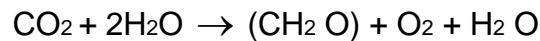
HONGOS Los hongos son protistas heterótrofos, no fotosintéticos y multicelulares y aunque algunos autores son menos restrictivos en su definición, e incluyen a las bacterias como una clase de hongos; en tratamiento de aguas, residuales es preferible que las bacterias por su importancia, sean consideradas por separado. Los hongos se clasifican generalmente por su modo de reproducción, ya que se reproducen sexual o asexualmente, por escisión, germinación o formación de esporas. Los mohos o < verdaderos hongos> producen unidades microscópicas (hifas), que colectivamente forman una masa filamentosa llamada micelio.

La mayoría de los hongos son aerobios estrictos y pueden crecer con muy poca humedad, tolerando un medio ambiente con pH relativamente bajo. El pH óptimo para la mayoría de las especies es de 5.6; en un intervalo de 2 a 9. Los hongos tienen una demanda baja de nitrógeno, sólo necesitan aproximadamente la mitad de lo que requieren las bacterias. La capacidad de los hongos para sobrevivir a pH bajos y poco nitrógeno, les hace muy

importantes en el tratamiento de algunas aguas residuales industriales y en la formación de composta, a partir de residuos sólidos orgánicos.

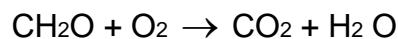
ALGAS .- . Las algas son protistas unicelulares o multicelulares, autótrofas y fotosintéticas. No son deseables en los abastecimientos de agua, porque producen malos olores y sabores desagradables. En las plantas de filtración, la presencia de algas reduce el tiempo de filtrado entre lavados. El color verde de la mayoría de las especies y su capacidad para formar capas, disminuye el valor estético del agua. En los estanques de oxidación, las algas son un valioso elemento porque producen oxígeno a través del mecanismo de la fotosíntesis. Por la noche, cuando no hay luz para producir la fotosíntesis, consumen el oxígeno en la respiración. La respiración también tiene lugar en presencia de la luz solar; sin embargo la reacción neta es la producción de oxígeno. Las ecuaciones abajo anotadas, representan reacciones bioquímicas simplificadas para la fotosíntesis y la respiración.

FOTOSÍNTESIS:



Nuevas
células
de algas

RESPIRACIÓN:



En un medio acuático, puede observarse que este tipo de sistema metabólico produce una variación diurna del oxígeno disuelto. La capacidad de las algas para producir oxígeno es vital para la ecología del medio acuoso. Para que un estanque de oxidación aerobio o facultativo funcione eficazmente, es imprescindible que las algas proporcionen oxígeno a las bacterias aerobias y heterótrofas.

Como consecuencia de que las algas utilizan anhídrido carbónico en su actividad fotosintética, pueden producirse valores de pH elevados. Además, al aumentar el pH, cambian los componentes de la alcalinidad y así la alcalinidad del carbonato y del hidróxido tiende a predominar. Si el agua tuviese

una elevada concentración de calcio, el carbonato de calcio precipitará cuando las concentraciones del ión calcio y carbonato llegasen a ser lo suficientemente grandes para sobrepasar el producto de solubilidad. Esta eliminación del ión carbonato por precipitación, hace que el pH no aumente más. Al igual que en el caso del oxígeno disuelto, existe una variación diurna del pH. Durante el día, las algas consumen anhídrido carbónico, lo que supone un aumento del pH, mientras que por la noche lo producen, lo que significa un descenso de aquél. Las algas, al igual que sucede con otros microorganismos, requieren compuestos inorgánicos para reproducirse. Aparte del anhídrido carbónico, los principales nutrientes necesarios son el nitrógeno y el fósforo. También son muy importantes, vestigios de otros elementos como hierro, cobre y molibdeno. Merece la pena destacar, que el problema de evitar el crecimiento excesivo de las algas en las aguas naturales, se ha centrado hasta hoy, en la eliminación de los nutrientes. Algunos científicos se inclinan por la eliminación del nitrógeno, de los efluentes de las plantas de tratamiento, mientras que otros recomiendan la eliminación del fósforo y finalmente, algunos son partidarios de eliminar ambos, nitrógeno y fósforo.

PROTOZOOS. Los protozoos son protistas móviles microscópicos y por lo general, unicelulares. La mayoría de los protozoos son heterótrofos aerobios, aunque algunos pocos son anaerobios. Los protozoos son generalmente de un orden de magnitud mayor que las bacterias y suelen consumir bacterias como fuente de energía. En efecto, los protozoos actúan como purificadores de los efluentes de procesos biológicos de tratamientos de agua residuales, al consumir bacterias y partículas orgánicas.

ROTÍFEROS. El rotífero es un animal aeróbico, heterótrofo y multicelular. Su nombre procede del hecho de que tienen dos juegos de pestañas giratorias sobre la cabeza, que utiliza para su movimiento y captura de alimentos. Los rotíferos son muy eficaces al consumir bacterias dispersas y floculadas, así como pequeñas partículas de materia orgánica. Su presencia en un efluente indica un proceso de purificación biológica aerobia muy eficiente.

CRUSTÁCEOS. Al igual que los rotíferos, los crustáceos son animales aerobios, heterótrofos y multicelulares, pero al contrario, los crustáceos tienen un cuerpo duro o coraza. Los crustáceos son una importante fuente de alimentación de los peces y como tales, suelen encontrarse en la mayoría de las aguas naturales. Excepto en los estanques de oxidación con poca carga, donde a veces se detecta su presencia, los crustáceos no existen en los sistemas de tratamiento biológico en cantidades apreciables. Su presencia indica que el efluente está bajo de materia orgánica y que es rico en oxígeno disuelto.

VIRUS. Un virus es la más pequeña estructura biológica que contiene toda la información necesaria para su propia reproducción. Los virus son tan pequeños, que solo pueden observarse con un microscopio electrónico. Son parásitos obligados y como tales necesitan de alguien de quien poder vivir. Una vez que lo tienen, dirigen su compleja maquinaria para producir nuevos virus. Eventualmente las células del huésped se rompen, liberando nuevas partículas de virus, que pueden continuar infectando nuevas células.

Los virus suelen clasificarse según el huésped que infectan. Muchos virus que producen enfermedades al hombre, se sabe que son excretados en las heces humanas. Por tanto, en el tratamiento de aguas residuales domésticas, debe asegurarse que estos virus estén debidamente controlados, lo que se logrará mediante cloración y la adecuada evacuación del efluente.

3.2. FISIOLÓGÍA DE LA CÉLULA

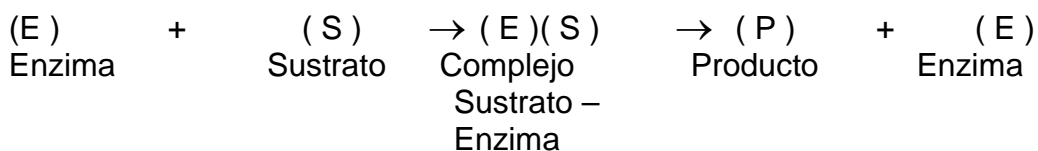
Puesto que las bacterias son los microorganismos más frecuentes en el tratamiento biológico de las aguas residuales, la discusión sobre la fisiología de las células que se hará seguidamente, se centrará en las bacterias; sin embargo, los principios básicos son aplicables a todas las células vivientes.

El proceso por el que los microorganismos crecen y consiguen energía es complejo y difícil; existen muchas vías y ciclos. Las enzimas - catalizadores orgánicos producidos por la célula viviente - son vitales para las reacciones

implicadas en dichas vías y ciclos. Las enzimas son proteínas o proteínas combinadas con una molécula inorgánica o una molécula orgánica de bajo peso molecular. Como catalizadores, las enzimas pueden aumentar en gran medida la velocidad de las reacciones químicas sin alterarse.

Existen dos tipos generales de enzimas, extracelulares e intracelulares. Cuando el sustrato o nutriente requerido por la célula, no es capaz de penetrar la pared de la célula, la enzima extracelular convierte al sustrato o nutriente en una forma tal, que pueda ser transportada al interior de la célula. Las enzimas intracelulares contribuyen a la fotosíntesis y reacciones de energía dentro de la célula.

Las enzimas son conocidas por su alto grado de eficacia para convertir el sustrato en productos finales. Una molécula de enzima, puede cambiar muchas moléculas de sustrato por minuto, en productos finales. También se conocen por su alto grado de especificidad respecto del sustrato, lo que indica que la célula tiene que producir una enzima diferente por cada sustrato que utiliza. Una reacción enzimática puede representarse por la siguiente ecuación general:



Como se ha visto, la enzima funciona como un catalizador formando un complejo con el sustrato, el cual es seguidamente transformado en un producto y en la enzima original. En este punto, el producto puede ser atacado por otra enzima. De hecho, puede formarse una secuencia de complejos y productos, antes de que se genere el producto final. En una célula viva, la transformación del sustrato original en el producto final se consigue por un sistema enzimático de este tipo. La actividad de las enzimas se ve sustancialmente afectada por el pH y la temperatura, así como por la concentración del sustrato. Cada enzima tiene una temperatura y pH óptimos.

El pH y temperatura óptimos para las enzimas clave en las células, se reflejan en las preferencias respecto al pH y temperatura por parte de la célula.

Junto con las enzimas, se requiere energía para que se lleven a cabo las reacciones bioquímicas de la célula. En la célula se libera energía, mediante oxidación de la materia orgánica o inorgánica, o por reacción fotosintética. La energía liberada es capturada y almacenada en la célula por ciertos compuestos orgánicos, siendo el compuesto de almacenamiento más frecuente el adenosín trifosfato (ATF). La energía capturada por este compuesto se utiliza para la síntesis, movilidad y mantenimiento de la célula. Cuando la molécula de ATF ha consumido su energía en las reacciones de síntesis y mantenimiento de la célula, cambia a un estado descargado, llamado adenosín difosfato (ADF). Esta molécula ADF, puede entonces capturar la energía liberada en la ruptura de la materia orgánica e inorgánica. Una vez conseguida, el compuesto adopta de nuevo un estado energético, constituyendo la molécula ATF.

Las reacciones bioquímicas simplificadas que liberan energía para las bacterias heterótrofas y autótrofas, se citan en la tabla 3.4. Si bien es cierto que la energía que liberan se utiliza para cargar las moléculas ADF, las fases implicadas - todas ellas catalizadas por los sistemas de enzimas - son muchas. Los ciclos y formas de estas reacciones liberadoras de energía, están más allá del objetivo de este estudio; no obstante, puede decirse en breves palabras, que el metabolismo total de las células bacterianas consiste en dos reacciones químicas: de energía y de síntesis. La primera reacción libera energía de modo que pueda proseguir la segunda reacción de síntesis celular. Ambas reacciones son el resultado de numerosos sistemas dentro de la célula y cada sistema consiste en muchas reacciones catalizadas por enzimas. La energía liberada en la "reacción de energía", es capturada por el sistema catalizado por enzimas que incluye al ATF y transferida entonces a través de éste, a la reacción deficitaria de energía que es la "reacción de síntesis".

Tabla 3.4. Reacciones bioquímicas típicas exotérmicas

Reacción bioquímica de energía	Nutrición de bacterias
$C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O$	Heterótrofa, aerobia
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3CH_4 + 3CO_2$	Heterótrofa, anaerobia
$2NH_4 + 3O_2 \rightarrow 2NO_2 + 2H_2O + 4H^+$	Autótrofa, quimiosintética, aerobia
$2NH_4 + 3O_2 \rightarrow 2NO_2 + 2H_2O + 4H^+$	Autótrofa, quimiosintética, anaerobia

En el caso de las bacterias heterótrofas, sólo una parte del residuo orgánico es convertido en productos finales. La energía obtenida en esta reacción bioquímica, se utiliza en la síntesis de la materia orgánica que queda, en nuevas células. Como la materia orgánica del agua residual es limitada, habrá una disminución en la masa celular debido a la utilización de materia celular sin sustitución. Si esta situación continuase, todo lo que quedaría de la célula sería un residuo orgánico relativamente estable. Este proceso general de una disminución neta de la masa celular, se denomina respiración endógena.

Cuando un organismo autótrofo sintetiza nuevo material celular, la fuente de carbono es el anhídrido carbónico. La fuente de energía para la síntesis celular es la luz o bien la liberada por una reacción inorgánica de oxidación – reducción.

Los nutrientes son a veces, el factor limitante del crecimiento y síntesis celular en lugar del sustrato orgánico e inorgánico del agua residual. Las bacterias, como las algas, requieren nutrientes para el crecimiento, principalmente nitrógeno y fósforo. Estos nutrientes no siempre están presentes en cantidades suficientes, como en el caso de aguas residuales industriales de alto contenido en carbohidratos (por ejemplo, remolacha y caña de azúcar). La adición de nutrientes al agua residual puede ser necesaria para propiciar el crecimiento adecuado de las bacterias y la subsiguiente degradación de la materia residual.

3.3. CICLOS AEROBIO Y ANAEROBIO.

Existen dos ciclos muy importantes en la naturaleza, que suponen el crecimiento y descomposición de la materia orgánica:

1.- El ciclo aerobio, en el que el oxígeno se utiliza para la descomposición de la materia orgánica.

2.- El ciclo anaerobio, en el que **no** se utiliza oxígeno para la descomposición de la materia orgánica.

Los elementos nitrógeno y azufre, aparecen como partes integrantes de los ciclos mencionados y aunque estos elementos son importantes en la síntesis y descomposición de la materia orgánica, no son los únicos y pueden indicarse otros elementos y ciclos bioquímicos que también forman parte de ellos, aunque su frecuencia sea algo menor a los indicados.

Debe hacerse notar que la denominación aerobio y anaerobio, se aplica solamente a la parte de la descomposición en los ciclos; y es aquí donde la materia orgánica muerta, se descompone por primera vez en productos iniciales e intermedios, antes de que se generen los productos estabilizados finales.

Tanto las bacterias heterótrofas, como las autótrofas, se hallan presentes en los muchos procesos de biodegradación requeridos para obtener los productos finales estabilizados. En los sistemas aerobios, los productos finales de degradación se oxidan más y por lo tanto quedan en un nivel menor de energía, que los productos finales del sistema de degradación anaerobia. Esto explica el hecho de que se libere mucha mas energía en la degradación aerobia que en la anaerobia. Consecuencia de ello es que la degradación anaerobia es en teoría un proceso más lento.

La otra parte del ciclo, comprende la formación o síntesis de la materia orgánica necesaria para la vida animal o vegetal. A veces, y debido a la muerte

o residuos de vida animal, existe materia orgánica muerta disponible para los estabilizadores bacterianos y el ciclo se repite de nuevo.

La descomposición de los residuos, se acelera al controlar el medio ambiente de los microorganismos y sin perjuicio del tipo de residuo de que se trate, el proceso de tratamiento biológico, consiste en controlar el medio requerido para un crecimiento óptimo de la masa bacteriana.

3.4. CRECIMIENTO BACTERIANO

El control eficaz del medio ambiente en el tratamiento biológico de las aguas residuales, se basa en el conocimiento de los principios básicos que gobiernan el crecimiento de los microorganismos. Por lo tanto, la información que se expone a continuación, se refiere al crecimiento de las bacterias, que son microorganismos de importancia capital en el tratamiento biológico.

Características generales del crecimiento.

Como se sabe, las bacterias pueden reproducirse por fisión binaria, de modo sexual o por germinación. Por lo general se reproducen por fisión binaria, es decir, por división; la célula original se transforma en dos nuevos organismos. El tiempo requerido para cada división, que se denomina tiempo de generación, puede variar desde días, hasta menos de 20 minutos. Por ejemplo, si el tiempo de generación es de 30 minutos, una bacteria producirá 16 777 216 bacterias tras un periodo de 12 horas. Esta es una cifra hipotética, ya que las bacterias no continúan dividiéndose indefinidamente, a causa de diversas limitaciones ambientales, como la concentración del sustrato, la concentración de nutrientes e incluso el tamaño del sistema.

La forma general de producirse el crecimiento de las bacterias, se muestra en la figura 3.1. Inicialmente, se inocula un pequeño número de organismos en un medio de cultivo y se registra el número de organismos viables en función del tiempo. El modelo de crecimiento basado en el número de células tiene, más o menos, cuatro fases diferenciadas:

1.- Fase de retardo. Tras la adición de un inóculo a un medio de cultivo, la fase de retardo representa, el tiempo requerido para que los microorganismos se aclimaten a sus nuevas condiciones ambientales.

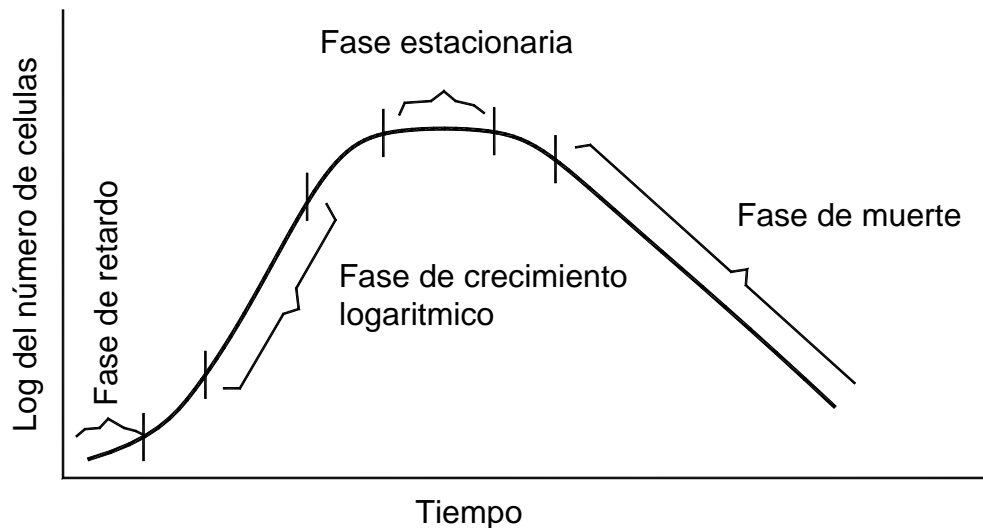


Fig.3.1. Curva típica de crecimiento bacteriano

2.- Fase de crecimiento logarítmico. Durante este periodo, la célula se divide a una velocidad determinada por su tiempo de generación y su capacidad de procesar alimento (tasa constante de crecimiento porcentual).

3.- Fase estacionaria. En este caso, la población permanece estacionaria. Las razones que se apuntan para este fenómeno son: a) que las células han agotado el sustrato o nutrientes necesarios para el crecimiento, y b) que el crecimiento de nuevas células se nivela por la muerte de células viejas.

4.- Fase de disminución del crecimiento. Durante esta fase, la tasa de mortalidad de las bacterias excede la producción de células nuevas. La tasa de mortalidad generalmente, es función de la población viable y de las características ambientales. En algunos casos, la fase de decrecimiento es el inverso de la fase de crecimiento logarítmico.

El modelo de crecimiento puede discutirse, según sea la variación en el tiempo, de la masa de microorganismos. Este modelo de crecimiento se subdivide en tres fases:

1.- Fase de crecimiento logarítmico. Siempre hay una cantidad excesiva de alimento alrededor de los microorganismos; la tasa de metabolismo y crecimiento es solamente función de la capacidad de los microorganismos para procesar el sustrato.

2.- Fase de disminución del crecimiento. La tasa de crecimiento y por lo tanto de la masa bacteriana, disminuye por limitaciones en la disponibilidad de alimento.

3.- Fase endógena. Los microorganismos se ven forzados a metabolizar su propio protoplasma sin reposición del mismo, ya que la concentración de alimento disponible se halla en un valor mínimo. Durante esta fase, puede presentarse el fenómeno llamado lisis, según el cual, los nutrientes que quedan en las células muertas, se difunden con objeto de proporcionar alimento a las células existentes.

Es importante hacer notar, que lo anterior se refiere a una única población de microorganismos. Frecuentemente, las unidades de tratamiento biológico se componen de complejas poblaciones biológicas mezcladas e interrelacionadas, en las que cada microorganismo del sistema, tiene su propia curva de crecimiento. La posición y forma de una curva particular de crecimiento en el sistema en función del tiempo, depende del alimento y nutrientes disponibles y de factores ambientales, tales como temperatura y pH, así como de si el sistema es aerobio o anaerobio. La variación con el tiempo, del predominio de los microorganismos en la estabilización aerobia, del líquido residual orgánico se presenta en la figura 3.2. Si bien las bacterias son de capital importancia,

muchos otros microorganismos toman parte en la estabilización del residuo orgánico.

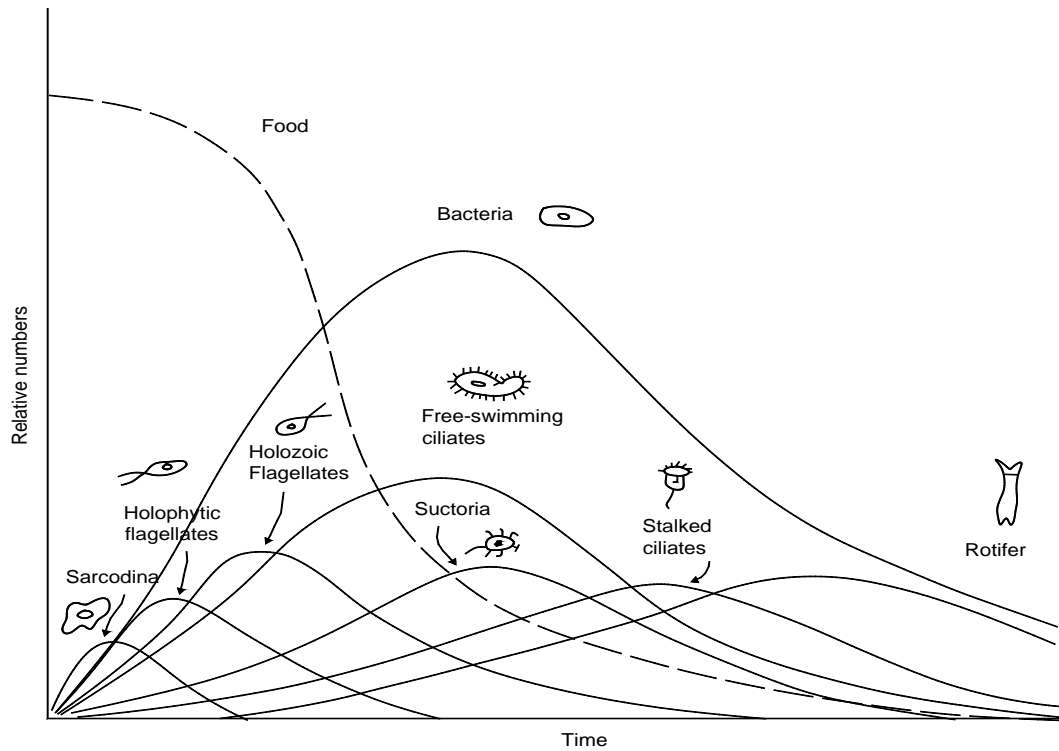


Fig.3.2. Crecimiento relativo de microorganismos en el curso de la estabilización de un residuo orgánico en medio líquido

CAPÍTULO IV

CARACTERÍSTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS

Los contaminantes en las aguas residuales son usualmente, una mezcla compleja de componentes orgánicos e inorgánicos y normalmente no es ni práctico, ni posible obtener un análisis completo de la mayoría de las aguas residuales.

Las aguas residuales industriales, son todas aquellas que se descargan de las instalaciones de plantas manufactureras, después de haber sido usadas en diversos procesos de transformación o de soporte , mientras que las aguas residuales domesticas, se definen como aquellas que se descargan de establecimientos comerciales, instituciones y áreas residenciales que se reciben en el sistema de alcantarillado, para su tratamiento en instalaciones específicas y se denominan también, aguas residuales urbanas o municipales.

Las aguas residuales urbanas “crudas” o no tratadas, tienen muchos componentes indeseables, algunos de los cuales, como se anotó, reducen el contenido de oxígeno, cuando se descargan en otros cuerpos de agua, mientras que algunas más, favorecen el crecimiento de ciertos microorganismos, como las algas.

Estos compuestos indeseables, están formados tanto por materia orgánica, como inorgánica, así como por material soluble e insoluble. Es por tanto, muy importante, realizar la caracterización de las aguas residuales, antes de que se haga la selección y diseño del proceso para tratarlas.

MATERIA ORGÁNICA

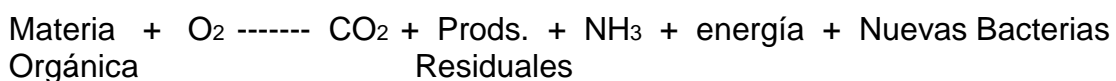
Las principales categorías de materia orgánica biodegradable en aguas residuales, son las proteínas, los carbohidratos y los lípidos. Las proteínas se definen como compuestos de elevado peso molecular, formadas por aminoácidos, mientras que los carbohidratos son compuestos polihidroxilados, tales como los azúcares, los almidones y la celulosa.

Los lípidos se refieren a una variedad de sustancias orgánicas, tales como las grasas y los aceites.

Un agua residual doméstica típica, contiene entre 40 – 60% de proteínas, 25 – 50% de carbohidratos y 10% de lípidos.

Existen varias pruebas comunes, para determinar la materia orgánica en un agua residual, todas las cuales no son específicas y ninguna de ellas proporciona una determinación completa de ese contenido.

Si la materia orgánica está presente en el agua residual, los microorganismos presentes en ella, o en el ambiente, oxidarán la materia orgánica, usando el oxígeno molecular como el agente oxidante, y esta transformación se puede representar como:



Si se descarga materia orgánica sin tratar a un cuerpo de agua, la bacteria en el agua, procederá a descomponerla y en el proceso, removerá el oxígeno disuelto del agua. Si la capacidad de re-aireación del cuerpo de agua, es insuficiente para suministrar el oxígeno requerido por la bacteria, el nivel de oxígeno disminuirá a casi cero y los peces y otro tipo de vida acuática morirán.

Las 3 pruebas más comunes para determinar la materia orgánica presente en un agua residual, son: la demanda bioquímica de oxígeno (DBO), la demanda química de oxígeno (DQO) y el carbono orgánico total (COT).

Las pruebas biológicas en el agua, determinan la presencia de organismos patógenos a través de ciertos indicadores y esta información es necesaria para determinar el grado de tratamiento que debe darse a un agua residual, antes de ser descargada al ambiente.

4.1. PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS

Las características de las aguas residuales urbanas, se han clasificado de manera general en físicas, químicas y biológicas, de acuerdo al tipo de prueba o característica que quiera determinarse. Los tipos de análisis van desde las mediciones específicas aplicadas normalmente a las características químicas, hasta el amplio grupo de pruebas aplicadas a las de tipo biológico.

Las variadas propiedades del agua que son perceptibles a los sentidos, son denominadas características físicas; y las más importantes en un agua residual son el contenido de sólidos que afecta a la estética del agua, su claridad o transparencia y su color. Otras características físicas importantes en un agua residual, son la temperatura y el olor.

Las características químicas de las aguas residuales, que pueden afectar adversamente al ambiente en diversas formas, son fundamentalmente, los compuestos orgánicos que pueden disminuir los niveles de oxígeno en las corrientes o cuerpos de agua, así como impartirles sabor y olor. Los materiales tóxicos, pueden afectar la cadena alimenticia de los organismos, que contribuyen en los procesos biológicos a la purificación del agua, así como propiciar la eutroficación de los cuerpos de agua como lagos, presas y lagunas a través de los nutrientes contenidos en el agua residual.

4.2. DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO (DBO)

La demanda bioquímica de oxígeno, se usa como una medida de la cantidad de oxígeno requerido, para la oxidación de la materia orgánica biodegradable presente en la muestra de agua y como resultado de la acción de oxidación bioquímica aerobia.

La demanda de oxígeno de las aguas residuales, es el resultado de 3 tipos de materiales presentes en ellos:

1).- materiales orgánicos carbónicos, utilizados como fuente de alimentación por organismos aerobios.

2).- Nitrógeno oxidable, derivado de la presencia de nitritos, amoníaco y en general compuestos orgánicos nitrogenados, que sirven como alimento para bacterias específicas (Nitrosomonas y nitrobacter). y

3).- compuestos químicos reductores como el ión ferroso, los sulfitos y sulfatos que se oxidan con el oxígeno disuelto.

En las aguas residuales domésticas (la mayoría de las urbanas en México), casi toda la demanda de oxígeno, se debe a materiales orgánicos carbónicos y se determinan con los ensayos de DBO que se describen a continuación:

ENSAYO DE DILUCIÓN PARA EVALUACION DE LA DBO

El procedimiento es el siguiente:

- a).- se realiza la preparación de distintas diluciones de la muestra que va a ser analizada, con agua destilada de gran pureza. Las diluciones recomendadas dependen de las concentraciones estimadas de contaminantes que será la responsable de la demanda de oxígeno. Para aguas muy contaminadas, los niveles

de dilución (ml de muestra diluida/ml de muestra original) puede llegar a ser 100:1.

Para aguas superficiales poco contaminadas, la muestra puede tomarse sin dilución y en otros casos esta dilución puede ser de 4:1.

b).- Las botellas para incubación (usualmente de 300 ml de capacidad) con tapones de vidrio esmerilado son las mas convenientes.

Si consideramos por ejemplo que V_b es el volumen de la botella y es igual a 0.3 L es decir 300 ml, en la botella de la DBO se debe colocar:

- 1).- la muestra de agua residual
- 2).- el agua de dilución hasta el volumen señalado (300 ml)

El agua de dilución contiene:

i).- Una siembra de microorganismos. Usualmente la siembra utilizada en el licor, sobrenada en el afluente de aguas residuales domesticas, obviamente en los casos en los que se determina DBO de aguas residuales municipales, no se realiza ninguna siembra, ya que la población de microorganismos presentes, se considera suficiente.

ii).- Una solución de nutrientes para los microorganismos. Esta solución contiene fosfatos de sodio y potasio, cloruro de amonio, cloruro de calcio y cloruro férrico.

El pH en la solución de la botella debe estar cercano a 7 (neutro) y la solución de fosfato utilizada, es una solución buffer. Para muestras ácidas o alcalinas, puede requerirse una neutralización, como paso anterior al ensayo de la DBO. Para cada botella de DBO, se debe utilizar otra de control (blanco, botella rellena

únicamente con agua de dilución que puede contener la siembra y los nutrientes si se han requerido, pero no la muestra).

c).- Incubación de las botellas a 20 ° C por un periodo de tiempo, usualmente 5 días. Al final del periodo de incubación se deben sacar la botella muestra y el blanco correspondiente de la incubadora y se determina el oxígeno disuelto en mg/L, como se describe a continuación, usando las siguientes ecuaciones:

$$DBO(\text{mg}/\text{L}) = \left[(OD_b - OD_i) \frac{\text{volbotella}}{\text{mlmuestra}} \right] - (OD_b - OD_5)$$

Para pipeteo directo y

$$DBO(\text{mg}/\text{L}) = \left[OD_b - OD_i \frac{100}{\frac{p}{o}} \right] - (OD_b - OD_i)$$

Para porcentaje en la mezcla

Donde OD_b y OD_i representan la concentración de oxígeno disuelto en el “blanco” y en la muestra diluida al final del periodo de incubación, respectivamente y OD_5 representa la concentración de oxígeno disuelto originalmente presente en la muestra sin diluir.

Para que una prueba de DBO sea válida y representativa, al menos 2 mg/L de oxígeno deben permanecer después de la incubación y más de 1 mg/L de oxígeno disuelto debe usarse durante el periodo de incubación.

La curva típica de la DBO, puede dividirse en 5 zonas como se ilustra en la fig.4.1.

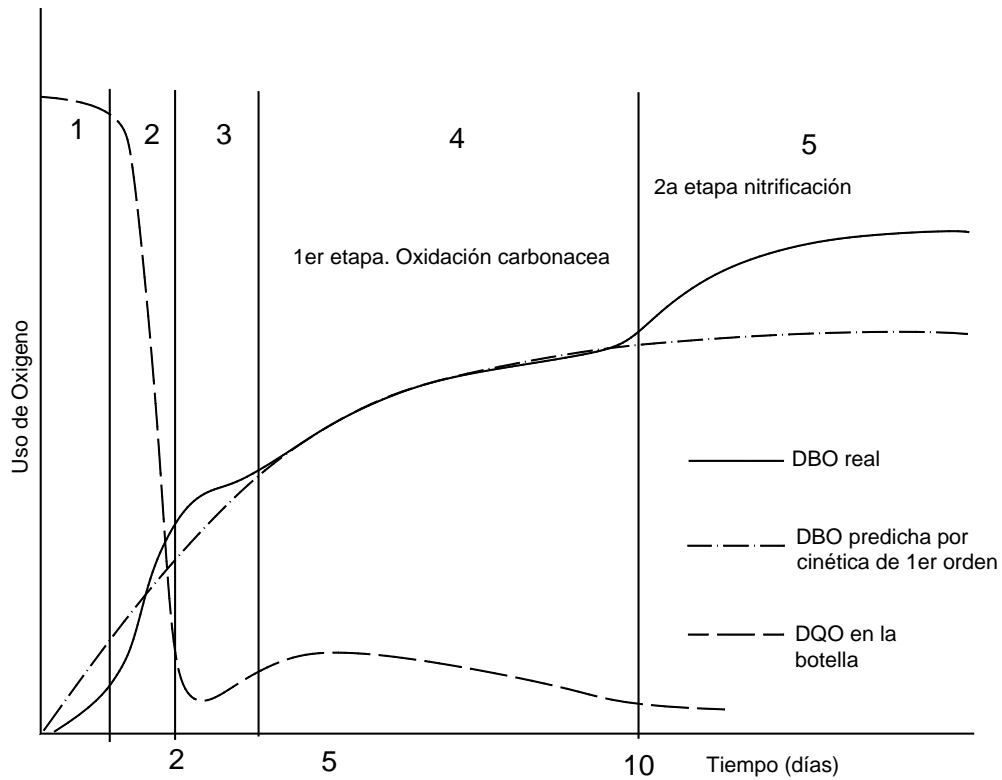


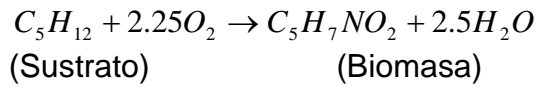
Fig. 4.1. Curva del desarrollo progresivo de la DBO.

1).- La primera zona de la curva, denominada curva de lag y síntesis, es debida a una combinación de la oxidación lenta, mientras los organismos se adaptan al sustrato y una fase de uso reducido de oxígeno durante la etapa de elevada síntesis.

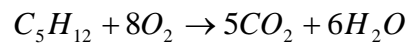
Se puede notar, que la botella de la DBO se torna blanca (brumosa) a partir del segundo día, indicando un incremento importante en la masa microbiana.

La síntesis requiere de mucho menos oxígeno por unidad de sustrato utilizado, que aquella que se realiza en la oxidación a bióxido de carbono.

SÍNTESIS



OXIDACIÓN



- 2).- En la segunda zona, conforme la masa de microorganismos se incrementa, la tasa de síntesis disminuye y la reacción con el oxígeno (energía de mantenimiento) se incrementa, lo que provoca una muy rápida utilización del oxígeno durante esta etapa. Conforme el sustrato disminuye y se convierte en el reactivo limitante, la tasa de oxidación disminuye al final de esta fase, lo cual puede deberse también, a la mayor facilidad con la que los compuestos del sustrato son asimilados, permaneciendo solo aquellos de más difícil consumo.
- 3).- Durante el segundo o tercer día, la concentración de microorganismos alcanza su máximo punto y se observa una “meseta” en la curva. La razón de ésta, no es completamente clara, pero se especula que puede deberse a un cambio de sustrato, a material celular, como fuente de alimento con un ligero periodo de aclimatación o a un súbito crecimiento de organismos depredadores.
- 4).- La fase endógena ocurre después de la “meseta” observada, donde los compuestos celulares, son oxidados para suministrar energía para funciones de supervivencia.
- 5).- A los 10 días aproximadamente, los organismos que oxidan a los compuestos nitrogenados empiezan a predominar. Los organismos nitrificantes probablemente están presentes durante la prueba, pero como las proteínas son resistentes a la ruptura y mucho del nitrógeno esta

asociado a la proteína, los organismos nitrificantes no prevalecen, hasta cerca del final de la oxidación carbonácea, lo que provoca un segundo “salto” en la curva, denominado segunda etapa de la DBO o nitrificación.

La práctica común establece medir la DBO estándar a los 5 días, tiempo que se selecciona, para minimizar el efecto de la nitrificación y se asume que el residuo sedimentado, con muy pocos organismos nitrificantes, puede usarse como inóculo.

Esta práctica es razonable, cuando los resultados de la DBO se usan para medir la eficiencia de la planta de tratamiento o como parámetro de diseño.

4.3. DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO (DQO)

La prueba de demanda química de oxígeno, esta basada en el principio de que la mayoría de los compuestos orgánicos, son oxidados a CO_2 y H_2O , cuando se hacen reaccionar con oxidantes fuertes, bajo condiciones ácidas. Esta medida representa la cantidad de oxígeno que será necesario usar, bajo condiciones aerobias, ya que los microorganismos oxidan a CO_2 y H_2O a esta materia orgánica, suponiendo que es biodegradable.

El procedimiento consiste en pasar a reflujo, una muestra del agua residual conteniendo la materia orgánica, con un exceso de dicromato de potasio, en presencia de ácido sulfúrico. Durante el periodo de reflujo, la materia orgánica químicamente oxidable, reduce estequiométricamente a su equivalente de dicromato, titulándose su residuo con una solución estándar de sulfato de amonio ferroso. La cantidad de dicromato reducido, es la medida de la cantidad de materia orgánica oxidada.

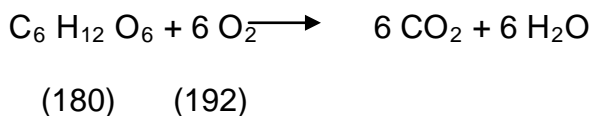
Podría esperarse que la DBO total de un agua residual, fuera aproximadamente la misma que su correspondiente DQO, sin embargo esto no es así, y la explicación y los factores que puedan influir en ello, de acuerdo a Eckenfelder y Ford (1970), son los siguientes:

1).- La DQO mide la cantidad total de compuestos orgánicos oxidables y no es capaz de diferenciar entre aquellos que son biodegradables de los que no lo son. Más aún, no todos los compuestos orgánicos son oxidables por métodos químicos; algunos lo son, como los azúcares, los compuestos orgánicos alifáticos y aromáticos derivados del benceno, pero otros como los ácidos de cadena lineal, los alcoholes y algunos aminoácidos pueden ser solo parcialmente oxidados.

2).- Ciertas sustancias inorgánicas, como los sulfuros, sulfitos, tiosulfatos, nitritos y el ión ferroso, son oxidados por el dicromato, creando una DQO que genera un error, cuando se mide el contenido de materia orgánica en un agua residual.

3).- Los resultados de la DQO, son independientes del grado de aclimatación de los organismos presentes, un factor que en el caso de la DBO puede generar resultados bajos, si no se tiene en cuenta este factor.

Es posible calcular la DQO teórica para compuestos orgánicos, si se conoce la reacción de oxidación. Por ejemplo, si se considera la siguiente reacción, que muestra la oxidación de la glucosa a dióxido de carbono y agua:



$192/180 = 1.066$ g de oxígeno requerido, por gramo de glucosa oxidada.

La relación estequiométrica indica, que son necesarios 1.066 g de oxígeno por cada gramo de glucosa para oxidarla a CO_2 y H_2O .

Para un agua residual dada, es algunas veces posible, establecer una correlación entre la DQO y la DBO. Una correlación típica se presenta en la fig. 4.2. que ilustra otra respuesta interesante, generalmente conocida como “movimiento del agua residual a través del tratamiento biológico en la planta”, y que se refiere a una disminución de la relación DBO/DQO del agua residual.

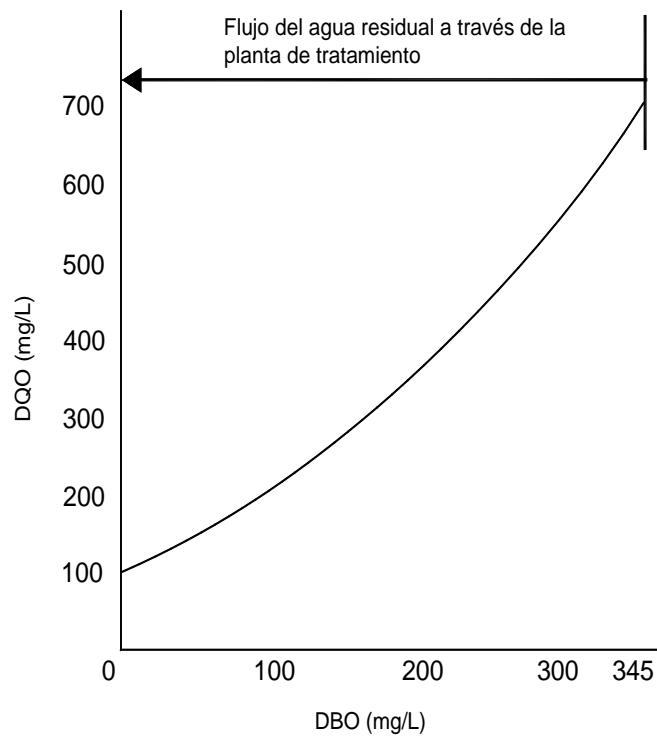


Fig. 4.2. Correlación típica DBO – DQO al avanzar el tratamiento biológico en una planta.

4.4. CARBONO ORGÁNICO TOTAL (COT)

El carbono orgánico total, es una prueba que permite realizar un análisis del carbono soluble total, directamente de una muestra de agua residual. Esto se hace en un analizador de carbono orgánico total, que se lleva a cabo, inyectando una muestra de agua directamente en un tubo de combustión y calentada a 950° C, donde cualquier material orgánico es oxidado a CO₂ y vapor de agua, sobre un empaque de asbesto impregnado con un catalizador.

Los gases son transportados por el tubo de combustión y expulsados de él, donde el agua es condensada y el CO₂ es conducido a través de una celda de flujo continuo, hasta un analizador de rayos infrarrojos de CO₂, donde la cantidad medida de este gas, es proporcional a la concentración de la muestra inicial, de la cual se obtiene una curva que se usa para determinar el COT de cualquier muestra de agua residual. El carbono orgánico debe determinarse, eliminando primero el carbono inorgánico por acidificación y separación (sin eliminar los ácidos volátiles, como el ácido fórmico y acético) y por diferencia se obtiene el carbono orgánico total.

Es relativamente común incurrir en errores en la determinación del COT, cuando en la muestra por analizar, se manejan sólidos, lo cual se da cuando se realiza el análisis en forma tradicional, porque las muestras típicas para análisis son muy pequeñas; del orden de 20 micro-litros, y la presencia o ausencia de una partícula orgánica de cierto tamaño, puede representar una gran diferencia en los valores medidos de COT. Es por esta razón que la muestra de agua residual, debe ser primeramente filtrada, para determinar el COT, cuando se realiza el protocolo de análisis tradicional. Afortunadamente ya existe equipo de última generación que supera estas limitaciones y puede medir el COT de muestras conteniendo altas concentraciones de sólidos, sin importar si estos (los sólidos) son orgánicos o inorgánicos. El problema con estos equipos, es que son muy costosos y no están al alcance de todos los posibles usuarios.

Es factible hacer correlaciones entre el COT, la DQO y la DBO, ya que el tiempo para determinar COT, es muy pequeño (del orden de varios minutos) y esta correlación es muy útil, cuando se está monitoreando la eficiencia del tratamiento en una planta de aguas residuales.

La relación DQO/COT, se encuentra en rangos que van desde 1.75 hasta 6.65, debido a las variaciones que se pueden encontrar en el nivel de oxidación, de los diferentes compuestos orgánicos presentes en la muestra de agua residual.

4.5. NUTRIENTES

Típicamente, el tratamiento de agua residual se ha dirigido para remover sólidos suspendidos, DBO o DQO y reducción de contaminantes bacterianos. La conversión y remoción de nutrientes, ha sido mas bien un procedimiento incidental que sistemático, sin embargo en los últimos años, se ha puesto mucha atención (especialmente nitrógeno amoniacal y fósforo) contenidos en el agua residual.

Cuando se considera la remoción de nutrientes, más que su conversión (de nitrógeno amoniacal a nitrato), debe recordarse que el nitrógeno y el fósforo, son constituyentes celulares esenciales y que por lo tanto, en el agua residual, estos materiales deben estar contenidos por lo menos , en las cantidades mínimas necesarias, para facilitar la producción de biomasa, si se requiere que el proceso de remoción de materia orgánica sea efectiva.

Considerando esto, el pH y la alcalinidad son parámetros importantes, porque es necesario mantenerlos en un nivel de operatividad y rango suficientes, para garantizar la actividad microbiana en un nivel óptimo, cuando se maneja un proceso de tratamiento biológico

.4.6. ALCALINIDAD Y pH

La escala de pH, es un medio para designar la concentración de iones hidrógeno $[H^+]$ en una solución acuosa, en un rango de acidez entre $1.0 M [H^+]$ y $1.0 M [OH^-]$. El término pH, está definido como:

$$pH = - \log [H^+] \quad (4.1)$$

donde $[H^+]$, representa la concentración de iones hidrógeno en moles / L y como la constante de ionización del agua es aproximadamente, 10^{-14} , el pH tiene una escala en un rango que va de 0 a 14, con un pH de 7 que representa el punto neutral.

El pH es importante en el tratamiento biológico de aguas residuales, porque la mayoría de los microorganismos se desarrollan mejor a valores de pH cercanos a la neutralidad.

Si bien, muchos aspectos de la estructura celular bacteriana y sus funciones son influenciadas por el pH, es la actividad catalítica de las enzimas la que es especialmente sensible a ello.

Los ácidos, son generalmente considerados, como sustancias que se disocian para producir iones hidrógeno y las bases son aquellas sustancias que se disocian para producir iones hidróxido.

La teoría de Bronsted- Lowry, define a los ácidos como donadores de protones y a las bases como receptores o aceptores de protones. Una reacción ácido-base siempre involucra un par conjugado ácido- base, donde una especie actúa como donador de protones y la otra como aceptor de ellos.

La tendencia de cualquier ácido a disociarse (ionización), es descrita por su expresión de equilibrio. Por ejemplo, si consideramos la ionización de un ácido monoprótico, HA:



La expresión de equilibrio para éste, tendría la forma de:

$$K_a = \frac{(H^+)(A^-)}{(HA)} \quad (4.3)$$

Donde los corchetes indican las concentraciones en moles /L y K_a , representa la constante termodinámica de equilibrio, para la reacción considerada.

Es práctica común en ingeniería, trabajar con constantes de equilibrio termodinámicas, esto es, constantes que no son corregidas por desviaciones del sistema de comportamiento ideal, causados por factores tales como la fuerza iónica y la temperatura.

Para la mayoría de las bacterias y por lo tanto para la mayoría de los procesos de tratamiento de aguas residuales, los rangos extremos de pH para el crecimiento bacteriano, caen entre 4 y 9, aunque el rango óptimo para favorecer este crecimiento se da entre 6.5 y 7.5.

Wilkinson (1975), sugiere que el crecimiento bacteriano se desarrolla mejor, cuando el pH esta ligeramente en el lado alcalino, mientras que el crecimiento de algas y hongos se desarrolla mejor cuando el pH esta en el lado ácido.

Los procesos de tratamiento biológico de aguas residuales, rara vez son operados en condiciones óptimas para el crecimiento bacteriano, sin embargo en la práctica a escala industrial, se ha probado que la aireación prolongada en plantas de lodos activados, opera satisfactoriamente, cuando el pH esta entre 9 y 10.5 y como contraste, este sistema es muy vulnerable a niveles de pH menores a 6.0.

La Fig.4.3. ilustra el efecto del pH, sobre la tasa de crecimiento de la mayoría de los microorganismos presentes en un agua residual y tal respuesta es atribuida, al cambio en la actividad enzimática con el pH, ya que se ha encontrado que la concentración del ión hidrógeno, es considerado uno de los factores mas importantes, que ejercen una gran influencia sobre la actividad enzimática

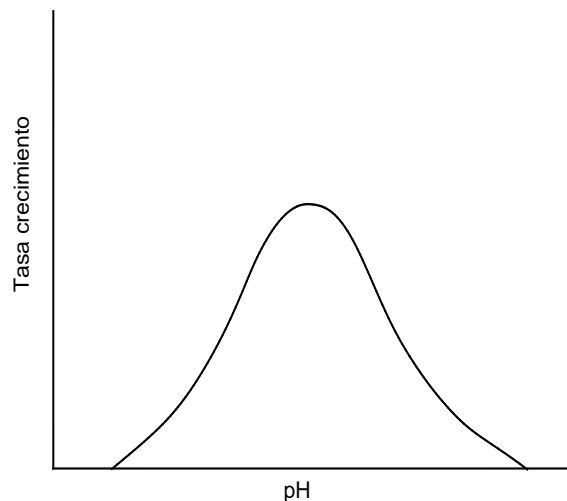


Fig.4.3. Efecto del pH sobre la tasa de crecimiento de la mayoría de los microorganismos presentes en un agua residual.

La expresión de equilibrio para esta reacción es:

$$K_a = \frac{(NH_3)(H^+)}{(NH_4^+)} \quad (4.5)$$

O

$$\frac{K_a}{(H^+)} = \frac{(NH_3)}{(NH_4^+)} \quad (4.6)$$

Donde:

K_a = constante de ionización

(NH_3) = concentración de amoníaco, (moles / L)

(NH_4^+) = concentración del ión amonio, (moles / L)

(H^+) = concentración del ión hidrógeno, (moles /L)

Un balance de materia para el nitrógeno amoniacal total, puede escribirse como sigue:

CONCENTRACIÓN TOTAL

DE NITRÓGENO AMONIACAL = $[NH_3] + [NH_4^+]$ (4.7)

Esta expresión del balance de materia, implica que la distribución porcentual de NH_4 , puede darse por la fórmula:

$$\%NH_4^+ = \frac{(NH_4^+)}{(NH_4^+)+(NH_3)} \times 100 \quad (4.8)$$

O

$$\%NH_4^+ = \frac{100}{1+(NH_3)/(NH_4^+)} \quad (4.9)$$

Substituyendo $(NH_3)/(NH_4)$ de la ecuación. (4.6), en la ecuación. (4.9) nos da:

$$\% NH_{4+} = \frac{100}{1+(K_a/(H^+))} \quad (4.10)$$

La ecuación.(4.10), implica que la distribución porcentual de amoniaco y ión amonio, es dependiente del pH, puesto que $[H^+] = 10^{-pH}$. La constante de ionización K_a , tiene un valor de 5.6×10^{-10} a 25°C; de ahí que a pH = 8, la ecuación (4.10) muestra, que la distribución porcentual del ión amonio es de 94.6% y por lo tanto, a valores de pH, que normalmente se encuentran en la mayoría de los tratamientos biológicos, el ión amonio es la especie predominante.

El nitrógeno total Kjeldahl (NTK), es el análisis que se emplea, para determinar la concentración combinada de nitrógeno amoniacal y nitrógeno orgánico en un agua residual y el resultado se expresa como mg/L de nitrógeno. Para aguas residuales urbanas, los valores de NTK, se encuentran en el rango de 15-50 mg/L. En la Tabla 4.1. se sumarizan los rangos normales de los compuestos nitrogenados, contenidos en las aguas residuales, así como los porcentajes de remoción típicos, observados durante los tratamientos primario y secundario.

TABLA 4.1. Concentraciones de nitrógeno y % de remoción durante el tratamiento de aguas residuales urbanas.

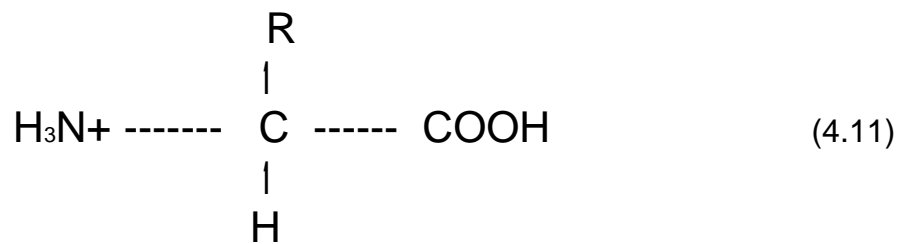
Forma de Nitrógeno	Agua Residual (mg/L)	Efluente primario mg/L	% remoción	Efluente secundario mg/L	% remoción
N ₂ orgánico	10-25	7-20	10-40	3-6	50-80
Disuelto	4-15	4-15	0	1-3	50-80
Suspendido	4-15	2-9	40-70	1-5	50-80
Nitrógeno Amoniacal	10-30	10-30	0	10-30	0
Nitrógeno (nitrito)	0-0.1	0-0.1	0	0-0.1	0
Nitrógeno (nitrato)	0-0.5	0-0.5	0	0-0.5	0

La remoción durante el tratamiento primario, es el resultado, principalmente de la sedimentación de materiales orgánicos nitrogenados insolubles y los valores presentados en la tabla anterior, para remoción de nitrógeno durante el

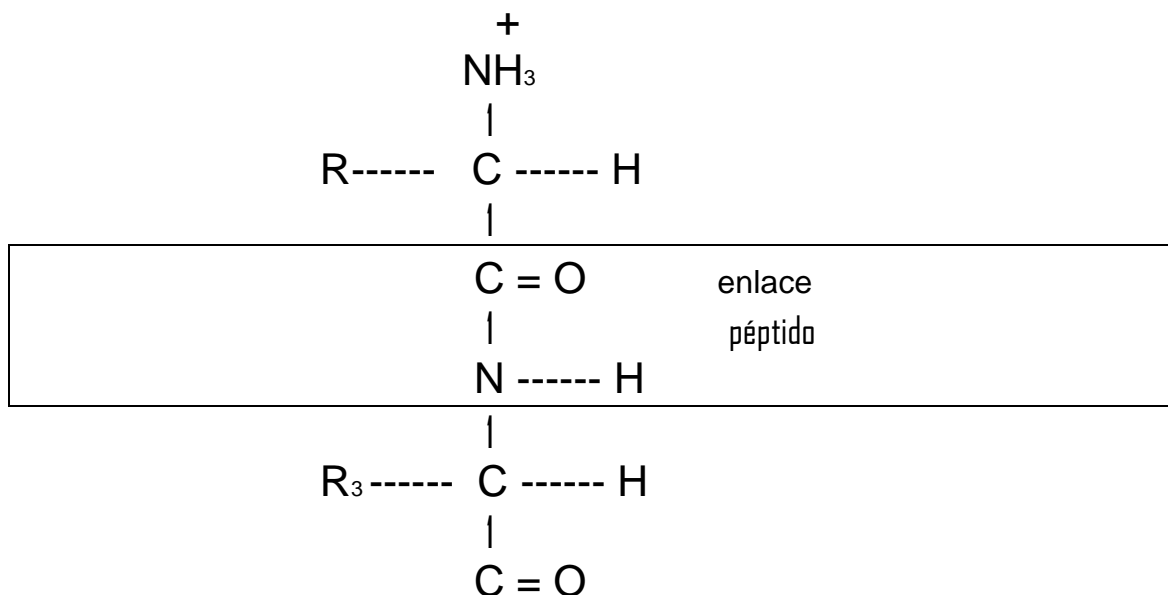
tratamiento secundario, asumen que la nitrificación no ocurre, por lo que la remoción de nitrógeno en este caso, es básicamente el que se da a través de la asimilación del nitrógeno por la bacteria.

Debe anotarse, que las aguas residuales urbanas observan contenidos de nitrógeno entre 15-25 mg/L, con 60 % de Éste en la fracción soluble y 40 % en la insoluble.

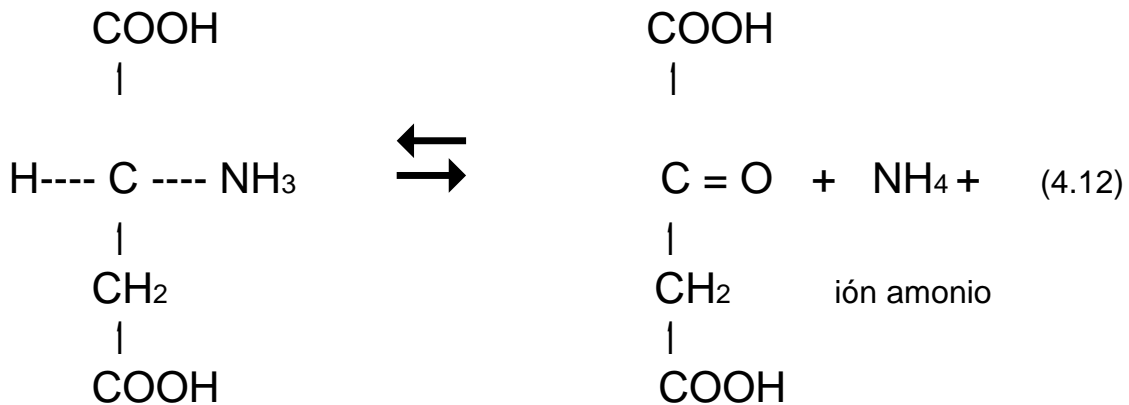
El nitrógeno orgánico, debe considerarse como una fuente potencial de nitrógeno amoniacal, ya que las reacciones de deaminación que ocurren durante el metabolismo de la materia orgánica, traen consigo la liberación de iones amonio. Las proteínas son compuestos de elevado peso molecular, formados por aminoácidos, unidos en un enlace péptido. La mayoría de los aminoácidos pueden describirse con la formula general siguiente:



Donde: R representa un grupo químico, que puede ser el hidrógeno (glicina), CH₂SH (cisteína) u otros 17 grupos funcionales. Para formar proteínas, estos se unen por enlaces péptidos como el que se ilustra



Los enlaces péptido, están formados por la condensación del grupo α – *carboxílico* de un aminoácido, con el grupo α – *amino* de otro amino ácido. Como las proteínas pueden ser usadas como una fuente de energía por los microorganismos, bajo la influencia de enzimas proteolíticas (proteasa), las proteínas son hidrolizadas, (descompuestas) en sus correspondientes aminoácidos. Los aminoácidos así formados, pueden entrar al ciclo de Krebs en diversos puntos, después de que han sido deaminados (remoción del NH_3). Por ejemplo, considérese la reacción de deaminación del ácido aspártico:



3cido aspártico

3cido oxaloacético

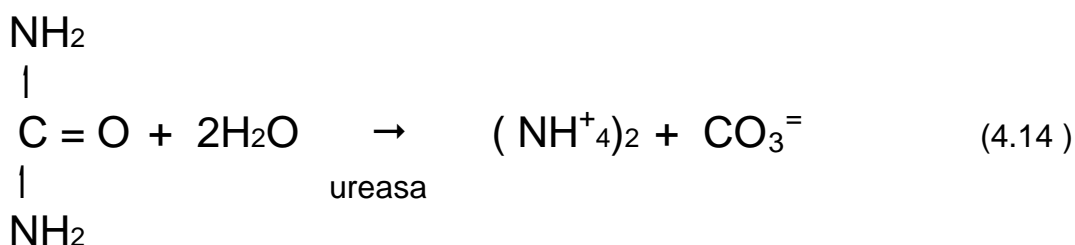
Puesto que el 3cido oxaloacético, es un intermediario en el ciclo de Krebs, el 3cido puede entrar en este punto y un subproducto de la oxidaci3n de la prote3na es el i3n amonio, de ah3 que la estabilizaci3n biol3gica de las aguas residuales conteniendo prote3nas, traen como consecuencia la presencia de amoniac3 en dichas aguas residuales.

Los animales superiores (entre ellos el ser humano), se deshacen de sus residuos amoniacaes, elimin3ndolos en forma de urea a trav3s de la orina.

La urea tiene la siguiente estructura qu3mica:



Fuera del cuerpo, la urea es hidrolizada rápidamente en una reacción catalizada por la ureasa, para producir carbonato de amonio (Sawyer-McCarty, 1967)



Esta reacción contribuye al elevado porcentaje de amoniaco y alcalinidad, presente en las aguas residuales urbanas. Algunos de los problemas de descargar efluentes conteniendo nitrógeno amoniacal, son los siguientes:

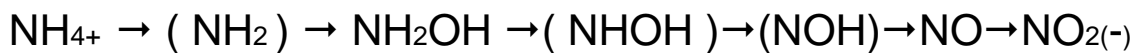
1).- El ión amonio consume el oxígeno disuelto de las aguas que lo reciben. Bajo condiciones ambientales favorables, se ha demostrado que el nitrógeno orgánico contenido en las aguas residuales, se convertirá en ión amonio y esta es la forma mas reducida del nitrógeno inorgánico, que sirve como punto de partida, para el proceso biológico de dos etapas, conocido como **nitrificación**.

Existen en el ambiente dos grupos de bacterias quimioautótrofas, que pueden asociarse con el proceso de nitrificación. Un grupo obtiene su energía a través de la oxidación del ión amonio a nitrito, mientras que el otro grupo obtiene su energía a través de la oxidación del nitrito a nitrato, ambos grupos de bacterias

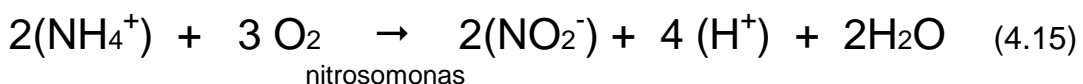
obtienen sus requerimientos de carbón, para la síntesis celular, del dióxido de carbono, carbonatos o bicarbonatos (formas de carbono inorgánico).

La mayor bacteria nitrificante, ha sido identificada como perteneciente al género de las **nitrosomonas** (responsable de la oxidación del ión amonio a nitrito) y la **nitrobacter** (responsable de la oxidación de nitrito a nitrato).

La oxidación del ión amonio a nitrito, es una reacción termodinámicamente favorable, que resulta en la liberación de energía libre de entre 66 y 84 Kcal/mol (Painter, 1970). La cantidad de energía disponible, realmente usada por los microorganismos, depende de su eficiencia para utilizar esa energía; para las nitrosomonas, se ha encontrado que la energía utilizada, esta en el rango de entre 5 y 14% (Alexander, 1961), lo que ha llevado a concluir que la oxidación del ión amonio a nitrito, se realiza como una serie de intercambios de un electrón con intermediarios, como los que se dan en la siguiente ruta (Doestch – Cook, 1973) :



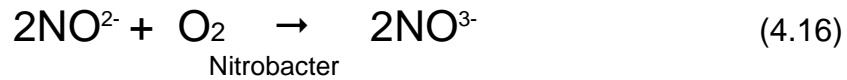
Sin embargo, es costumbre escribir solamente la reacción global, que tiene la forma :



Como esta es una reacción de oxidación y como tal, los electrones son liberados, por lo que se requiere de un receptor o aceptor de electrones y el oxígeno molecular, sirve para esta función. Sin la disponibilidad del oxígeno, la nitrificación no podría ocurrir.

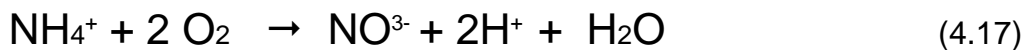
La oxidación de nitrito a nitrato ($\text{N}^{3+} \rightarrow \text{N}^{5+}$) es una reacción de un solo paso, llevada a cabo por la bacteria del género nitrobacter y es también

termodinámicamente favorable, resultando en la liberación de aproximadamente, 17Kcal/mol de energía. La eficiencia de utilización de las nitrobacter ha sido estimada entre 5 – 10 % (Alexander, 1961). La reacción para esta oxidación es la siguiente:



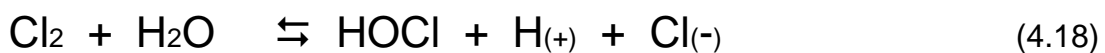
La energía disponible para las nitrificantes por unidad de trabajo, es baja y por lo tanto son de **crecimiento lento** para ser aerobias heterótrofas.

La reacción global, para la conversión de ión amonio a nitrato, se puede expresar como sigue:



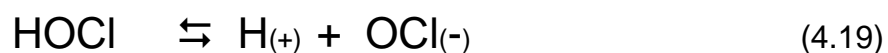
2).- El amoníaco reacciona con el cloro para formar cloraminas, las cuales son menos efectivas como desinfectantes que el cloro “libre”.

En soluciones acuosas, el gas cloro se hidroliza para formar, Cl (-) y Cl (+), un sistema termodinámicamente mas estable. Esta reacción se realiza como sigue:



La constante de equilibrio para esta reacción, tiene un valor de 3×10^4 a 15°C, sugiriendo que la posición de equilibrio esta muy a la derecha. De hecho, las aguas con un pH mayor a 3 y con una concentración del ión cloruro menor a 1000 mg/L, las moléculas de cloro libre están virtualmente ausentes.

El ácido hipocloroso (HOCl) formado, es un electrolito débil y derivará en una ionización parcial de acuerdo a la siguiente reacción:



La reacción total puede determinarse a partir de la expresión de equilibrio, la cual tiene la forma:

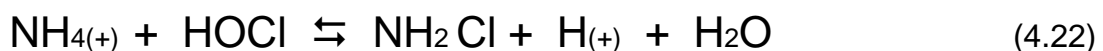
$$K_a = \frac{[H^+][OCl^-]}{[HOCl]} \quad (4.20)$$

Donde: $[H^+]$, $[OCl^-]$ y $[HOCl]$ representan las concentraciones molares del ión hidrogeno, ión hipoclorito y ácido hipocloroso. Y aquí, igual que lo hicimos para el amoniaco, podemos desarrollar una expresión que nos dé el porcentaje de distribución del ácido hipocloroso con el pH. Esta expresión es la siguiente:

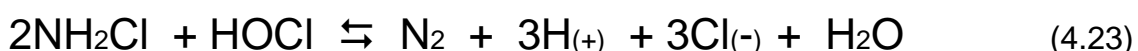
$$\%HOCl = \frac{100}{1 + \left(\frac{K_a}{H}\right)} \quad (4.21)$$

La constante de ionización K_a , tiene un valor de 3.3×10^{-8} a $20^\circ C$, por lo tanto, usando la ecuación anterior, la distribución porcentual del ácido hipocloroso entre valores de pH de 4 y 10 puede ser determinado.

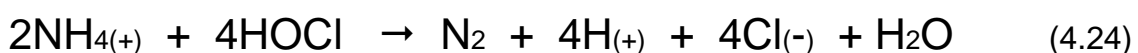
Cuando se agrega cloro al agua residual, conteniendo iones amonio, la reacción inicial entre el cloro y el ión amonio, es casi totalmente monocloramina, la que se forma:



Esta reacción toma solo un minuto, pero si se agrega mas cloro al agua (una relación mayor de 5:1), se forma también la dicloramina y tricloramina, pero al final de la oxidación, se formara principalmente nitrógeno:



La reacción global puede escribirse como:



La oxidación del ión amonio a monoclорamina y luego a nitrógeno molecular, estequiometricamente, corresponde a una relación en peso de Cl₂/NH₄(+) –N de 7.6:1, aunque en la practica esta relación se lleva hasta 10:1.

Es importante señalar que en el proceso de desinfección, antes del punto de quiebre, todo el cloro residual disponible, esta presente en forma de cloraminas y compuestos relacionados, denominándosele a este **cloro combinado**.

Después del punto de quiebre, el cloro residual presente en el agua, es en su mayoría **cloro libre**, aunque siempre permanece una parte como cloro combinado. También es importante puntualizar que en el tratamiento de aguas residuales, la cantidad de cloro que debe adicionarse en el proceso de desinfección, es mucho mayor cuando el ión amonio esta presente.

3).- El amoniaco es tóxico para los peces. Para ciertas corrientes que reciben aguas residuales, es importante controlar la concentración de amoniaco para prevenir la toxicidad y afectación a la vida acuática.

Se ha establecido que aún a bajas concentraciones de amoniaco en su forma no ionizada, interfieren con el transporte de oxigeno hacia las branquias de los peces.

En los países desarrollados, para prevenir este problema, se permite una concentración máxima de amoniaco (forma no ionizada) de 0.02 mg/L en los efluentes de las corrientes que llegan a ríos, lagos y lagunas.

El porcentaje de amoniaco de una corriente llegando a un cuerpo de agua, puede calcularse para un pH y temperatura dadas, usando la siguiente ecuación:

$$\% \text{NH}_3 = \frac{100}{1+([\text{H}^+]/K_a)} \quad (4.25)$$

Los valores de Ka a varias temperaturas se dan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Variaciones en las constantes de ionización para amoníaco y agua a varias temperaturas

Temperatura (oC)	pKw	pKa
0	14.9435	10.0815
5	14.7338	9.9038
10	14.5346	9.7306
15	14.3463	9.5643
20	14.1669	9.3999
25	14.0000	9.2455
30	13.9965	9.0930
35	13.8330	8.9471

4.8. FÓSFORO

El fósforo es considerado por muchos investigadores, como el nutriente clave en el control de la eutroficación de los cuerpos de agua, ya que tanto el nitrógeno, como el dióxido de carbono al encontrarse en la atmósfera, alcanzan concentraciones de equilibrio en el agua de dichos reservorios; de ahí que, muchas condiciones de tratamiento, requieran de una especial atención para la remoción del fósforo.

Las aguas residuales urbanas contienen fósforo, en 3 formas diferentes:

- 1).- Como fósforo orgánico,
- 2).- Como ortofosfatos y
- 3).- Como fósforo condensado.

Cuando se tratan aguas residuales biológicamente, la bacteria asimila el ortofosfato ($\text{PO}_4(3-)$) durante su proceso de crecimiento; sin embargo, los fosfatos condensados (como pirofosfatos, $\text{P}_2\text{O}_7(4-)$ y tripolifosfato $\text{P}_3\text{O}_{10}(5-)$)

deben primero pasar por la hidrólisis enzimática, para adquirir la forma orto, antes de que puedan ser asimilados. Los rangos normales de compuestos fosforados, contenidos en las aguas residuales domésticas; así como, las remociones típicas durante los tratamientos primario y secundario, se presentan en la Tabla 4.3.

En el tratamiento biológico de aguas residuales, la asimilación es la única forma para su remoción, excepto quizás, cuando el agua presenta una característica especial y gracias a los químicos presentes, los flocs biológicos formados precipitan al fondo del tanque.

Tabla 4.3. Concentraciones de fósforo y sus porcentajes de remoción Durante el tratamiento de aguas residuales urbanas.

Tipo de fósforo Como P	Agua cruda (mg/L)	Efluente primario (mg/L)	% remoción	Efluente secundario (mg/L)	% remoción
Fósforo Orgánico	1-3	0.5-2	20-50	0.5-1	40-80
Ortofosfato	2-8	1-7	0-40	1-8	0-40
Fosfato Condensado	2-8	2-8	0-20	1-3	40-80
Fósforo total	4-14	3-12	5-20	3-11	10-30

Fuente: Mc Carty (1970)

4.9. CONTENIDO DE SÓLIDOS

El contenido total de sólidos o sólidos totales, es una de las más importantes características de un agua residual; estas incluyen tanto los sólidos suspendidos, como los sólidos disueltos, que son obtenidos por separación de la fase sólida, de la fase líquida, por evaporación.

Los sólidos suspendidos, son una combinación de los sólidos sedimentables y de los sólidos no sedimentables, también llamados coloidales, que son determinados por filtración de una muestra de agua residual, a través, de un filtro de fibra de vidrio, contenido en un crisol gooch, o a través de un filtro membrana.

Los sólidos sedimentables, son aquellos que normalmente sedimentaran por gravedad en un tanque ex – profeso, durante un tiempo de retención hidráulica normal. Esta fracción, se determina midiendo el volumen de lodo en el fondo de un cono Imhoff después de una hora.

Los sólidos remanentes, después de la evaporación o filtración, son secados, pesados y posteriormente calcinados y la pérdida de peso por calcinación a 600°C, es una medida de los sólidos volátiles, los cuales son clasificados como materia orgánica.

Los sólidos que quedan después de la calcinación, son los sólidos fijos que son considerados como materia inorgánica (minerales). Los sólidos suspendidos asociados con la fracción volátil, son denominados sólidos suspendidos volátiles (SSV) y los sólidos suspendidos asociados con la fracción mineral, son llamados sólidos suspendidos no volátiles (SSNV).La Tabla 4.4. presenta una clasificación del contenido de sólidos de un agua residual urbana típica.

Tabla 4.4. Clasificación del contenido de sólidos de un agua residual urbana.

SÓLIDOS	MINERALES (mg/L)	ORGÁNICOS (mg/L)	TOTAL (mg/L)	DBO₅ (mg/L)	DQO (mg/L)
SUSPENDIDOS	65	170	235	110	108
Sedimentables	40	100	140	50	42
No sedimentables	25	70	95	60	66
Disueltos	210	210	420	30	42
TOTAL	275	380	655	140	150

Fuente: Fair-Geyer (1971)

El propósito de la sedimentación primaria, es reducir la velocidad de flujo del agua residual, lo suficiente para permitir que los sólidos sedimenten.

La sedimentación primaria, removerá la mayoría de los sólidos sedimentables, que será aproximadamente entre el 40 y 70 % de los sólidos suspendidos presentes en un agua residual urbana.

Aproximadamente el 80% de la DBO total del agua residual urbana, esta constituida por los sólidos suspendidos y los sólidos coloidales y entre el 30 y el 45 % de esta DBO, será removida durante esta operación. Adicionalmente, como se muestra en los apartados correspondientes, entre el 5 y el 25 % del nitrógeno total y entre el 5 y el 20 % del fósforo serán eliminados en este punto.

La relación entre los sólidos suspendidos y la remoción de la DBO en la sedimentación primaria se muestra en la Fig. 4.4.

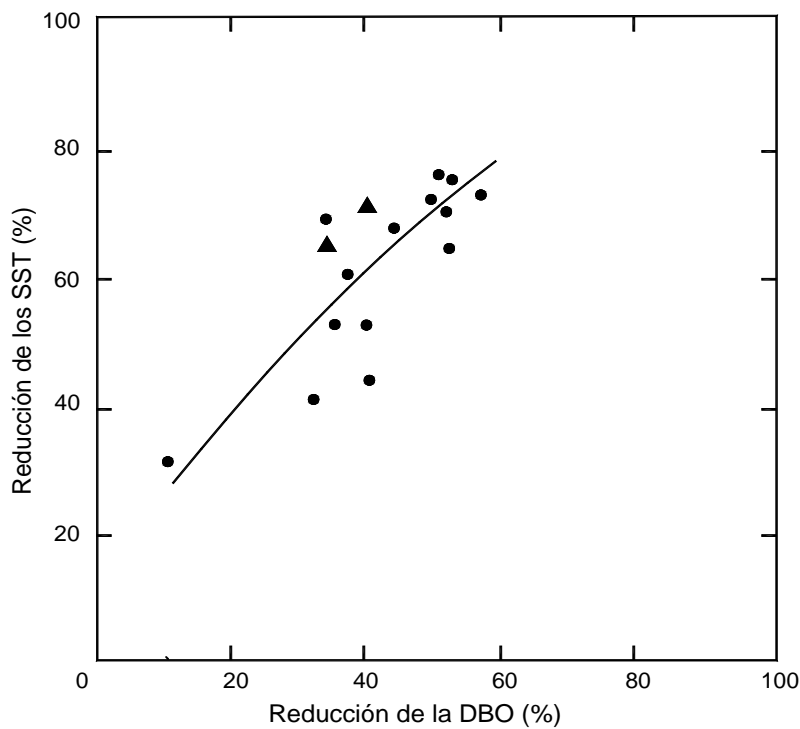


Fig. 4.5. Relación entre la reducción de los SST y la reducción de la DBO en la sedimentación primaria.

Se asume generalmente que, el total de los sólidos suspendidos no – biodegradables, presentes en el influente, son la suma de los sólidos suspendidos fijos y los sólidos suspendidos volátiles no – biodegradables. McKinney, (1970), propuso que los sólidos suspendidos volátiles no – biodegradables, contenidos en el agua residual, podían estimarse, a partir de la siguiente relación:

$$SSVNB = \left(\frac{DQO - DBO}{DQO} \right) SSV \quad (4.26)$$

donde :

SSVNB= Sólidos suspendidos volátiles no-biodegradables en el agua residual cruda, (mg/L).

DQO_o=Demanda química de oxígeno del agua residual cruda aportada por los sólidos suspendidos, (mg/L).

DBO_f=Demanda bioquímica de oxígeno final del agua residual cruda aportada por los sólidos suspendidos, (mg/L).

SSV=Concentración de sólidos suspendidos volátiles totales, del agua residual cruda, (mg/L).

McKinney (1970) estableció que, de la fracción de los sólidos suspendidos volátiles de un agua residual, aproximadamente el 40% serían no-biodegradables.

Basada en la concentración de sus múltiples componentes, un agua residual puede clasificarse como fuerte, media o ligera. La composición típica de un agua residual doméstica, se presenta en la Tabla 4.5 , pero debe recordarse que los datos de composición y concentración presentados, son muy variables y por lo tanto deben servir solo como una guía y no como una base para un diseño específico.

Tabla 4.5. COMPOSICIÓN TÍPICA DE LAS AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS.

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN		
	Fuerte	Media	Ligera
SÓLIDOS TOTALES	1300	750	375
Disueltos totales	850	500	250
Fijos	525	300	145
Volátiles	325	200	105
SUSPENDIDOS TOTALES	350	200	100
Fijos	75	50	30
Volátiles	275	150	70
Sólidos sedimentables (*)	100	50	25
DBO ₅ , a 20°C	400	250	100
COT	300	135	65
DQO	1000	500	250
Nitrógeno, (total como N)	85	40	20
Orgánico	35	15	8
Amoniacal libre	50	25	12
Nitritos	0	0	0
Nitratos	0	0	0
Fósforo, (total como P)	20	10	6
Orgánico	5	3	2
Inorgánico	15	7	4
Cloruros (**)	100	50	30
Alcalinidad, (como CaCO ₃)**	200	100	50
Grasas y aceites	150	100	50

(*) Todos los valores están expresados en (mg/L), excepto los sólidos sedimentables, que se expresan en (ml/L)

(**) Estos valores pueden incrementarse, al aumentar el caudal. Fuente: Metcalf and Eddy, (1987)

CAPITULO V

CINÉTICA Y MECANISMOS BIOLÓGICOS

En el tratamiento de aguas residuales, siempre esperamos que las bacterias remuevan una buena parte del material que la contamina, mediante transformaciones químicas que convertirán a estos materiales, en otros más simples que serán fácilmente separados y eliminados del agua.

Si la velocidad a la que las bacterias realizan esta transformación química, es el paso más lento de toda la serie, entonces, el sistema estará controlado por la velocidad de reacción a la que se efectúa esta transformación.

Si en un reactor biológico aerobio, se suministra la suficiente aireación, el mezclado adecuado y el sustrato suficiente, el diseño de ingeniería, tratará de hacer que la resistencia a la transferencia de masa, sea la más pequeña posible, de tal manera que, la velocidad a la que los contaminantes del agua son removidos de ella, esté controlada por la velocidad de la reacción biológica. En este capítulo, analizaremos brevemente la bioquímica de la masa bacteriana y desarrollaremos las ecuaciones necesarias para describir la velocidad, a la que se realizan estas transformaciones

5.1. VELOCIDAD DE REACCION

Las reacciones químicas pueden clasificarse en uno de los siguientes grupos:

- 1).- En base al número de moléculas que debe reaccionar, para formar el producto de la reacción.
- 2).- En base a la cinética, mediante el orden de reacción.

Es esta última clasificación, la que es útil para describir la cinética de la mayoría de los procesos biológicos.

Cuando las reacciones se clasifican sobre bases cinéticas, pueden ocurrir diferentes órdenes de reacción, por variaciones propias de los organismos que intervienen en ella, diferentes sustratos o condiciones ambientales.

La relación entre la velocidad de reacción, la concentración del reactante y el orden de reacción 'n' esta dado por la expresión:

$$\text{Velocidad} = (\text{concentración})^n \quad (5.1)$$

O tomando logaritmos en ambos miembros de la ecuación.

$$\text{Log velocidad} = (n) \text{ log (concentración)} \quad (5.2)$$

Usando la ecuación (5.2), los resultados experimentales pueden interpretarse, para establecer el orden de reacción y la velocidad. Para una reacción de orden constante, si el log de la velocidad de cambio instantáneo en la concentración del reactante en cualquier tiempo, es graficada como una función del logaritmo de la concentración del reactante en ese instante, resultará una línea recta y la pendiente de esa recta, será el orden de reacción. Ver Fig. 5.1.

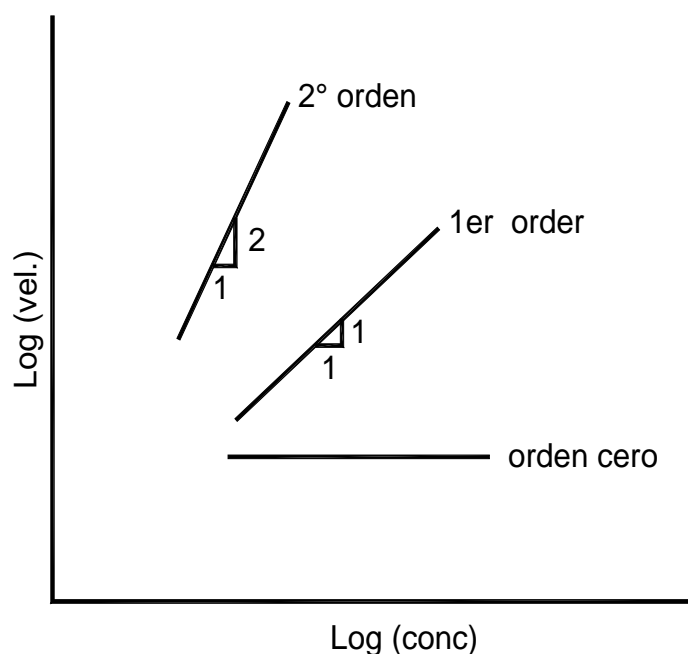


Fig. 5.1. Determinación gráfica del orden de reacción

La reacción de orden cero, da como resultado una línea horizontal y la velocidad de reacción es independiente de la concentración del reactante.

Para una reacción de primer orden, la velocidad de reacción es directamente proporcional a la concentración del reactante y para una reacción de segundo orden, la velocidad de reacción es proporcional a la concentración del reactante elevado al cuadrado.

Los ordenes fraccionados de reacción, son posibles, especialmente en mezclas de cultivos bacterianos, pero para la solución de muchos problemas de velocidad, se debe asumir o determinar un valor de orden de reacción integrado.

Bajo esta condición puede hacerse una evaluación más detallada de las ecuaciones de orden de reacción integradas, como una función del tiempo de reacción parcial consumido

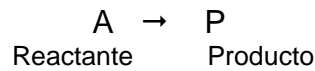
5.2. REACCIONES DE ORDEN CERO

La reacción de orden cero, da como resultado una línea horizontal y la velocidad de reacción es independiente de la concentración del reactante.

Para una reacción de primer orden, la velocidad de reacción es directamente proporcional a la concentración del reactante y para una reacción de segundo orden, la velocidad de reacción es proporcional a la concentración del reactante elevado al cuadrado.

Los ordenes fraccionados de reacción, son posibles, especialmente en mezclas de cultivos bacterianos, pero para la solución de muchos problemas de velocidad, se debe asumir o determinar un valor de orden de reacción integrado.

Bajo esta condición puede hacerse una evaluación más detallada de las ecuaciones de orden de reacción integradas, como una función del tiempo de reacción parcial consumido



$$\frac{-d[A]}{dt} = K[A]^0 = K$$

Donde: $\frac{-d[A]}{dt}$ = .velocidad a la que desaparece A y

K = constante de velocidad de reacción

$$\frac{-dC}{dt} = K \quad (5.3)$$

Donde:

$$\frac{-dC}{dt} = \text{Velocidad de cambio en la concentración de A en el}$$

tiempo, (masa volumen⁻¹ tiempo⁻¹). (El signo negativo indica que la concentración de A, decrece con el tiempo; si tuviera signo positivo, esto indicaría un incremento en la concentración con el tiempo).

K = Constante de velocidad de reacción, (masa volumen⁻¹ tiempo⁻¹)

Integrando la ecuación (5.3):

$$C = -K t + \text{constante de integración} \quad (5.4)$$

La constante de integración se determina, haciendo que C = C₀, al tiempo t = 0, lo cual implica que:

C₀ = constante de integración y muestra que la ley de la velocidad integrada tiene la forma:

$$C - C_0 = - K t \quad (5.5)$$

Graficando la concentración contra el tiempo, para una reacción de orden cero, se obtiene una recta como la que se ilustra en la Fig.5. 2. (graficada en papel aritmético).

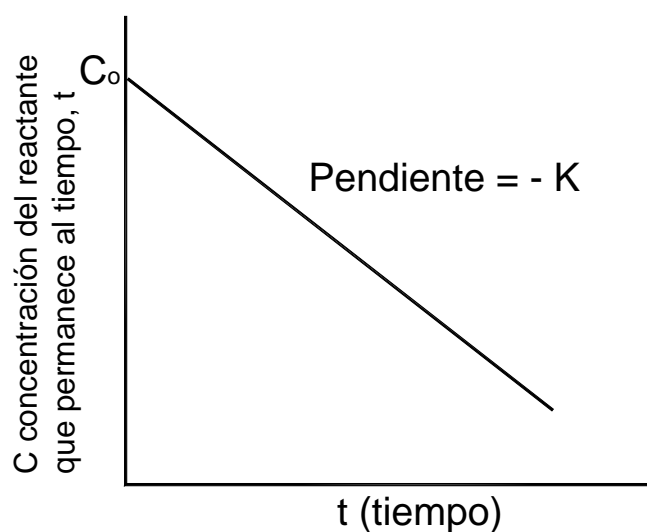
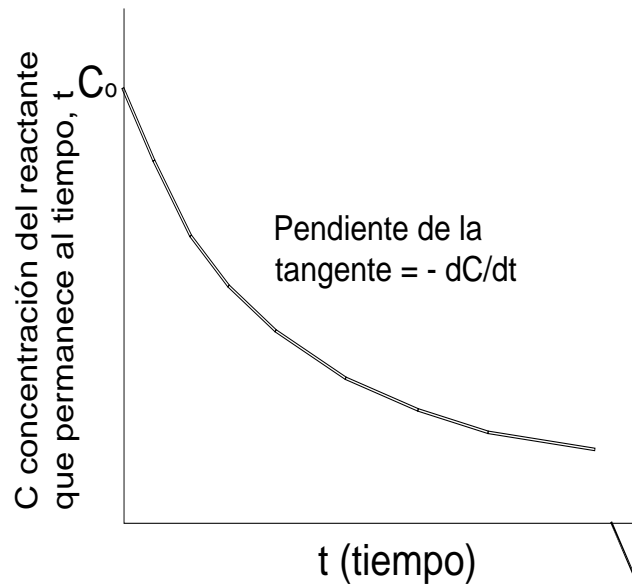


Fig. 5.2. Grafica aritmética del desarrollo de una reacción de orden cero.

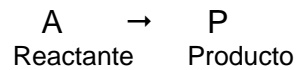
5.3. REACCIONES DE PRIMER ORDEN

Las reacciones de primer orden, son aquellas que proceden a una velocidad directamente proporcional a la concentración de un reactante. Puesto que la velocidad de la reacción depende de la concentración del reactante y como la concentración del reactante cambia con el tiempo, la representación grafica-aritmética, de la variación de la concentración del reactante con el tiempo, no arroja una línea recta como sucede con las reacciones de orden cero, si no una curva similar a la que se ilustra en la Fig.5. 3.

Fig, 5.3 Gráfica aritmética del curso de una reacción de primer orden.



Si se considera la conversión de un solo reactor para generar un solo producto:



Si esta reacción sigue la cinética de primer orden, la velocidad a la que “desaparece “A”, es descrita por la ecuación de velocidad:

$$\frac{-dC}{dt} = KC \quad (5.6)$$

Donde :

: $\frac{-dC}{dt}$ = velocidad de cambio en la concentración de A con el tiempo (masa, volumen⁻¹, tiempo⁻¹).

C = Concentración de A a cualquier tiempo, t , (masa, volumen⁻¹).

K = Constante de velocidad de reacción, (tiempo⁻¹).

Integrando la ecuación (5.6) y haciendo que: $C = C_0$ a $t = 0$, se obtiene:

$$\ln \left(\frac{C_0}{C} \right) = K t \quad (5.7)$$

O en la forma más común:

$$\log \left(\frac{C_0}{C} \right) = \frac{K t}{2.3} \quad (5.8)$$

La ecuación (5.8), sugiere que la gráfica de $\log C$ contra el tiempo, para una reacción de primer orden, generará una línea recta como se muestra en la fig. (5.4):

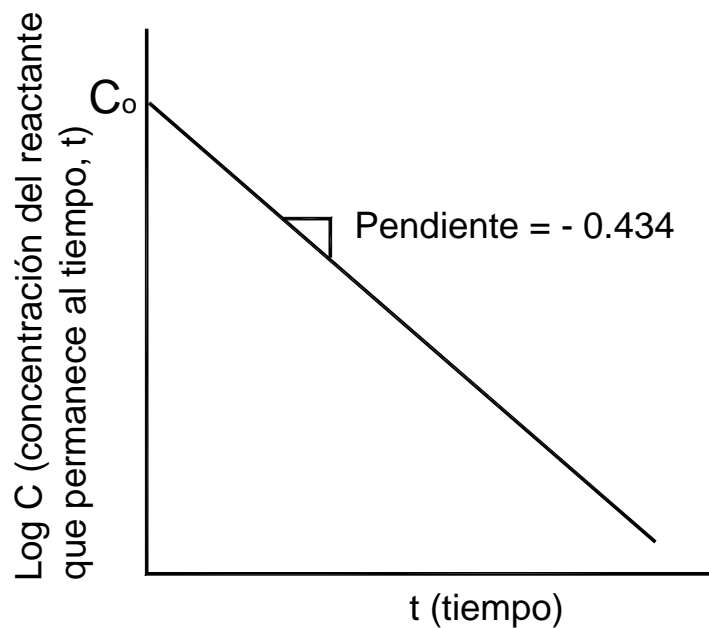
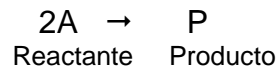


Fig.5.4 Gráfica semilog del curso de una reacción de primer orden.

5.4. REACCIONES DE SEGUNDO ORDEN

Las reacciones de segundo orden, son aquellas que se desarrollan a una velocidad proporcional, a la segunda potencia de la concentración de un solo

reactivo. Para la reacción que describe la conversión de un solo reactante, en un solo producto, esta es:



La velocidad a la que desaparece o se consume A, para una reacción de segundo orden, es descrito por la ecuación:

$$-\frac{dC}{dt} = K(C)^2 \quad (5.9)$$

Donde K = Constante de velocidad de reacción.
(Masa, Volumen⁻¹, Tiempo⁻¹).

Integrando, para la reacción de segundo orden se tiene.

$$\frac{1}{C} - \frac{1}{C_0} = Kt \quad (5.10)$$

La figura (5.5), ilustra, la grafica aritmética de $\frac{1}{C}$ contra el tiempo que genera una línea recta, cuya pendiente nos da el valor de K.

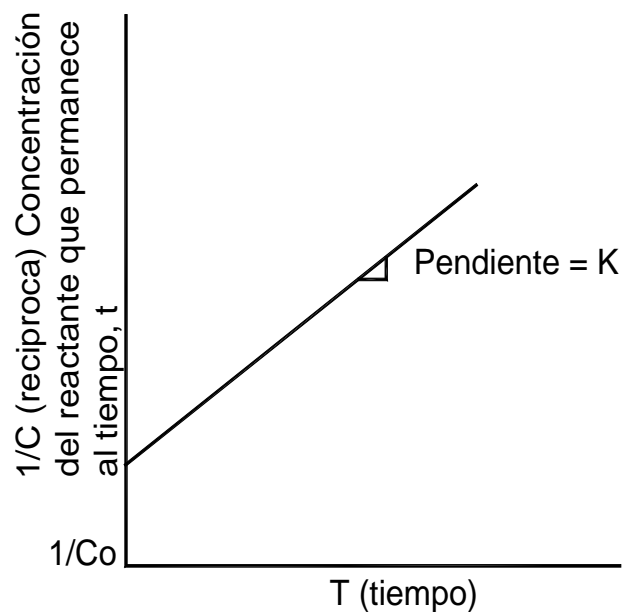


Fig.5.5. Gráfica del curso de una reacción de segundo orden.

5.5. DESCRIPCION DE LAS REACCIONES QUIMICAS

Las transformaciones químicas que tienen lugar dentro de las células vivas de una bacteria, están entre las reacciones más complejas conocidas. Lo que parecería una simple reacción química, usualmente se convierte en una compleja red, que comprende muchas reacciones consecutivas y paralelas usualmente llamadas “rutas”.

Por ejemplo, la conversión anaeróbica de la glucosa en etanol:



Podría parecer muy simple, pero la **ruta** para esta reacción global, tiene 12 reacciones separadas en series, para el *esqueleto* del carbón, así como varias reacciones paralelas involucrando la síntesis de enzimas.

Si la conversión de la glucosa a CO₂, se realiza en condiciones aerobias, se necesitan un mínimo, de 15 reacciones adicionales, involucrando al carbono, así como la síntesis de muchas más enzimas. Cuando el complejo mapa de una reacción es conocido, o su hipótesis desarrollada; a este desarrollo, se le llama **mecanismo** de la reacción. Frecuentemente, se propone más de un mecanismo para una transformación dada, indicando con ello, que nuestro conocimiento de la reacción es incompleto. En todas las transformaciones biológicas, la estequiometría de los elementos, determina las proporciones en las que se **combinan** y por lo tanto, debe preservarse para conocer con la mayor exactitud posible, el resultado y las cantidades de productos generados.

Por ejemplo, cuando iniciamos la transformación de la glucosa, con una molécula de este compuesto que contiene 6 átomos de carbono, debemos tener al final de la reacción, los mismos 6 átomos de carbono, distribuidos entre todos los productos finales de la reacción. La misma operación debe ocurrir, para cada elemento presente entre los reactantes, independientemente de que

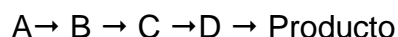
sea la reacción global, o uno de los **pasos** intermedios del complejo mecanismo.

Si bien el sustrato puede estar en contacto con la superficie de la bacteria, no se produce ninguna reacción hasta que se establezca un enlace químico, o una unión física de ellos. Este enlace inicial, es conocido como **adsorción** y se hará una descripción mas detallada de él, en el capítulo descriptivo del proceso anaerobio.

En la mayoría de los sistemas biológicos, la velocidad de adsorción sobre la superficie bacteriana, ocurre rápidamente y no tiene una etapa que limite esta velocidad. Rickert y Hunter,(1971), encontraron que la adsorción de un sustrato sobre un “floc “ biológico, en un reactor de lodos activados, se completa en un periodo de 30 minutos y la mayoría de este tiempo, se usa para completar la reacción bioquímica, que ocurre dentro de la célula bacteriana. La gran diferencia entre las velocidades de adsorción y reacción, sentó las bases para entender el proceso de estabilización por contacto.

Cuando son varias las etapas involucradas en un mecanismo, es muy común, que la etapa o paso en particular, tenga una velocidad de reacción mucho mas lenta que las otras en esta cadena y entonces, a esta etapa o paso en particular, se le conoce como la etapa que determina la velocidad de la reacción, o la etapa **limitante de la velocidad de reacción**.

Para la reacción:



El paso limitante, podría ser $B \rightarrow C$ y en este caso en particular, la atención debía centrarse en este paso o etapa de la reacción, puesto que cualquier cambio en la velocidad de esta etapa, significaría un cambio en la velocidad de la reacción en su conjunto, $A \rightarrow \text{Producto}$.

Las velocidades de reacción para muchas transformaciones químicas, pueden medirse en el laboratorio y tienen un significado importante para ese sistema en particular, bajo ciertas condiciones específicas. Para hacer que la

información de la velocidad de una reacción, tenga un sentido más general y hacer esta información más comprensible, a menudo, estos datos son cuantitativamente formulados como expresiones matemáticas de su **cinética química**, que relaciona los datos observados de la velocidad de la reacción, con los valores de las variables intensivas del sistema.

En las reacciones biológicas, la tasa a la que el sustrato se remueve, es a menudo co-relacionada como una función de la concentración del sustrato, con la concentración de los sólidos biológicos y con la temperatura del reactor. Si todos los pasos o etapas del mecanismo, son conocidos en detalle, se puede entonces, desarrollar una expresión teórica de la cinética de la velocidad de la reacción en su conjunto.

Sin embargo, puesto que la mayoría de las reacciones biológicas son muy complejas, pocos mecanismos son conocidos con suficiente detalle, para permitir un desarrollo teórico. La mayoría de los mecanismos de reacción, son desarrollados empíricamente y a menudo son el resultado de modelos muy simplificados de ese mecanismo.

5.6. LAS ENZIMAS COMO CATALIZADORES BIOLÓGICOS

Una simple célula bacteriana, es capaz de conducir 200 diferentes reacciones complejas, mientras que alguna clase de células humanas pueden llevar a cabo de 50 a 100,000 de tales reacciones. A temperatura ambiente, esas células pueden formar compuestos rápidamente, que requieren altas temperaturas y considerables esfuerzos y recursos para sintetizarlas en el laboratorio. Las células vivas pueden desarrollar esta “magia” química a través de catalizadores, las cuales son sustancias que proveen centros activos de reacción, que son regenerados al final de la misma. En bioquímica, estos catalizadores son llamados enzimas y pueden acelerar o inhibir una reacción en particular, dependiendo de varias condiciones.

Como sus contrapartes inorgánicos comúnmente usados en catálisis química, las enzimas proveen un mecanismo alternativo, que disminuye las energías de activación y lleva a las moléculas del reactante hasta los sitios activos de la enzima, sin embargo, a diferencia de los catalizadores inorgánicos, las enzimas son compuestos frágiles, que pueden ser desactivados a temperaturas de moderadas a altas, o a bajos valores de pH, o cuando se produce un excesivo mezclado.

Adicionalmente, las enzimas son específicas para una sola reacción en particular y normalmente actúan solo sobre un sustrato específico y en una ruta determinada.

Esta especificidad de las enzimas, ha sido usada para clasificarlas, nombrándolas de acuerdo al sustrato sobre el que actúan, usando el término **asa** al final de la palabra, para especificar el tipo de reacción que lleva a cabo la enzima. (Por ejemplo, la glucosa oxidasa es específica para la oxidación de la glucosa, normalmente a ácido glucónico).

Existen seis clasificaciones principales: oxireductasa, transferasa, hidrolasa, liasa (adición a dobles ligaduras o remoción de grupos de dobles ligaduras), isomerasas y ligasas (unión de dos moléculas con la ruptura de un enlace de trifosfato).

Químicamente, las enzimas son proteínas formadas por la polimerización de algunos de los aproximadamente, 20 aminoácidos naturales. La estructura de la enzima, ribonucleasa- por ejemplo- contiene 124 grupos aminoácidos arreglados en una cadena doblada, conectada en ciertos puntos por puentes de disulfuro, lo que le da a la macromolécula, una forma específica.

El ordenamiento de los grupos aminoácidos, así como la orientación espacial de los grupos a lo largo de la estructura posterior, es importante, ya que procura la actividad catalítica. Esta estructura estereo-específica, es necesaria, para permitir que se genere la "bolsa", donde parte del sustrato (RNA) pueda entrar y ponerse en la posición adecuada, para permitir que ocurra la ciclización.

Muchas reacciones enzimáticas, requieren de la acción de co-enzimas; estas actúan como transportadoras de electrones, átomos de hidrógeno u otros

grupos químicos y se combinan con la enzima, solo durante el breve periodo de la transformación química.

Dos de las más importantes coenzimas, en el metabolismo energético son el NAD (Nicotinamida Adenina Dinucleótido) y el ATP (Adenosin Trifosfato). La NAD aceptara átomos de hidrógeno para formar NADH, mientras que el ATP actúa como un transportador de fosfato y también como una batería, que almacena la energía dentro de la célula, en los enlaces ester- fosfato, la cual es liberada en gran cantidad, durante la hidrólisis y que puede ser usada (cuando sea necesario) para crecimiento o actividad celular.

5.7. MECANISMO DE LAS REACCIONES BIOLÓGICAS

Si bien las enzimas pueden incrementar la velocidad a la que las reacciones químicas ocurren, estas (enzimas) no pueden llevar a cabo reacciones, que no sean termodinámicamente viables. La termodinámica predice, que reacciones son capaces de ocurrir, considerando la cantidad de energía química disponible en los enlaces de los reactantes y de los productos. En las reacciones biológicas, es muy difícil predecir la cantidad de energía que será liberada como calor, puesto que rara vez, conocemos los mecanismos de reacción en detalle, que nos permitan determinar todos los posibles productos finales.

En todas las reacciones bioquímicas, el número de electrones debe preservarse. Cuando el producto de una reacción (por ejemplo CO₂), contiene átomos de carbón en su estado mas oxidado, debido a la pérdida de electrones, entonces otro producto (por ejemplo etanol), debe estar presente en un estado reducido, teniendo mas electrones en sus átomos de carbono. Con mucha frecuencia, el producto reducido (aceptor de electrones), no forma parte del sustrato original. En las reacciones aerobias, el oxígeno es el aceptor de electrones que en el proceso, es reducido a agua.

En sistemas anaerobios, el nitrato ($\text{NO}_3(-)$), es el aceptor de electrones y es reducido a nitrito ($\text{NO}_2(-)$), óxido nitroso (N_2O) o nitrógeno molecular (N_2).

Si está presente, el ión sulfato ($\text{SO}_4(=)$), actuará igual como aceptor de electrones y será reducido a H_2S (ácido sulfhídrico), que es fácilmente detectable por su olor en los digestores anaerobios.

Aun cuando el SO_2 es utilizado como un aceptor de electrones por las bacterias metanogénicas para formar metano (CH_4), la transferencia de electrones a cualquiera de estos aceptores, es necesaria en los mecanismos bioquímicos, para regenerar la coenzima NAD. Existen asimismo, varios inhibidores del transporte de electrones en la *ruta*, entre los que se encuentran el CO (monóxido de carbono), $\text{CN}(-)$ cianida y ($\text{N}_3(-)$) azida.

Si bien, los procesos de transferencia de electrones y las reacciones intercelulares son complicadas y muy poco entendidas, podemos apreciar la facilidad con la que las bacterias llevan a cabo estas reacciones.

Una variedad de especies bacterianas, alimento (sustrato), productos de reacción y compuestos inhibidores, están involucrados en el tratamiento de aguas residuales y la mayoría de las plantas de tratamiento, usan las especies bacterianas en el agua residual, (usualmente facultativas), por su habilidad para funcionar aeróbica o anaeróticamente y heterotróficas por su dependencia de materia orgánica como fuente de carbón y energía.

En una mezcla de sustratos, las bacterias pueden consumirlos simultánea o consecutivamente, dependiendo de la mezcla y de las bacterias. Una reacción global puede escribirse como:



El sustrato puede consistir de una variedad de materia residual, tales como, azúcares, aminoácidos, almidones, celulosa, grasas o productos residuales de otras bacterias, así como ácidos de bajo peso molecular, alcoholes, o células muertas.

Puesto que los poros en la membrana celular, son del orden de 5Å , solo los sustratos pequeños solubles, son rápidamente asimilados al interior de la célula.

Las moléculas grandes, como las de los polisacáridos y partículas coloidales, son descompuestas y fraccionadas fuera de la célula por enzimas extra celulares, secretadas por la bacteria. En algunas ocasiones, ciertos compuestos no se difundirán dentro de la célula, a menos que la enzima permeasa este presente, para abrir el poro o permitir que otras fuerzas activen el transporte al interior de la célula.

Para las bacterias aerobias, donde el aceptor de electrones es el oxígeno, los productos son generalmente etanol y ácidos alifáticos, tales como el ácido fórmico, acético y láctico. Estos compuestos permanecen en solución como un residual, DBO, DQO o COT, hasta que el sustrato primario es agotado y la célula es forzada a consumir esos productos para sobrevivir.

En los sistemas anaerobios, donde el aceptor de electrones puede ser una variedad de compuestos, se genera menos CO_2 y una considerable cantidad de metano. En estos procesos anaerobios, además de la hidrólisis, se desarrollan otras dos etapas, la acidogénesis, con las bacterias convirtiendo el sustrato original en una variedad de ácidos de cadena corta y la metanogénesis, en donde las bacterias convierten esos ácidos en metano, por descomposición del grupo del ácido carboxílico y reducción del dióxido de carbono. Si bien se produce un espectro de ácidos alifáticos bajo condiciones anaerobias, los más importantes son los ácidos acético, propiónico y butírico.

Algunas de las rutas anaerobias más significativas, con sus correspondientes conversiones de DQO de un agua municipal típica se muestran en la Fig. 5.6

Los productos finales de la acidogénesis, son importantes en la digestión anaerobia, puesto que estos compuestos son los sustratos que gobiernan las poblaciones secundarias desarrolladas en los digestores. En ambos pasos o etapas, muchas especies de bacterias están presentes, para convertir el amplio espectro de residuos en productos finales estabilizados.

Cuando el sistema esta en equilibrio, las bacterias metanogénicas usan los ácidos intermedios tan rápido como son producidos; si el sistema no esta en

equilibrio y la formación de ácido domina la etapa, la producción de metano disminuirá gradualmente, conforme se incrementa la acidez. Por esta razón el pH de un digestor, es monitoreado y se agrega cal periódicamente, para ajustar la acidez. La fuerte interacción sustrato - producto entre las especies bacterianas, es típica de las muchas etapas involucradas, en la remoción de contaminantes orgánicos de las aguas residuales por la población bacteriana.

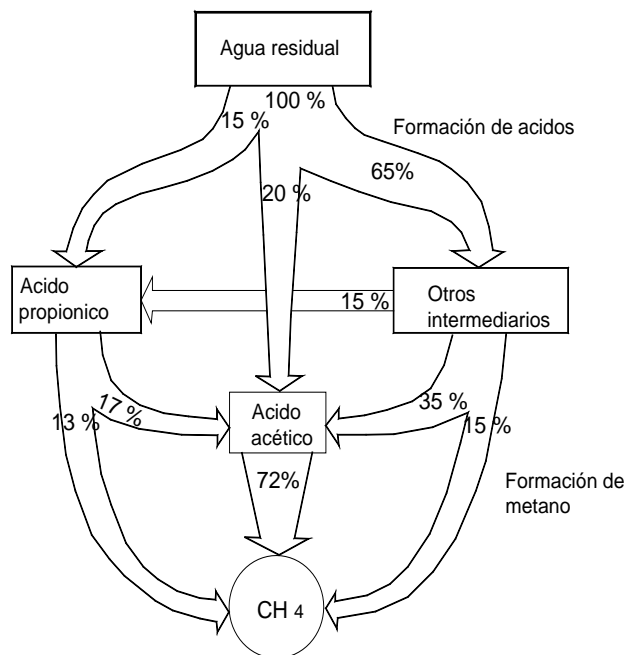


Fig.5.6. Rutas anaerobias más significativas y sus conversiones de DQO.

En muchos sistemas, las bacterias presentes utilizan primariamente el nitrógeno, que puede generarse en los residuos, como urea o proteínas complejas. A pesar de que la fuente de carbón orgánico, es comúnmente tomado como el sustrato limitante del crecimiento, algunas bacterias utilizan el nitrógeno como su fuente de energía en lugar del carbono y consumen nitrógeno, por encima de sus requerimientos para la síntesis de material celular.

Los principales intermediarios biológicos que usan nitrógeno, se dan en la Fig.5.7.

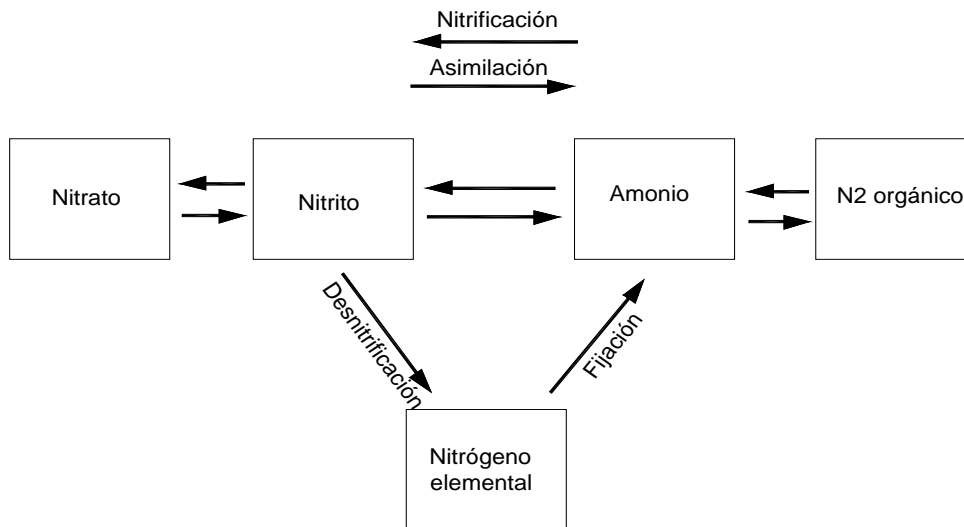
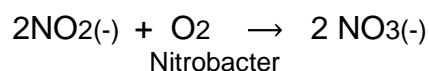
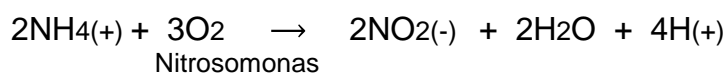


Fig.5.7. Principales intermediarios biológicos que usan nitrógeno.

Generalmente las reacciones que oxidan al nitrógeno, son llamadas de nitrificación y se mueven de derecha a izquierda, mientras que aquellas que lo reducen son llamadas de asimilación y se mueven de izquierda a derecha. Cada paso es controlado por la presencia de la bacteria específica, consumidora de nitrógeno y por la concentración del sustrato de nitrógeno. Por ejemplo, las reacciones de nitrificación.



Usan las especies nitrosomonas y nitrobacter, para oxidar al sustrato de nitrógeno como su fuente de energía. Estas reacciones son muy comunes en los reactores de lodos activados, que tratan aguas residuales urbanas y

reducen una fracción importante de la DBO máxima; por lo tanto, en la propuesta de las ecuaciones matemáticas para determinar el crecimiento de la biomasa, es importante incluir datos precisos de la concentración del sustrato. Si bien, las reacciones anteriores consumen algo de carbono orgánico para la producción de biomasa, la concentración de carbono orgánico total, no es una opción adecuada para usarla como concentración del sustrato, puesto que la reacción primaria involucra la oxidación del nitrógeno y no del carbono.

Si bien, las bajas concentraciones de nutrientes y sustrato simularan la tasa de crecimiento bacteriano, la excesiva concentración de esos materiales y otros compuestos, pueden inhibir la actividad metabólica. Además del exceso de sustrato, otros inhibidores comunes incluyen al fenol, alcoholes, aldehídos, cloruro mercúrico, cianuro, zinc y ácido 2,4 diclorofenoxiacético.

5.8. TASA DE CRECIMIENTO EN REACTORES DE CARGA INTERMITENTE

Algunos reactores biológicos, son operados bajo el sistema de carga intermitente (batch), donde el agua residual conteniendo algunos microorganismos, es puesta en el reactor y mezclada a temperatura constante.

Después de un tiempo determinado, el contenido del reactor es vaciado y eliminado y el reactor es cargado nuevamente. Puesto que no hay flujo de sustrato o biomasa, entrando o saliendo del reactor, la concentración del sustrato y de la biomasa, varía con el tiempo. Si una pequeña cantidad de inóculo bacteriano, es puesta en un sustrato líquido rico en nutrientes, la masa bacteriana, así como el sustrato remanente en el líquido, variará de acuerdo con la gráfica de la Fig. 5.8.

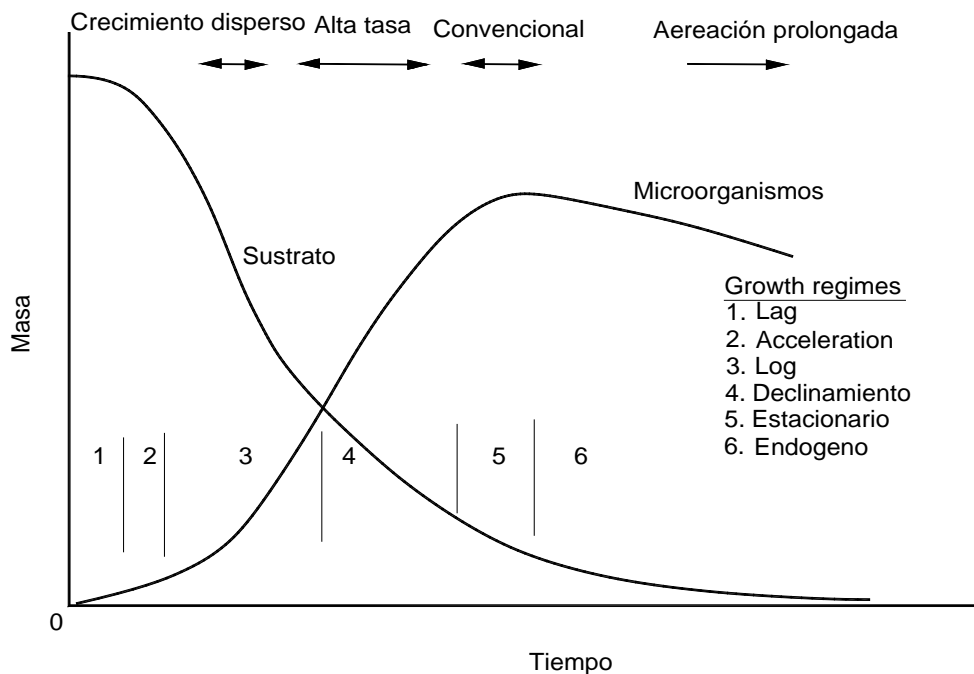


Fig. 5.8. Curvas típicas de crecimiento bacteriano para un reactor batch.

Inicialmente, la población bacteriana permanece constante durante la fase lag, en cuyo tiempo las células se acostumbran a su nuevo ambiente.

Después de la fase lag de algunas horas, los organismos empiezan a crecer y multiplicarse durante la fase de aceleración. Durante esta segunda fase, los múltiples intermediarios involucrados en la cadena de reacciones metabólicas, crecen hasta un nivel estacionario.

Una vez que los organismos se han acostumbrado al medio, estos se multiplican muy rápidamente, de acuerdo a la velocidad de reacción de primer orden, expresada por:

$$\frac{dX}{dt} = K X \quad (5.11)$$

Donde:

X = Peso de las células por volumen (base seca)

K = Tasa de crecimiento específico (tiempo⁻¹)

Como la integral de la ecuación (5.11), es una expresión logarítmica, a este crecimiento se le denomina fase log. Durante esta fase, hay una gran cantidad de alimento para los microorganismos presentes, con una elevada fracción de las células que es viable; la muerte de algunas de ellas no es importante.

Eventualmente el alimento (sustrato), es consumido hasta un punto donde hay demasiados organismos y ya no mucho alimento para sostener el rápido crecimiento de la fase log. Los nutrientes esenciales, empiezan también a disminuir y las toxinas como ácidos y alcoholes, se acumulan durante esta fase, llamada fase de disminución del crecimiento.

Como la concentración de alimentos empieza a limitarse, la tasa de mortandad de los organismos se incrementa, hasta un punto denominado **fase estacionaria**, donde la tasa de mortandad es prácticamente igual a la tasa de síntesis de las células.

Eventualmente, el suministro de alimento, será lo suficientemente bajo, como para provocar que la tasa de mortandad de los microorganismos, sea mayor que la tasa de síntesis y que se presente una disminución neta de las células viables. Durante esta fase, llamada **fase endógena**, las células usan la energía almacenada en los ATP's para la respiración y movimiento, hasta que estos (ATP), son consumidos y las células mueren. La pared celular se rompe, liberando carbono que contiene compuestos que son usados como alimento, por las bacterias viables que subsisten.

Este tipo de curvas de crecimiento, también se da en las plantas de lodos activados para cada especie biológica.

Durante la fase endógena, las bacterias también son usadas como alimento por otros organismos uni y multicelulares, lo que en la práctica se traduce, en que la curva de crecimiento cae a cero muy rápidamente después de la fase estacionaria, más que si la disminución celular ocurriera solo por causas naturales.

En la práctica, los reactores de lodos activados operan continuamente y no como cargas o batch y usualmente dentro de un estrecho rango en los valores de la abscisa, especificando los tiempos de residencia en el reactor. Cuatro rangos de operación se muestran en la parte superior de la grafica anterior.

El **crecimiento disperso** rara vez es usado, debido a que los microorganismos no flocculan y sedimentan fuera de la solución, debido al carácter muy diluido de esta.

El proceso de **alta tasa**, usualmente tiene un tiempo de residencia de cerca de dos horas, con una concentración de sólidos en el rango de 300 – 700 mg por litro. Se aplica a grandes caudales y donde la disposición de grandes cantidades de lodo producido, no representa un serio problema. Puesto que el sustrato que permanece en la solución es considerable, la reducción de la DBO se sitúa normalmente en el rango de 60 – 70 %.

El **sistema convencional** es el proceso más usado, ya que tanto la concentración del sustrato en el efluente y los sólidos biológicos, permanecen relativamente constantes en un rango de tiempos de residencia, también constantes.

El régimen **convencional** también ofrece un excelente balance entre la inversión de capital, los costos de operación y la eficiencia de remoción.

En la **aereación prolongada**, la elevada eficiencia de remoción se obtiene con una considerable nitrificación y como una fracción importante del material carbonaceo es convertido a CO₂, el costo de disposición de los lodos es bajo, sin embargo los volúmenes de aireación son grandes, debido a los elevados tiempos de residencia, lo que impacta en los costos de operación.

Si bien el sustrato y la biomasa son las variables comunes que controlan el proceso, el oxígeno se convierte también en una variable importante, por el diseño específico que debe hacerse del sistema de aireación.

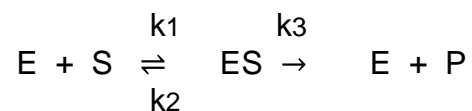
Como la velocidad a la que se consume el oxígeno durante el crecimiento de la biomasa, es proporcional a la pendiente de su curva, esta alcanza su máximo valor, en el punto de inflexión entre las fases lag y de disminución del crecimiento. La cantidad total de oxígeno consumido durante la reacción en el batch, se incrementa continuamente, sin embargo, asintóticamente alcanzará

un valor máximo. La prueba clásica de DBO₅, determina asintóticamente, la cantidad de oxígeno consumido por litro de agua residual, como una medida de la cantidad de sustrato inicialmente presente en el agua.

5.9. CINÉTICA DE LAS REACCIONES BIOLÓGICAS

La velocidad de una reacción biológica global, es dependiente de la actividad catalítica de las enzimas en la reacción principal. La cinética enzimática ha sido definida por Michaelis y Menten para una sola reacción, involucrando un solo sustrato. Se ha demostrado, que la misma forma de ecuaciones puede usarse en muchos casos para simular la cinética observada, en un sustrato múltiple con un cultivo bacteriano mixto, cuando reaccionan en procesos de tratamiento de aguas residuales.

Generalmente se asume, que las reacciones catalizadas enzimáticamente, implican la combinación reversible de la enzima, E, y el sustrato S, para formar un complejo Enzima – Sustrato, ES, y la posterior descomposición irreversible del complejo, para formar la enzima libre y el producto, P:



En la reacción anterior, k₁, k₂ y k₃ representan las constantes de velocidad, para las respectivas reacciones anotadas.

Cuando la concentración del complejo ES, aparece constante, una condición de dinámica de estado estacionario prevalece, donde la velocidad a la que el complejo es formado, es igual a la velocidad a la que es descompuesto. Esta condición de estado estacionario, para el complejo ES, puede expresarse como:

[VELOCIDAD DE FORMACIÓN] = [VELOCIDAD DE DESCOMPOSICIÓN]

Por la ley de acción de masas, esta ecuación puede escribirse como:

$$K_1 [E][S] = k_2 [ES] + k_3 [ES] \quad (5.12)$$

Donde:

[E] = concentración de la enzima libre, (masa, volumen⁻¹)

[S] = concentración del sustrato, (masa, volumen⁻¹)

[ES] = concentración del complejo enzima- sustrato,
(masa, volumen⁻¹)

La ecuación (5.12), puede arreglarse en la forma:

$$\frac{[E][S]}{[ES]} = \frac{k_2+k_3}{k_1} = K_m \quad (5.13)$$

Donde:

K_m representa la constante de Michaelis- Menten y es numéricamente igual a $(k_2 + k_3) / k_1$.

La velocidad máxima de la reacción para formar el producto, ocurrirá cuando toda la enzima presente, esté asociada con el complejo enzima – sustrato, de tal manera que:

$$r_{\max} = k_3 [E \text{ total}] \quad (5.14)$$

Donde:

r_{\max} = Velocidad máxima a la que el producto es
formado (masa, volumen⁻¹, tiempo⁻¹)

[E total] = Concentración total de la enzima en el sistema
(masa, volumen⁻¹)

En cualquier otro momento de la saturación de la enzima, la velocidad de reacción, r , para la formación del producto, será:

$$r = k_3 [ES] \quad (5.15)$$

La cantidad total de enzima en el sistema, esta dado por la expresión del balance de masa:

$$[E \text{ total}] = [E] + [ES] \quad (5.16)$$

Substituyendo las ecuaciones (5.14) y (5.15) en (5.16), se tiene:

$$[E] = \frac{r_{max}}{k_3} - \frac{r}{k_3} \quad (5.17)$$

La substitución de la ecuación (5.17) para [E] en la ecuación (5.13), nos da:

$$\frac{[S]}{k_3[ES]} (\Gamma_{max} - \Gamma) = K_m \quad (5.18)$$

y una substitución final de la ecuación (5.15) para k_3 , en la ecuación (5.18), dará la expresión:

$$\frac{[S]}{r} (\Gamma_{max} - \Gamma) = K_m \quad (5.19)$$

Que puede ser arreglada en la ecuación de Michaelis- Menten:

$$r = \frac{r_{max}[S]}{K_m + S} \quad (5.20)$$

K_m es también conocida como la **constante de saturación** y es igual a la concentración del sustrato, cuando la velocidad de la reacción es igual a $\Gamma_{max}/2$. La ecuación (5.20) se ilustra gráficamente en la Fig. 5.9.

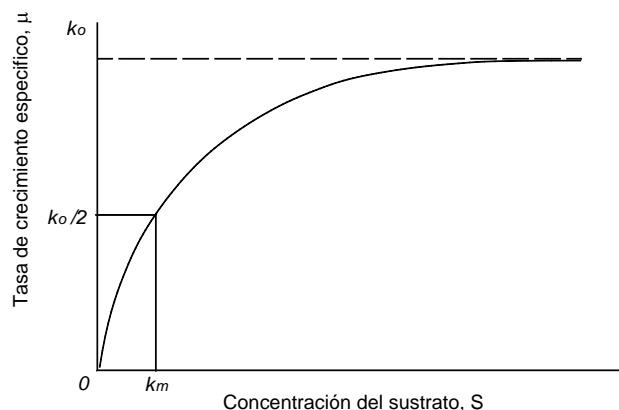


Fig. 5.9. Representación gráfica de la ecuación de Michaelis – Menten.

La figura 5.9 ilustra el fenómeno de saturación del sustrato, que se observa solamente en las reacciones enzimáticas; también muestra, que la velocidad de la reacción catalizada enzimáticamente, es proporcional a la concentración del sustrato a bajas concentraciones del mismo; esto es, que la reacción es de primer orden (aproximadamente), con respecto a la concentración del sustrato. Sin embargo, hay una zona que pronto se alcanza, donde la velocidad de reacción disminuye, conforme se incrementa la concentración del sustrato; a esta zona, se le conoce como la región de orden mixto.

En posteriores incrementos en la concentración del sustrato, la velocidad de reacción, se hace constante e independiente de la concentración de dicho sustrato. En esta zona, la reacción es de orden cero con respecto a la concentración del sustrato.

Estas observaciones implican dos casos especiales de la ecuación de Michaelis – Menten.

Cuando la concentración del sustrato es *mucho mayor* que el valor de K_m , K_m puede ser despreciada en la suma de los términos del denominador de la ecuación (5.20). Para este caso, la ecuación (5.20) se reduce a:

$$r = r_{\max} \quad (5.21)$$

Esto demuestra que la velocidad de la reacción es constante, e igual a la velocidad máxima de dicha reacción. Bajo estas condiciones, la reacción sigue

una cinética de orden cero, esto es, que la velocidad de la reacción es independiente de la concentración del sustrato.

Cuando la concentración del sustrato, es mucho menor que el valor de K_m ; $[S]$ puede ser despreciado en la suma de los términos del denominador de la ecuación (5.20). Para este caso, la ecuación (5.20) se reduce a :

$$r = \frac{r_{max}}{K_m} [S] \quad (5.22)$$

Sin embargo, como tanto r_{max} como K_m son constantes, puede entonces definirse con un nuevo término :

$$k = \frac{r_{max}}{K_m} \quad (5.23)$$

k representa la constante de velocidad de reacción, que tiene las unidades de la recíproca del tiempo. Substituyendo de la ecuación (5.23), para r_{max}/K_m en la ecuación (5.22), se tiene:

$$r = k [S] \quad (5.24)$$

Es decir, para este caso, la velocidad de la reacción es proporcional a la concentración del sustrato y bajo esas condiciones, la reacción sigue una cinética de primer orden.

Segel, (1968), estableció que la cinética de orden cero, puede asumirse cuando $[S] \gg 100K_m$ y la de primer orden, cuando $[S] < 0.01 K_m$; sin embargo, Goldman, (1974), sugiere que para propósitos prácticos, la cinética de primer orden, puede asumirse cuando $[S] < k_m$ y para rangos intermedios de $[S]/K_m$, la reacción es llamada de *orden mixto* que da como resultado, exponentes fraccionarios.

La ecuación de Michaelis – Menten, representa una forma continua para definir las reacciones catalizadas enzimáticamente. Si un experimento se inició con una gran cantidad de sustrato, sin adicionar nuevo sustrato, permitiendo que la cinética de las reacciones se sucedan con el tiempo, estas reacciones serian

inicialmente de orden cero, ya que habría suficiente alimento y la velocidad de la reacción, estaría limitada solo por la habilidad de las enzimas para acoplarse con el sustrato. Conforme el sustrato es consumido, la reacción empezaría a limitarse por la disponibilidad del sustrato y se presentaría un orden de reacción fraccionaria; y cuando el nivel de alimento alcanza valores muy bajos, la velocidad a la que los organismos encuentran el sustrato, se convierte en el factor que controla la reacción y entonces la cinética de esta, será de primer orden.

Los procesos de tratamiento de aguas residuales, son diseñados para usar altas concentraciones de microorganismos, lo que resulta en una condición de sustrato limitante, que puede definirse en la mayoría de casos, como una cinética de primer orden.

5.10. TASA DE CRECIMIENTO DE LA BIOMASA.

Algunas de las condiciones más importantes para el crecimiento de la biomasa en un cultivo bacteriano son:

- * Una fuente de energía
- * Una fuente de carbón
- * Un aceptor de electrones externo
- * Un ambiente adecuado fisicoquímicamente.

Cuando todos los requisitos para el crecimiento de la biomasa se cumplen, entonces para un incremento en el tiempo, Δt , el incremento en la concentración de la biomasa, ΔX , es proporcional a la concentración de los organismos presentes X , y es posible entonces, escribir que:

$$\Delta X ; \Delta t \quad (5.25)$$

Y esta ecuación puede ser escrita como una igualdad, introduciendo una constante de proporcionalidad, μ :

$$\Delta X = \mu (\Delta t) \quad (5.26)$$

Dividiendo ambos miembros de la ecuación por Δt y tomando el límite como $\Delta t \rightarrow 0$, se obtiene la derivada:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right) = \mu X \quad (5.27)$$

Donde la derivada $\left(\frac{dX}{dt}\right)$, expresa la tasa de crecimiento de la biomasa y tiene las dimensiones (masa, volumen⁻¹, tiempo⁻¹).

Haciendo que X_0 represente la concentración de la biomasa al tiempo $t = 0$, la integral de la ecuación (5.27) nos da:

$$\ln X = \ln X_0 + \mu t \quad (5.28)$$

y si convertimos a los logaritmos a base 10, la ecuación (5.28) se convierte en:

$$\log X = \log X_0 + \frac{\mu t}{2.3} \quad (5.29)$$

Esta ecuación sugiere que si se grafica el $\log X$ contra el tiempo, se obtendrá una línea recta, cuya pendiente será $\frac{\mu}{2.3}$. La ecuación (5.28) puede arreglarse de tal forma que:

$$\ln \frac{X}{X_0} = \mu t \quad (5.30)$$

$$\text{o} \quad X = X_0 e^{\mu t} \quad (5.31)$$

Comportamiento que sigue la tasa de crecimiento expresada por la ecuación (5.31) y que se denomina *crecimiento exponencial*.

En este punto es importante determinar el significado de la constante de proporcionalidad μ . Primero, debe considerarse que la ecuación (5.27), debe estar dimensionalmente correcta, para tener su significado integro. Como X está dado como *concentración* tiene las unidades, masa, volumen⁻¹ y como las dimensiones de $\left(\frac{dX}{dt}\right)$, deben ser las mismas que μX , entonces μ tiene la

dimensión de la recíproca del tiempo. La ecuación (5.27) muestra también, que la tasa de crecimiento fraccional, $X^{-1}(\frac{dX}{dt})$ en cualquier tiempo, es constante y esta constante es μ ; entonces:

$$\left(\frac{dX/dt}{X}\right) = \mu \quad (5.32)$$

El parámetro μ , representa la tasa de crecimiento por unidad de biomasa y se denomina *tasa de crecimiento específico*.

Pirt (1975), anotó que la ley del crecimiento exponencial será correcta, siempre que no haya cambio en la composición de la biomasa y las condiciones ambientales permanezcan constantes; ya que esta última es probablemente la causa más común de desviación del crecimiento exponencial.

Monod (1949), amplió la descripción cuantitativa de la curva clásica de crecimiento de la biomasa, mostrada en la Fig.5.8. para incluir tanto la región de crecimiento exponencial, como la de disminución del crecimiento. A partir de estudios experimentales, observó que la tasa de crecimiento, $(dX/dt)_g$, era, no solo una función de la concentración de los microorganismos, sino también de la concentración de los nutrientes limitantes. Así, él describió la relación entre la concentración del sustrato limitante del crecimiento y la tasa de crecimiento específico de la biomasa a través de la ecuación:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (5.33)$$

Donde:

μ =tasa de crecimiento específico (tiempo⁻¹)

μ_m = valor máximo de μ , a la concentración de saturación del sustrato limitante del crecimiento(tiempo⁻¹)

S = concentración residual del sustrato limitante del crecimiento (masa, volumen⁻¹)

K_s = constante de saturación, numéricamente igual a la concentración del sustrato, a la que $\mu = \mu_m/2$ (masa, volumen⁻¹)

Esta ecuación muestra, que la relación entre la tasa de crecimiento específico y la concentración del sustrato limitante del crecimiento, tiene la misma forma que la ecuación de Michaelis – Menten, que describe la saturación de una enzima con su sustrato.

De la ecuación (5.33), se puede deducir que la tasa de crecimiento específico, puede tener cualquier valor entre cero y μ_m , considerando que la concentración del sustrato puede mantenerse constante en un valor determinado. Cualquier sistema diseñado para un cultivo continuo de microorganismos, cumple esta condición. El diseño de muchos procesos de tratamiento biológico de agua residual se basa en estas características.

Cuando se aplica la ecuación de Monod, el término S, debe ser la concentración del sustrato limitante del crecimiento y la fuente de carbón y energía medida como DBO, DQO o COT, es considerada usualmente como el sustrato limitante del crecimiento, en los procesos de tratamiento biológico de aguas residuales.

Sin embargo, debe tenerse presente que, el crecimiento puede estar controlado por otras sustancias, como el nitrógeno y el fosforo.

5.11. RENDIMIENTO DEL CRECIMIENTO

El rendimiento del crecimiento es definido matemáticamente como:

$$\frac{\Delta X}{\Delta S} = Y \quad (5.34)$$

Donde ΔX es el incremento en la biomasa, que resulta de la utilización del incremento de sustrato, ΔS . Tomando el límite de $\frac{\Delta x}{\Delta S}$ cuando $\Delta S \rightarrow 0$ se obtiene la derivada:

$$\frac{dX}{dS} = Y = \frac{\text{Unidades de organismos formados}}{\text{Unidades de sustrato usado}} \quad (5.35)$$

Los requerimientos cuantitativos de nutrientes de un organismo, están dados por el rendimiento del crecimiento, como se refleja en la ecuación (5.35).

Monod (1949) observó que, mientras no hubiera cambios en la composición de la biomasa, las condiciones ambientales permanecerían constantes, el rendimiento del crecimiento “Y” permanecía también como una cantidad constante. De ahí que, si se designa a la biomasa inicial como X_0 y la concentración del sustrato como S_0 y haciendo que X y S representen las correspondientes concentraciones durante el crecimiento, se puede establecer la relación entre el crecimiento y la utilización del sustrato, mediante la expresión:

$$X - X_0 = Y (S_0 - S) \quad (5.36)$$

Para un sustrato limitante del crecimiento, un cultivo alcanza su máxima concentración de biomasa, X_m , cerca del final de la fase de disminución del crecimiento. En este punto se puede asumir que la concentración del sustrato limitante del crecimiento, es cero ($S \approx 0$). Para este caso, la ecuación (5.36), se reduce a:

$$X_m - X_0 = Y S_0 \quad (5.37)$$

$$\text{o} \quad X_m = X_0 + Y S_0 \quad (5.38)$$

De este modo, para un sustrato limitante del crecimiento, la ecuación (5.38), sugiere que, si se grafica X_m , versus S_0 , generará una línea recta con pendiente Y . Esta gráfica se presenta en la Fig. 5.10. Si la línea recta se rompe a altas concentraciones de sustrato, existirán otros factores diferentes a la concentración del sustrato, que limitan el crecimiento en esa región.

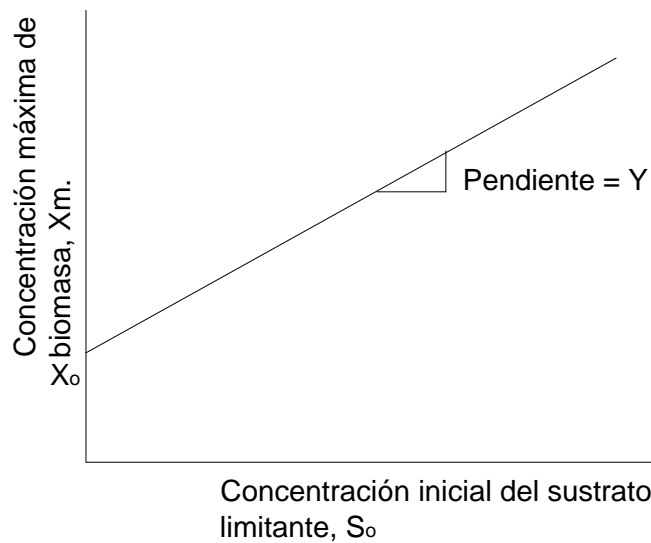


Fig. 5.10. Efecto de la concentración del sustrato limitante sobre el crecimiento de la biomasa.

5.12. UTILIZACIÓN DEL SUSTRATO EN CULTIVOS MICROBIANOS

Pirt, (1975), sugiere que para un incremento de tiempo, Δt , el cambio incremental en la concentración del sustrato ΔS , es proporcional a la concentración de la biomasa presente, X . Esta relación se expresa como:

$$\Delta S; X \Delta t \quad (5.39)$$

Y esta expresión puede escribirse como una igualdad, introduciendo una constante de proporcionalidad, q :

$$\Delta S = q X \Delta t \quad (5.40)$$

Dividiendo ambos lados de la ecuación (5.40) entre Δt y tomando el límite como $\Delta t \rightarrow 0$, se obtiene la derivada:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) = q X \quad (5.41)$$

Donde la derivada $\left(\frac{dS}{dt}\right)$, representa la tasa de utilización del sustrato y tiene las dimensiones de, masa. volumen⁻¹. tiempo⁻¹. La ecuación (5.41), sugiere que la tasa de utilización del sustrato, $X^{-1} \left(\frac{dS}{dt}\right)$, en cualquier tiempo es constante y esta constante es q :

$$\frac{\frac{dS}{dt}}{X} = q \quad (5.42)$$

El parámetro q , representa la tasa de utilización del sustrato por unidad de biomasa y se denomina *tasa específica de utilización del sustrato*. El parámetro q tiene la dimensión de tiempo⁻¹. Recordando que:

$$\mu = \left(\frac{dX/dt}{X}\right) \quad (5.32)$$

y que:

$$Y = \left(\frac{dX}{dS}\right) \quad (5.35)$$

Es posible desarrollar una relación entre la tasa específica de utilización del sustrato, la tasa de crecimiento específico de la biomasa y el rendimiento del crecimiento, el cual tiene la forma:

$$\frac{(dS/dt)}{X} = q = \frac{(dS/dt)/X}{dX/dS} = \frac{\mu}{Y} \quad (5.43)$$

O lo que es lo mismo.

$$q = \frac{\mu}{Y} \quad (5.44)$$

Ecuación que puede usarse para estimar la demanda de sustrato a varias tasas de crecimiento.

5.13 EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DEL SUSTRATO SOBRE LA TASA DE CRECIMIENTO

La fase de crecimiento exponencial en cultivos tipo batch, sugiere que la tasa de utilización del sustrato, puede no ser afectada por la concentración del sustrato, en un amplio rango de concentraciones de este; esto es; que la tasa de utilización del sustrato, sigue una cinética de orden cero, con respecto a la concentración del sustrato. Mas aún, debido a que la tasa de crecimiento disminuye en la fase de disminución del crecimiento, no es inadecuado asumir que para el sustrato limitante del crecimiento, la tasa de utilización del sustrato sería directamente proporcional a la concentración del sustrato a bajas concentraciones de este. De ahí que, podría esperarse que la utilización del sustrato puede describirse con una ecuación similar a la de Michaelis – Menten para la cinética enzimática, Esa ecuación tendría la forma:

$$q = q_m \frac{S}{K+S} \quad (5.45)$$

Donde:

q_m = Tasa máxima específica de utilización del sustrato, obtenida

Cuando $S \gg K_s$

Sustituyendo de la ecuación (5.44) para q y usando $\frac{\mu}{Y}$ para q_m , la ecuación (5.45) se reduce a la ecuación de Monod, que describe la relación entre la tasa de crecimiento específico y la concentración del sustrato.

5.14. NECESIDADES DE FUENTES DE CARBON Y ENERGÍA

Para los microorganismos heterótrofos, se ha definido que el sustrato actúa como fuente de carbono y energía, Para esos organismos es necesario distinguir, entre la fracción del sustrato que es canalizada para una función de síntesis (p. ej. Para la construcción de *bloques* para el crecimiento de nuevos organismos) y la fracción del sustrato que es canalizado a la función de energía y donde es oxidado, para proveer la energía necesaria, para todas las funciones de la célula. Esta distinción puede hacerse, llevando a cabo un balance del sustrato, para la parte del sustrato utilizado, durante un incremento del tiempo, Δt , esto es:

[Sustrato total usado] = [sustrato usado para síntesis] + [sustrato oxidado para energía]

La cual puede expresarse matemáticamente como:

$$\Delta S = (\Delta S)_S + (\Delta S)_E \quad (5.46)$$

Si ΔX representa el incremento en la concentración de la biomasa, durante el incremento en el tiempo, Δt , y si ambos lados de la ecuación (5.46) se dividen entre ΔX , la expresión que resulta será:

$$\frac{\Delta S}{\Delta X} = \frac{(\Delta S)}{\Delta X}(S) + \frac{(\Delta S)}{\Delta X}(E) \quad (5.47)$$

Y recordando que:

$$Y = \frac{\Delta X}{\Delta S}, \text{ la ecuación (5.47) puede escribirse como:}$$

$$\frac{1}{Y} = \frac{1}{Y} (s) + \frac{1}{Y} (E) \quad (5.48)$$

Es importante distinguir que Y_E , no es un valor real, porque ninguna biomasa es producida a partir del sustrato asociado con este término. Más bien, indica la fracción del sustrato removido por unidad de biomasa producida, que es canalizado al metabolismo energético; y por lo tanto, representa al sustrato que no es sintetizado para la formación de nueva masa celular y por consiguiente, su valor es siempre negativo. Debe también considerarse que $(\Delta S)_s$, es en realidad, igual al valor real de ΔX y por lo tanto $(\Delta S)_s/\Delta X$, es siempre uno y $1/Y_s$ es asimismo igual a la unidad.

Pirt, (1975), propuso que los microorganismos requieren energía para su crecimiento (síntesis), así como para las funciones de mantenimiento, como, transporte activo, movilidad, etc.. Podemos entonces, expresar el último término del lado derecho de la ecuación (5.47), como:

$$\frac{(\Delta S)}{\Delta X} (E) = \frac{(\Delta S)_{GE} + (\Delta S)_{ME}}{\Delta X} = \frac{1}{Y} \quad (5.49)$$

Donde $(\Delta S)_{GE}$, representa la parte del sustrato oxidado para energía, que es utilizado en funciones de crecimiento y $(\Delta S)_{ME}$, representa la parte del sustrato oxidado para energía que es utilizado en funciones de mantenimiento. $(\Delta S)_{ME}$, representa la cantidad total de sustrato canalizado a la función de energía para mantenimiento, que incluye la energía para la biomasa originalmente presente en el sistema, así como la energía para la biomasa producida durante el proceso de utilización del sustrato. Cuando los requerimientos para energía de mantenimiento es cero, la ecuación (5.49) se reduce a un valor mínimo, que es:

$$\frac{(\Delta S)}{\Delta X} (E) = \frac{(\Delta S)}{\Delta X} (GE) = \frac{1}{Y} (E) \quad (5.50)$$

Esto representa una condición de rendimiento óptimo, ya que la porción del sustrato que debería ser oxidado para proveer energía de mantenimiento, ahora puede ser asimilada para producir biomasa nueva.

Bajo tales condiciones, el término Y en la ecuación (5.48), tendrá un valor máximo, que se conoce como el rendimiento del crecimiento *verdadero*. La ecuación (5.48) se convierte entonces en:

$$\frac{1}{Y}^{(T)} = \frac{1}{Y}^{(S)} + \frac{1}{Y}^{(E)} \quad (5.51)$$

Y la ecuación (5.51) puede escribirse de la forma:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_u = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{us} + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{ue} \quad (5.52)$$

Donde: $\left(\frac{dS}{dt}\right)_u$, representa la tasa total de utilización del sustrato; $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{us}$, representa la tasa de utilización del sustrato para síntesis y $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{ue}$, representa la tasa de utilización del sustrato para energía. El término que representa la tasa de utilización del sustrato para energía, puede separarse, de tal forma que:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{ue} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uge} + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{ume} \quad (5.53)$$

Donde: $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{uge}$, representa la tasa de utilización del sustrato, relacionado a la energía para el crecimiento y $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{ume}$, representa la tasa de utilización del sustrato, relacionado con la energía para mantenimiento. Asumiendo que la relación entre la cantidad de sustrato usado para la generación de nuevo

material celular y la energía requerida para el crecimiento, es constante, los términos $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(ug)}$ y $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(us)}$ pueden combinarse en la forma:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(us)} + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{(uge)} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{(ug)} \quad (5.54)$$

El término, $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(ug)}$, representa la tasa de utilización del sustrato para la función de crecimiento e incluye el sustrato usado en la generación de nuevo material celular, así como el sustrato oxidado para proveer energía para síntesis. Se ha establecido que la tasa de utilización del sustrato para energía de mantenimiento, es proporcional a la biomasa presente, Esta relación puede expresarse como:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(ume)} = bX \quad (5.55)$$

Donde “b” es una constante de proporcionalidad, que representa al sustrato utilizado para funciones de energía por unidad de biomasa y por unidad de tiempo, esto es, *la tasa específica de utilización del sustrato para energía de mantenimiento*. El parámetro *b*, tiene la dimensión de $tiempo^{-1}$. Substituyendo en la ecuación (5.52), de las ecuaciones (5.53), (5.54) y (5.55), nos da:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{(ug)} + bX \quad (5.56)$$

Las ecuaciones (5.55) y (5.56) implican que:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{\mu X}{Y} \quad (5.57)$$

Substituyendo $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)}$ y $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(ug)}$ en la ecuación (5.56), resulta:

$$\frac{\mu X}{Y} = \frac{\mu X}{Y} (g) + bX \quad (5.58)$$

Donde: Y_g es la constante que representa la fracción del sustrato removido que es canalizado a la función del crecimiento. Esto incluye al sustrato usado para síntesis, así como, el sustrato oxidado para proporcionar la energía para síntesis. Dividiendo ambos lados de la ecuación (5.58) entre X , obtendremos la expresión:

$$\frac{\mu}{Y} = \frac{\mu}{Y} (g) + b \quad (5.59)$$

Donde, si sustituimos μ/Y por q , la ecuación (5.59), se reduce a :

$$q = \frac{1}{Y} (g) \mu + b \quad (5.60)$$

El termino Y_g en la ecuación (5.60) es, de hecho, Y_t .

Esto puede entenderse, si consideramos que para un incremento de tiempo, Δt , existe un incremento en la biomasa, ΔX , y un cambio (disminución) ΔS en el sustrato. La relación entre metabolismo y sustrato removido, se expresa matemáticamente como:

$$(\Delta S)_{\text{removido}} = (\Delta S)_{\text{síntesis y energía para síntesis}} + (\Delta S)_{\text{energía para mantenimiento}}$$

Puesto que: (5.61)

$$\Delta S = \frac{\Delta X}{Y}$$

y $(\Delta S)_{\text{energía de mantenimiento}} = b X$

es posible escribir:

$$\frac{\Delta X}{X} \frac{X}{Y} (A) = \frac{\Delta X}{X} \frac{X}{Y} (g) + b X \quad (5.62)$$

O de otra manera:

$$\frac{\mu}{Y} (A) = \frac{\mu}{Y} (g) + b \quad (5.63)$$

Donde: Y_A = Coeficiente del rendimiento variable, que describe la cantidad real de biomasa producida por unidad de sustrato removido.

$$\frac{1}{Y} (g) = \left(\frac{1}{Y} (A) - \frac{b}{\mu} \right) \quad (5.64)$$

Para aquella condición cuando todo el sustrato es canalizado a la función de crecimiento, que es, cuando no hay energía para requerimientos de mantenimiento, es decir: $b = 0$ y $Y_A = Y_T$; entonces:

$$\frac{1}{Y} (g) = \frac{1}{Y} (T) \quad (5.65)$$

ó

$$Y_g = Y_T \quad (5.66)$$

Y por lo tanto:

$$q = \frac{1}{Y} (T) \mu + b \quad (5.67)$$

La ec. (5.67), sugiere que, si se grafica la tasa específica de utilización del sustrato, versus, la tasa de crecimiento específico, arrojará una línea recta con pendiente $1/Y_T$ y una ordenada al origen de b . La Figura. 5.11. Ilustra esta gráfica:

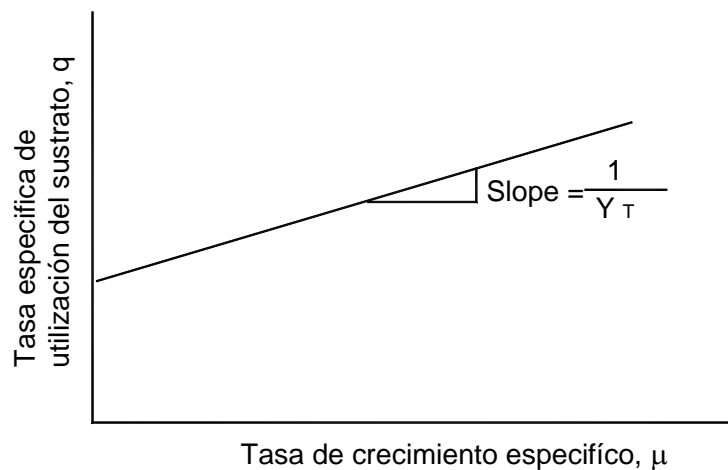


Fig.5.11. Gráfica de la tasa de utilización del sustrato, contra la tasa de crecimiento específico.

5.15. MANTENIMIENTO COMO RESPIRACIÓN ENDÓGENA

Para explicar la disminución en la producción de biomasa que se observa cuando la tasa de crecimiento específico disminuye, Herbert, (1985), sugirió que las necesidades de energía para mantenimiento, eran satisfechas a través del metabolismo endógeno; esto es, que los compuestos celulares son oxidados para satisfacer los requerimientos de energía para ese propósito, mas que oxidar una parte del sustrato externo. Para esta situación, un balance de biomasa se puede escribir como:

$$\left[\text{CRECIMIENTO NETO} \right] = \left[\text{CRECIMIENTO TOTAL} \right] - \left[\text{PERDIDA DE BIOMASA USADA PARA RESPIRACIÓN ENDÓGENA} \right]$$

La igualdad anterior, puede expresarse en términos de velocidad, como:

$$\left(\frac{dX}{dt} \right) (g) = \left(\frac{dX}{dt} \right) (T) - \left(\frac{dX}{dt} \right) (E) \quad (5.68)$$

La tasa a la que la biomasa es consumida, para respiración endógena es proporcional a la biomasa presente. Entonces:

$$\left(\frac{dX}{dt} \right) (E) = K_d X \quad (5.69)$$

Donde K_d es una constante de proporcionalidad, que representa la pérdida de biomasa en la respiración endógena, por unidad de biomasa y por unidad de tiempo. La constante K_d , es conocida como *coeficiente de decaimiento microbiano* y tiene la dimensión de tiempo^{-1} .

Substituyendo $(dX/dt)_E$ de la ecuación (5.68) en la ecuación (5.69), se tiene:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{(g)} = \left(\frac{dX}{dt}\right)_{(T)} - K_d X \quad (5.70)$$

El crecimiento total, $(dX/dt)_T$, puede expresarse, como:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{(T)} = Y_T \left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)} \quad (5.71)$$

Y como se asume, que todo el sustrato utilizado es canalizado para funciones de crecimiento y la energía para mantenimiento proviene de la oxidación de compuestos celulares; entonces, substituyendo $(dX/dt)_T$ de la ecuación (5.71) en la ecuación (5.70), se obtiene la siguiente expresión:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{(g)} = Y_T \left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)} - K_d X \quad (5.72)$$

Y dividiendo ambos lados de la ec. (5.72) entre X, se obtiene:

$$\mu = Y_T q - K_d \quad (5.73)$$

o

$$q = \frac{1}{Y_T} \mu + K_d / Y_T \quad (5.74)$$

Esta ecuación muestra que a una alta tasa de crecimiento (cuando $\mu \gg K_d$), el componente μ / Y_T , es mucho mas grande que K_d / Y_T .

Conforme el crecimiento disminuye, el primer componente disminuye también (μ / Y_T), llegando a cero cuando $\mu = 0$, por lo cual, $q = K_d / Y_T$. Así, a tasas bajas de crecimiento específico, el término μ / Y_T , en la ecuación (5.74), es muy pequeño, lo cual significa que la mayoría del sustrato utilizado, va a funciones de mantenimiento, más que a las de crecimiento (una fracción muy grande del sustrato utilizado, por unidad de biomasa, es usado en funciones de mantenimiento, mas que en funciones de crecimiento), La ecuación (5.74) también sugiere que el término b en la ecuación (5.67), es igual a K_d / Y_T .

Es interesante puntualizar que la expresión que relaciona la tasa específica de utilización del sustrato, con la tasa de crecimiento específico de la biomasa, es la misma, sin importar el mecanismo propuesto para describir la forma en que los microorganismos satisfacen sus necesidades de energía para mantenimiento.

5.16. RELACIONES CINÉTICAS APLICADAS AL DISEÑO DE PROCESOS

El diseño de ecuaciones para muchos tipos de procesos de tratamiento biológico, se puede desarrollar aplicando balances de materiales a los sistemas de interés en particular. En estas ecuaciones de balance de materiales, deben encontrarse las derivadas que indican la tasa de utilización del sustrato y la tasa de crecimiento de la biomasa. El diseño de las ecuaciones que son desarrolladas a partir de las de balance de materiales, dependerán de las relaciones particulares seleccionadas, para describir las expresiones de velocidad (tasa), para la utilización del sustrato y crecimiento de la biomasa. Lawrence y McCarty, (1970), relacionaron la tasa de utilización del sustrato, a la concentración de microorganismos en el reactor y a la concentración del sustrato rodeando a estos organismos. Esta relación se da en la expresión:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)} = \frac{k X S}{K_S + S} \quad (5.75)$$

Donde: $\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)}$ = Tasa global de utilización del sustrato, (masa, volumen⁻¹ Tiempo⁻¹)

k = Tasa máxima específica de utilización del sustrato, que es la tasa máxima de utilización del sustrato por unidad de biomasa. (tiempo⁻¹)

S = Concentración del sustrato que rodea a la biomasa. (masa, Volumen⁻¹)

K_s = Constante de saturación que tiene un valor igual a la concentración del sustrato cuando $(dS/dt)_{u/X} = 1/2$. (masa, volumen⁻¹).

X = Concentración de biomasa activa. (masa, volumen⁻¹)

La ecuación (5.75) indica que la relación entre la tasa de utilización del sustrato y la concentración del mismo, es continua sobre el rango completo de

concentraciones del sustrato. Esta relación se ilustra en la figura 5.12. que fué propuesta para describir el efecto de la concentración del sustrato, sobre la tasa de crecimiento y reducirla a la ecuación de Monod. El parámetro k , es idéntico al término q_m en la ecuación (5.45) y se usará para todas las referencias de la *tasa máxima específica de utilización del sustrato*.

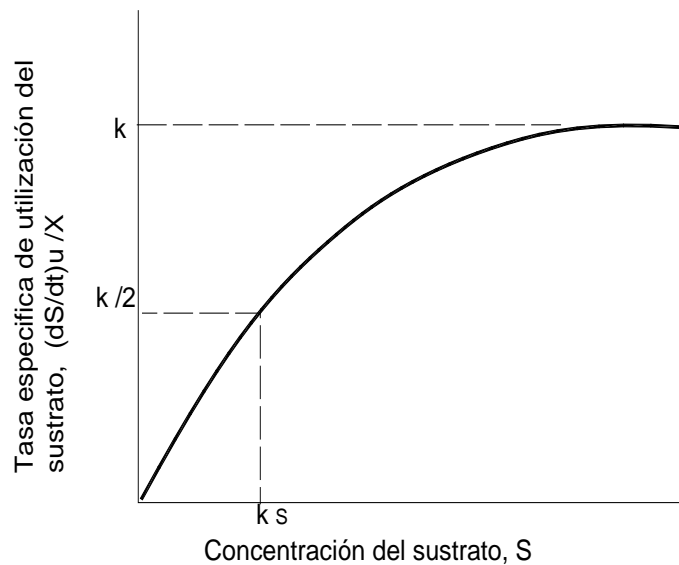


Figura.5.12. Relación entre la tasa de utilización del sustrato y la concentración del sustrato ecuación (5.75).

Para el caso limitante, cuando $S \gg K_s$; K_s puede ser eliminada de la suma de los términos del denominador de la ecuación (5.75). En este caso, la ecuación (5.75), se reduce a una expresión que es de orden cero, con respecto a la concentración del sustrato:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)} = K X \quad (5.76)$$

Para el otro caso limitante, cuando $K_S \gg X$, S puede ser eliminada de la suma de términos en el denominador. En este caso, la ecuación (5.75), se reduce a una expresión que es de primer orden, con respecto a la concentración del sustrato:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{(u)} = K X S \quad (5.77)$$

Donde:

$$K = \frac{k}{K_S} = \text{Constante de la tasa específica de utilización del sustrato} \\ (\text{masa, volumen}^{-1}, \text{tiempo}^{-1}) \quad (5.78)$$

La ecuación (5.76), representa una reacción de orden cero, con respecto a la concentración del sustrato, mientras que la ecuación (5.77), representa una reacción de primer orden. La figura 5.13. ilustra la relación entre la tasa de utilización del sustrato y la concentración del sustrato, dado para los dos casos limitantes de la ecuación (5.75), que juntos forman, lo que a veces es conocido como *modelos discontinuos* para la utilización del sustrato. (Garret y Sawyer, 1960)

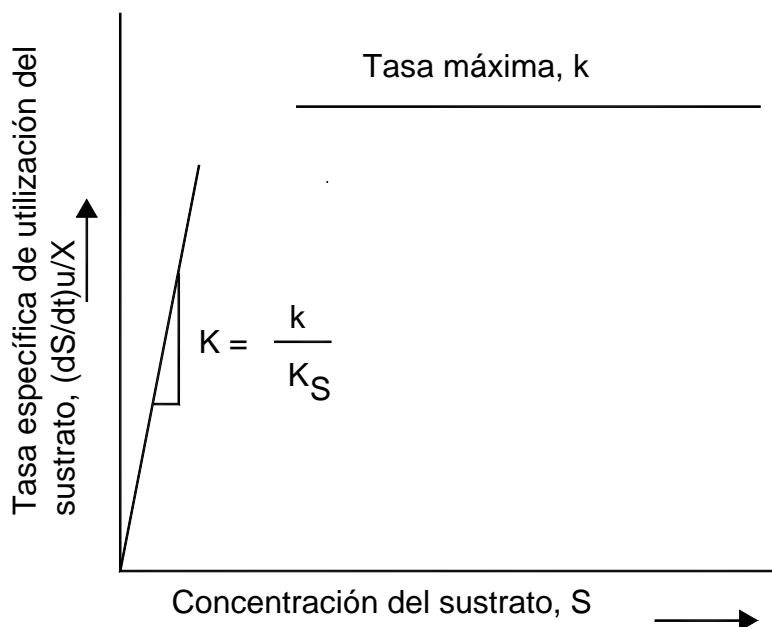


Figura.5.13. Relación entre la tasa de utilización del sustrato y la concentración del mismo. Ecuaciones 5.76 y 5.77.

Eckenfelder y Ford, (1970), propusieron que la tasa de utilización del sustrato, en la mayoría de los procesos biológicos para tratamiento de aguas residuales, es adecuadamente descrito por la ecuación (5.77) y recomiendan que se use en lugar de la ecuación (5.75).

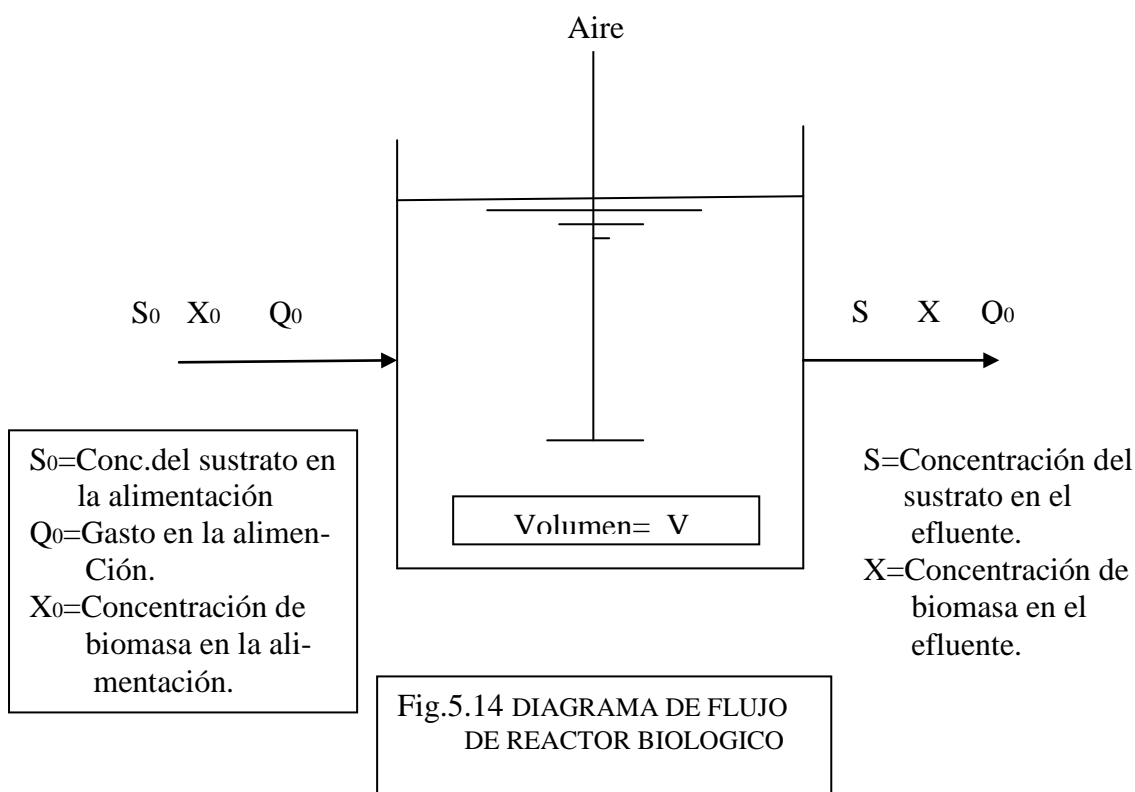
5.17. CONSTANTES CINÉTICAS

Para determinar las constantes contenidas en las expresiones cinéticas, éstas deben evaluarse a partir de análisis y estudios derivados de la simulación de procesos de tratamiento de aguas residuales.

Para ello, es muy usual servirse de un modelo de reactor de flujo continuo, completamente mezclado, en el cual el balance general de materiales en el reactor sea del tipo:

$$\left[\begin{array}{c} \text{TASA DE ACUMULACIÓN} \\ \text{EN EL REACTOR} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{TASA DE} \\ \text{ENTRADA} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{TASA DE} \\ \text{SALIDA} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{TASA DE} \\ \text{REACCIÓN} \end{array} \right] \quad (5.7)$$

Para este modelo de reactor, que se muestra en la figura 5.14., la concentración en el reactor es igual a la concentración en el efluente



El balance de materiales para la biomasa y el sustrato, será entonces:

$$V \frac{dX}{dt} = Q_0 X_0 - Q_0 X + V (\text{TASA DE FORMACIÓN DE BIOMASA}) \quad (5.80)$$

$$V \frac{dS}{dt} = Q_0 S_0 - Q_0 S + V (\text{TASA DE FORMACIÓN DEL SUSTRATO}) \quad (5.81)$$

Puesto que el sustrato es consumido, la tasa de formación de sustrato es inherentemente negativa y si se mantiene una condición de estado estacionario, el balance de materiales de la ecuación (5.81), se convierte en:

$$-(\text{TASA DE FORMACIÓN DE SUSTRATO}) = \frac{Q_0}{V} (S_0 - S) = \frac{S_0 - S}{Y} \quad (5.82)$$

Donde: Y = Tiempo de residencia de la alimentación *fresca*.

En el caso de las cinéticas de Monod o de Michaelis – Menten, en un reactor completamente mezclado:

$$\left[\text{TASA DE REACCIÓN DEL SUSTRATO} \right] = \frac{dS}{dt} = \frac{-k_0 X S}{Y(K+S)}, \quad \text{se tiene:}$$

$$-\left[\text{TASA DE FORMACIÓN DEL SUSTRATO} \right] = \frac{k_0}{Y} \left(\frac{X S}{K_m + S} \right) \quad (5.83)$$

Y substituyendo la ecuación. (5.82), en la ecuación, (5.83) y tomando la inversa, el resultado se puede escribir como:

$$\frac{Y X}{S_0 - S} = \left(\frac{K_m Y}{k_0} \right) \left(\frac{1}{S} \right) + \left(\frac{Y}{k_0} \right) \quad (5.84)$$

Y puesto que: $k = (S_0 - S) Y / Y X$, para un reactor de flujo continuo en condiciones de estado estacionario y sin biomasa en la alimentación, tenemos:

$$\frac{1}{k} = \left(\frac{K_m}{k_0} \right) \frac{1}{S} + \frac{1}{k_0} \quad (5.85)$$

Al graficar la ecuación. (5.85), se obtiene una línea recta que permite determinar K_m y k_o a partir del valor de la pendiente y del punto de intercepción con “ X “, como se muestra en la figura 5.15. que es comúnmente conocida como la gráfica de *Lineweaver –Burk*.

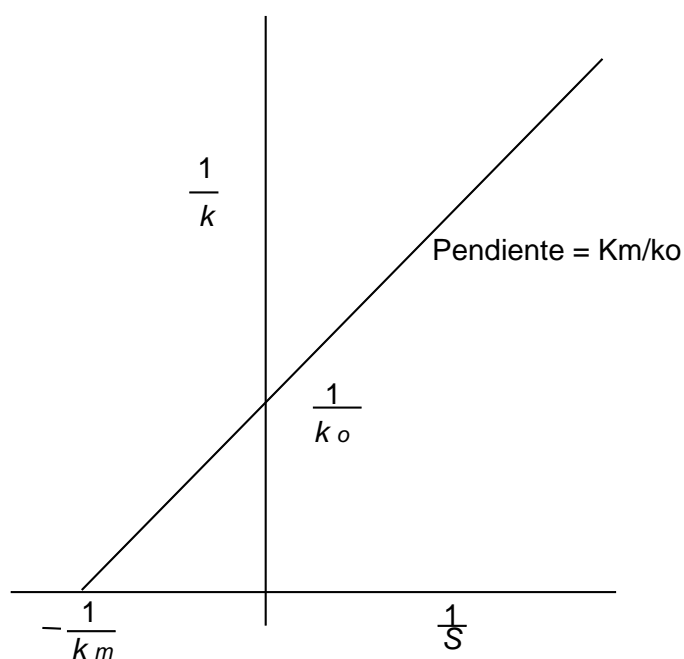


Figura.5.15. Gráfica típica de Lineweaver - Burk para la cinética de Michaelis – Menten.

EL significado principal al generar los datos para la gráfica de Lineweaver – Burk, es variar el tiempo de residencia Y , dentro del reactor. Los cambios en S_o , pueden no ser efectivos para la cinética de Monod, puesto que para ésta, S no depende de S_o .

Para evaluar el rendimiento del crecimiento, Y , y el coeficiente de respiración endógena, K_d , las tasas de consumo de sustrato y de producción de biomasa,

son medidas a varios tiempos de residencia, en la condición de estado estacionario.

Si combinamos la ecuación:

$$[\text{tasa de reacción de biomasa}] = \frac{k_o X S}{(K_m + S)} - K_d X, \text{ con las ecuaciones. (5.81),}$$

(5.82) y (5.83), para un reactor en estado estacionario, sin entrada de biomasa, obtenemos la siguiente forma lineal, que es adecuada para calcular K_d y Y :

$$\frac{S_o - S}{X} = \frac{K_d Y}{Y} + \frac{1}{Y} \quad (5.86)$$

Graficando $\left(\frac{S_o - S}{X}\right)$ contra Y , la pendiente y el punto de intercepción en "X"

son $\frac{K_d}{Y}$ y $\frac{1}{Y}$ respectivamente. Este valor de Y , puede usarse para evaluar la pendiente y el punto de intercepción de la ecuación. (5.84), así como el valor de k en la ecuación. (5.85).

El coeficiente cinético, "Y", relaciona solamente el rendimiento de la biomasa para síntesis, pero no es el rendimiento medido en todo el cuerpo del reactor. El rendimiento observado, es la relación entre el cambio en la concentración de sólidos y el cambio en la concentración del sustrato, en todo el volumen del reactor.

Puesto que la respiración endógena disminuirá, la concentración de la biomasa observada, un coeficiente del rendimiento observado, Y_{obs} , será:

$$Y_{\text{obs}} = Y - \frac{K_d X Y}{(S_o - S)} \quad (5.87)$$

Cuando se usa la cinética de inhibición, las constantes pueden determinarse también, a partir de las gráficas de Lineweaver – Burk.

CAPITULO VI

MODELOS DE REACTORES BIOLÓGICOS

Los reactores biológicos involucran una variedad de geometrías y regímenes hidráulicos, de ahí que para modelar un proceso biológico necesitamos información sobre la estequiometría y cinética de las reacciones y sobre el régimen hidráulico del sistema.

La estequiometría de una reacción, relaciona las cantidades de reactantes consumidos, tales como sustratos, con las cantidades de productos formados, tales como los microorganismos.

El régimen hidráulico, se refiere a los patrones de flujo que entran y salen del proceso, y la mezcla y distribución de los fluidos y de los sólidos dentro del reactor. El influente y efluente para el proceso están descritos, en términos de la variación del tiempo, de las velocidades de flujo y la concentración de las especies contenidas en ellos. Cualquier reiteración de sólidos biológicos en el sistema debe considerarse en el análisis.

BASES PARA EL MODELO

Los segmentos y aproximación se usarán para determinar los modelos de los reactores considerados:

- 1).- La cinética química de las reacciones del sustrato y biomasa son descritas apegadas al modelo de Monod, incluyendo la respiración endógena.
- 2).-El sustrato, es el compuesto limitante del crecimiento y todos los demás nutrientes están presentes en exceso.
- 3).- Las constantes cinéticas son independientes de las concentraciones o del grado de conversión.
- 4).- El coeficiente de rendimiento (biomasa formada/sustrato consumido), es constante, e independiente de la edad de los microorganismos. En la práctica, el coeficiente de rendimiento depende de la naturaleza de la sustancia y de las condiciones del proceso.

-
- 5).- La concentración de los sólidos biológicos activos, es proporcional a un parámetro rápidamente medible, tal como los sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado.
- 6).- La velocidad de las reacciones biológicas, está controlada por la cinética química o por los efectos de difusión.
- 7).- Los contenidos del reactor son isotérmicos; pero como los procesos biológicos tienen un calor de reacción y las condiciones de la alimentación pueden cambiar, las variaciones de temperatura son posibles. En la mayoría de los reactores de tratamiento de aguas residuales, los cambios de temperatura son pequeños y por lapsos de tiempo corto.
- 8).- Las propiedades físicas del fluido son constantes; si se usan valores promedio, puede existir algún pequeño error en el valor considerado.
- 9).- El transporte de oxígeno y sustrato a través del fluido, son relativamente rápidos y proporcionales a la velocidad de reacción, de tal manera que, los gradientes de concentración en la masa del líquido, son mínimos.
- 10).- Si se usa un espesador para concentrar los sólidos biológicos para recirculación, la reacción del sustrato en el espesador, es despreciable.

6.1. REACTOR COMPLETAMENTE AGITADO TIPO BATCH

El reactor completamente agitado tipo Batch (RCATB), es un reactor de sistema cerrado; los reactantes son agregados al recipiente vacío y los contenidos son vaciados después de que la reacción ha llegado al grado o nivel deseado. La composición del sistema varía en el tiempo, sin embargo, en cualquier tiempo, la composición de sus contenidos puede considerarse uniforme a través de toda la masa del reactor.

Puesto que no hay un flujo entrando o saliendo del reactor, durante el periodo asignado para el tiempo de la reacción, la ecuación del balance de materiales para un reactante específico A, puede expresarse como:

$$\left(\begin{array}{l} \text{Tasa de cambio en la} \\ \text{masa del reactante A} \\ \text{dentro del reactor} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{reacción del} \\ \text{reactante A dentro del reactor} \end{array} \right) \quad (6.1)$$

Si C representa la concentración del reactante A, en cualquier tiempo, t, y V representa el volumen del reactor y si se asume que, la velocidad de reacción es descrita por una cinética de primer orden, la ecuación (6.1) puede expresarse matemáticamente como:

$$V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{neta}} = V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{reacción}} = V (k C) \quad (6.2)$$

Cancelando el volumen en los términos, la ecuación (6.2) se reduce a:

$$\frac{dC}{dt} = -k C \quad (6.3)$$

Si la concentración del reactante en cuestión, disminuye con el tiempo, el término a la izquierda en la ecuación (6.3), tendrá un valor negativo, mientras que si se le asigna un valor positivo, indicará que la concentración de dicho reactante se incrementa con el tiempo.

Para determinar el tiempo de reacción que debe darse para obtener la concentración deseada del reactante, la ecuación (6.3) puede integrarse entre los límites, C_0 y C_1 donde, C_0 representa la concentración deseada de dicho reactante. Desarrollando el modelo matemático, al final se tendrá una ecuación como:

$$t = \frac{1}{k} \ln \left(\frac{C_0}{C_1} \right) \quad (6.4)$$

Los RCATB, tienen un uso limitado en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales a escala industrial. Su uso más extendido, se da en estudios experimentales a nivel piloto, o en pequeñas plantas para digestión de lodos.

6.2. REACTOR DE FLUJO CONTINUO TOTALMENTE AGITADO (RFCTA)

Estos reactores operan bajo las condiciones de estado estacionario, de tal manera que, las propiedades de los elementos de reacción a través del sistema, no varían con el tiempo. Los reactantes, fluyen continuamente al interior del reactor y los productos salen continuamente del sistema, manteniendo una concentración uniforme en todo el volumen del reactor.

Un diagrama de flujo esquemático de este sistema, se presenta en la figura 6.1. En esta figura, V representa el volumen del reactor, Q es el gasto que entra y sale del reactor, C_o la concentración inicial del reactante en el influente y C_e , la concentración del reactante en el efluente.

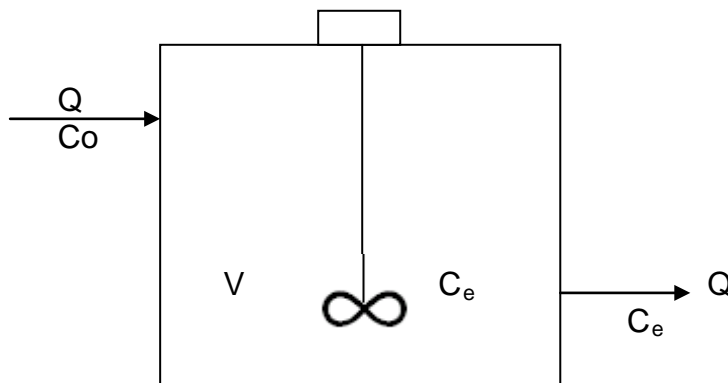


Figura 6.1 Esquema de un reactor de flujo continuo totalmente agitado (RFCTA),

Para un RFCTA, la concentración del reactante en el efluente, es la misma concentración que puede encontrarse en cualquier punto del volumen del reactor.

Puesto que existe un movimiento continuo dentro y fuera del reactor, debe considerarse un balance de materiales, que no solo analice los cambios que

ocurren como resultado de las reacciones que tienen lugar dentro del reactor, sino que también considere, aquellos cambios que, como resultado de las características hidráulicas del sistema se presentan en este. En el análisis del reactor, la tasa de cambio en la masa del reactante, tanto con el tiempo, como con la posición del reactor, deben considerarse al realizar el balance de materiales. Sin embargo, debido a que la concentración del reactante es constante en todo el volumen del reactor RFCTA, no es necesario considerar el cambio en la masa del reactante, con la posición del reactor. Entonces, un balance de materiales para determinar la tasa de cambio, en la masa del reactante A, dentro del reactor, se puede expresar como:

$$\left(\begin{array}{l} \text{TASA NETA DE} \\ \text{CAMBIO EN LA} \\ \text{MASA DEL REAC-} \\ \text{TANTE A EN EL} \\ \text{REACTOR} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{TASA DE INCREMENTO} \\ \text{EN LA MASA DE A} \\ \text{DEBIDO A SU} \\ \text{PRESENCIA} \\ \text{EN EL INFLUENTE} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{TASA DE DISMINUCIÓN} \\ \text{EN LA MASA DE A} \\ \text{DEBIDO A LA REMOCIÓN} \\ \text{EN EL EFLUENTE} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{TASA DE DISMINUCIÓN} \\ \text{EN LA MASA DE A} \\ \text{DEBIDO A LA REACCIÓN DE A} \\ \text{EN EL REACTOR.} \end{array} \right) \quad (6.5)$$

Al último término del lado derecho de la ecuación (6.5), le ha sido asignado un valor negativo, debido a que se supone que la reacción de A, dentro del reactor, deriva en una disminución de la cantidad de A; y este es el uso de la mayoría de las aplicaciones de tratamiento biológico, en aguas residuales, donde se considera la utilización de un sustrato. Sin embargo, si la reacción de A, dentro del reactor, resulta en un incremento en la cantidad de A, debe entonces, asegurarse un valor positivo, a este término en la ecuación (6.5). Este es generalmente el caso, cuando se considera un balance de materiales para la biomasa, en un reactor biológico en particular. Debe considerarse también, que el primer término en el lado derecho de la ecuación (6.5), tiene un valor positivo, debido a que se asume que el influente, tenderá a incrementar la

cantidad de A en el reactor, y donde al segundo término se le asigna un valor negativo, ya que se supone que el efluente tenderá a remover cantidades de A, del sistema.

La ecuación (6.5), puede expresarse matemáticamente como:

$$V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{neta}} = Q C_o - Q C_e - V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{reacción}} \quad (6.6)$$

Si se asume, que la cinética de la reacción es de primer orden con respecto a A, en el reactor, entonces la ecuación (6.6), se convierte en:

$$V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{neta}} = Q C_o - Q C_e - V K C_e \quad (6.7)$$

Para una condición de estado estacionario, la tasa neta de cambio en la masa del reactante A dentro del reactor es cero. Bajo esta condición, la ecuación (6.7), se reduce a:

$$0 = Q C_o - Q C_e - V K C_e \quad (6.8)$$

La ecuación (6.8) puede ser re-arreglada en la forma de:

$$\frac{C_e}{C_o} = \frac{1}{1 + K \left(\frac{V}{Q} \right)} \quad (6.9)$$

Si el tiempo de retención hidráulico nominal, en el reactor RFCTA, está definido como:

$$t_{\text{RFCTA}} = \frac{V}{Q} \quad (6.10)$$

La ecuación (6.9), se puede expresar como:

$$\frac{C_e}{C_o} = \frac{1}{1 + K t_{\text{RFCTA}}} \quad (6.11)$$

Y entonces, el tiempo requerido para obtener la concentración deseada del reactante, se obtiene arreglando la ecuación (6.11), en la forma:

$$t_{\text{RFCTA}} = \frac{1}{K} \left(\frac{C_o}{C_e} - 1 \right) \quad (6.12)$$

6.3. REACTORES RFCTA EN SERIE

En la figura 6.2, se esquematiza un sistema de dos reactores RFCTA de igual volumen, conectados en serie. La concentración del reactante en el efluente del primero al segundo reactor, está representada por, C_1 y C_2 , respectivamente. Si se supone una reacción de primer orden, un balance en estado estacionario para el reactante A, a través del primer reactor, dará:

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1}{1 + K t_{RFCTA}} \quad (6.13)$$

Donde t_{RFCTA} representa, el tiempo de retención hidráulica nominal, en el primer reactor. De igual manera, un balance en estado estacionario para el reactante A, dentro del segundo reactor, nos da:

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{1}{1 + K t_{RFCTA}} \quad (6.14)$$

Donde t_{RFCTA} representa, el tiempo de retención hidráulica nominal, en el segundo reactor.

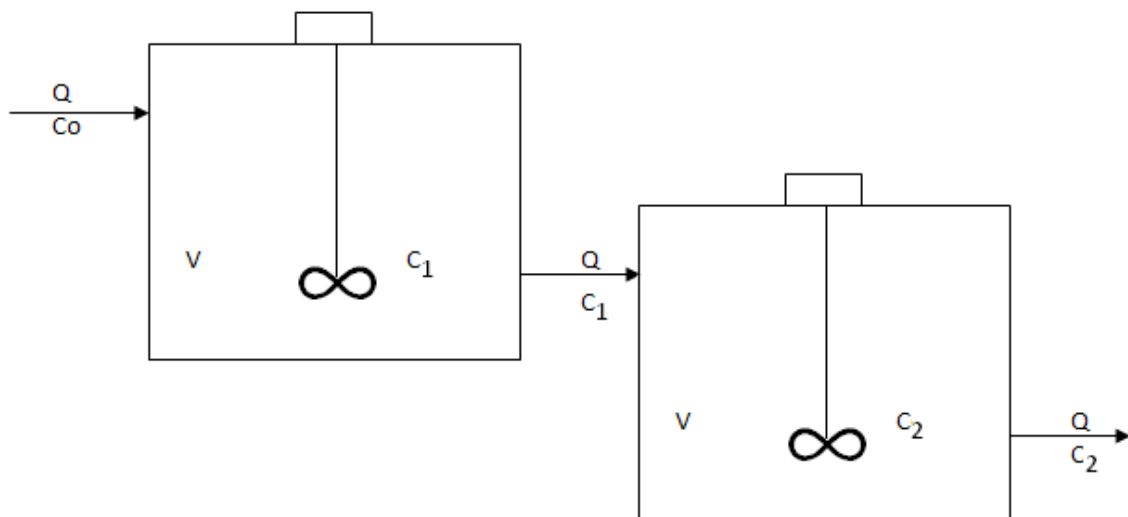


Figura 6.2. Esquema de dos reactores RFCTA conectados en serie

La expresión que relaciona la concentración del reactante A, en el efluente del sistema, con la concentración del reactante en el influente, se puede desarrollar para reactores de tamaño uniforme, multiplicando la ecuación (6.13) y la ecuación (6.14), para dar:

$$\frac{C_2}{C_0} = \frac{C_1}{C_0} \frac{C_2}{C_1} = \left(\frac{1}{1 + K t_{RFCTA}} \right)^2 \quad (6.15)$$

Se puede desarrollar una expresión similar, para n, número de reactores RFCTA, conectados en serie. Esta relación tiene la forma:

$$\frac{C_n}{C_0} = \left(\frac{1}{1 + K t_{RFCTA}} \right)^n \quad (6.16)$$

Donde, C_n , representa la concentración del reactante en el efluente del reactor n, (último reactor) conectado en la serie. La ecuación (6.16), puede reescribirse de tal forma que pueda dar el tiempo de retención hidráulico, del total de reactores en el sistema, cuando se multiplica por n:

$$t_{RFCTA} = \frac{n}{K} \left(\frac{C_0}{C_n} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \quad (6.17)$$

Para un valor dado de C_n , entre más grande sea el número de reactores en serie, menor será el volumen total de los reactores requerido para el sistema

6.4. REACTOR DE FLUJO PISTÓN

En los reactores de flujo continuo totalmente agitados (RFCTA), se realiza un esfuerzo para mantener su contenido totalmente uniforme, sin embargo en los reactores de flujo pistón (RFP), el objetivo es evitar el mezclado. El flujo pistón, asume que no hay un mezclado longitudinal entre los elementos adyacentes al fluido; cada elemento del fluido en este tipo de reactor, es análogo a un reactor tipo batch completamente mezclado, moviéndose a lo largo de sus ejes en el tiempo; esto es, la posición variable en el reactor de flujo-pistón, corresponde a la variable de tiempo en un reactor tipo batch completamente mezclado. De ahí que, en un RFP, la variación en la concentración del reactante A, tanto en el tiempo, como en el espacio, es de suma importancia. En otras palabras, no

solo es necesario conocer como varía la concentración de A con el tiempo, sino también como varía, a lo largo del cuerpo del reactor. Esta situación se ilustra en la figura 6.3.

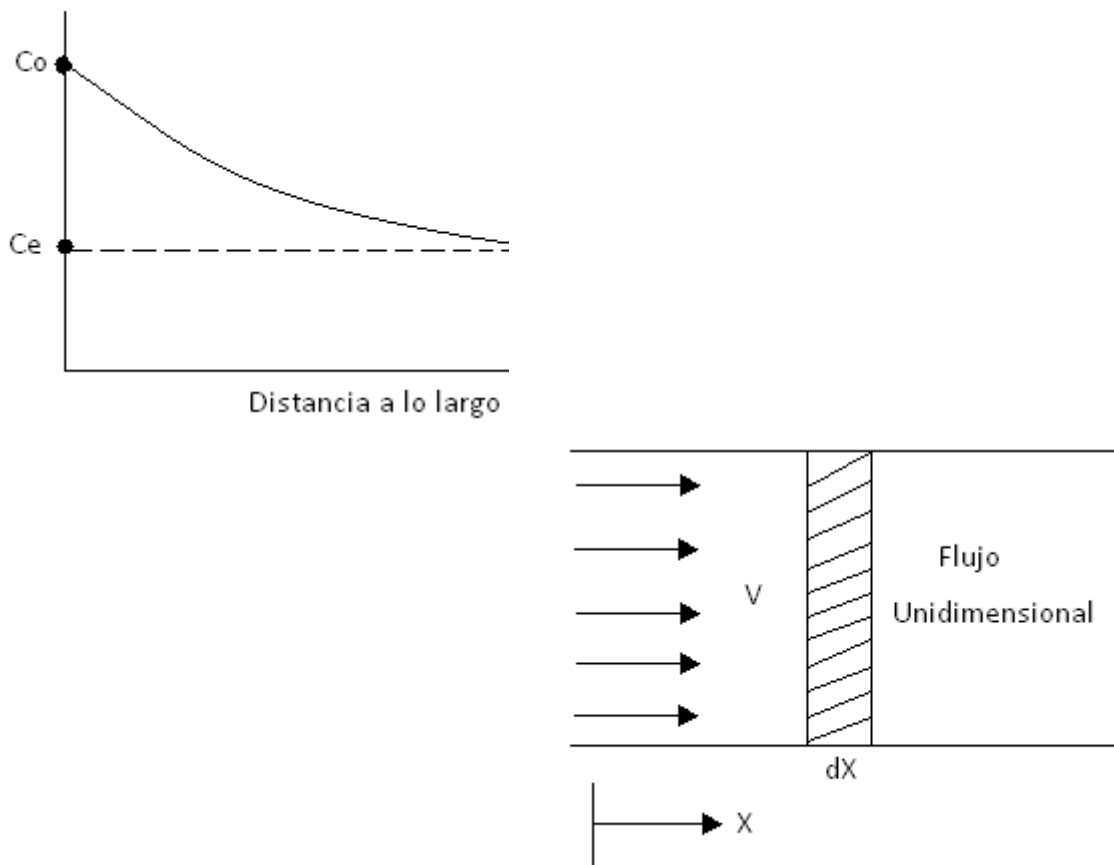


Figura 6.3. Esquemas de un reactor ideal de flujo pistón.

En el análisis de un reactor de flujo pistón, la principal característica tiene que ver, con la relación entre las tres variables: concentración, tiempo y distancia. Usando el tiempo como una variable de referencia, la condición de estado estacionario, para la tasa de cambio en la concentración del reactante A, se puede representar de la siguiente manera:

$$\left(\begin{array}{l} \text{Cambio en la} \\ \text{Concentración de} \\ \text{A debido a la} \\ \text{reacción de A en} \\ \text{la diferencial del} \\ \text{tiempo, dt} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Cambio en la concentración} \\ \text{de A, debido al} \\ \text{cambio en la posición} \\ \text{del fluido en} \\ \text{la diferencial de} \\ \text{tiempo, dt} \end{array} \right) \quad (6.18)$$

Asumiendo una cinética de primer orden, donde la concentración de A, disminuye como resultado de la reacción de A, la ecuación (6.18) se puede expresar como:

$$- \frac{dC}{KC} = \frac{dX}{v} \quad (6.19)$$

Donde: v representa la velocidad de flujo a través del reactor y dX , representa el cambio diferencial en la distancia a lo largo del cuerpo del reactor. Integrando el lado izquierdo de la ecuación (6.19), entre los límites de C_0 y C_e , e integrando el lado derecho de la ecuación (6.19) a lo largo de toda la longitud L del reactor, se obtiene:

$$- \int_{C_0}^{C_e} dC/KC = \int_0^L dX/v \quad (6.20)$$

O como lo demostró Weber (1972):

$$\frac{1}{K} \left(\ln \left(\frac{C_0}{C_e} \right) \right) = \frac{L}{v} = \frac{LR}{vR} = \frac{V}{Q} \quad (6.21)$$

Donde: R representa el área transversal del reactor

Recordando que el tiempo nominal de retención hidráulico, está dado por V/Q , la ecuación (6.21), puede modificarse para dar el tiempo de retención requerido, para obtener la concentración deseada del reactante en el efluente:

$$T_{PF} = \frac{1}{K} \left(\ln \left(\frac{C_o}{C_e} \right) \right) \quad (6.22)$$

De la misma manera que se anotó para los RFCTA en serie, para producir una concentración idéntica en el efluente, el volumen requerido para un RFP, es menor que el necesario para un reactor RFCTA. La razón por la que, el volumen del RFP sería menor, es que la concentración promedio del reactante A en el reactor, es que, la fuerza que genera la reacción, es mayor que la que se encontraría en el reactor RFCTA, y por lo tanto la tasa de reacción promedio, es mayor sugiriendo, consecuentemente, que el tiempo requerido para la reacción, sería también menor:

La tabla 6.1 presenta las ecuaciones de tiempo de retención hidráulica nominal, para diferentes órdenes de reacción en los reactores RFCTA y RFP.

Tabla.6.1.Ecuaciones de tiempo de residencia hidráulico para reacciones de diferente orden de reacción en reactores RFCTA y RFP.

Orden de reacción	TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO NOMINAL	
	TRH (RFCTA)	TRH (RFP)
0	$1/K (C_o - C_e)$	$1/K (C_o - C_e)$
1	$\frac{1}{K} \left(\frac{C_o}{C_e} - 1 \right)$	$\frac{1}{K} \left(\ln \left(\frac{C_o}{C_e} \right) \right)$
2	$\frac{1}{K C_e} \left(\frac{C_o}{C_e} - 1 \right)$	$K C_o \left(\frac{C_o}{C_e} - 1 \right)$

6.5. REACTORES DE FLUJO PISTÓN CON DISPERSIÓN

FLUJO ARBITRARIO

Los reactores de flujo continuo totalmente agitados y los reactores de flujo pistón, representan los extremos de mezclado; sin embargo, es muy raro que cualquiera de estas condiciones por sí sola, se presente en la práctica. En la realidad, la situación intermedia, es generalmente la que ocurre.

Para representar este efecto, Wehner y Wilhem (1958), desarrollaron un modelo de dispersión, que se aproxima al mezclado completo, cuando el grado

de dispersión se aproxima al infinito y se convierte en flujo pistón en los casos donde, la dispersión prácticamente no existe. Su ecuación es la siguiente:

$$\frac{C_o}{C_e} = \frac{4ae^{-(1/2)d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \quad (6.23)$$

Donde:

$$a = \sqrt{1 + 4Ktd} \quad \text{y} \quad d = \frac{D}{vL} = \frac{Dt}{L^2} \quad (6.24)$$

y en la que “d” es la constante de difusividad o número de dispersión, (adimensional) y tiene valores de cero e infinito, respectivamente, para flujo pistón y sistema completamente mezclado. “D” es el coeficiente de dispersión axial (área por tiempo); “v” es la velocidad del fluido (longitud por tiempo); y “e” es la longitud característica (recorrido que hace la partícula en el reactor - longitud).

El segundo término, (derecha) de la ecuación (6.23), es muy pequeño y como una aproximación, puede suprimirse, lo que resulta en la ecuación simplificada:

$$\frac{C_o}{C_e} = \frac{4ae^{-(1-a)/2d}}{(1+a)^2} \quad (6.25)$$

La fórmula “aproximada”, no debe usarse cuando el valor de “d” es mayor a 2.0, pero es generalmente aceptada cuando este valor es menor.

6.6. REACTORES ANAEROBIOS DE ALTA TASA

Van Haandel y Lettinga (1994), describen que la primera aplicación documentada de los sistemas anaerobios, fueron las cámaras herméticamente selladas, desarrolladas por Mouras, a finales del siglo XIX en Francia. Posteriormente, ya en el siglo XX, se desarrolló en Inglaterra el tanque séptico por Cameron y el tanque Imhoff, en Alemania. En ambos, el flujo del residuo es horizontal, con el lodo anaerobio en el fondo del contenedor, con la decantación de los sólidos sedimentables de la digestión anaerobia de la porción biodegradable del residuo (proteínas, carbohidratos y lípidos). El

tanque séptico, presentaba problemas de flotación de los gránulos, debido a la turbulencia causada por el gas producido; el tanque Imhoff presentaba menos problemas, ya que tenía una zona separada para tal efecto, además de contener un sistema que elevaba la velocidad de digestión.

El tratamiento anaerobio fue perdiendo importancia, a favor del tratamiento aerobio, en virtud de su menor eficiencia de remoción de la materia orgánica; y esto ocurrió básicamente, por la presencia de una falla fundamental de proyecto: el poco o nulo contacto, entre la masa bacteriana anaerobia en el sistema y el material no sedimentable en el influente. Por esta razón mucho material presente, terminaba disuelto o hidrolizado, pero no metabolizado, descargándose junto con el efluente.

Fue a partir de la década de 1960, que el proceso anaerobio amplió las perspectivas de aplicación, abriendo así la posibilidad de tratamiento directo de las aguas residuales,- al contrario de los sistemas anteriores,- los cuales eran utilizados básicamente, para material mas particulado y concentrado. En la década de 1970, más configuraciones de reactores anaerobios de alta velocidad fueron desarrollados, especialmente para el tratamiento de aguas residuales industriales.

Los tratamientos anaerobios de alta tasa, surgieron como una alternativa viable, para el tratamiento de diversos efluentes industriales y domésticos. La característica común de estos diferentes procesos, como el filtro anaerobio, los reactores de lecho fluidizado, lecho expandido reactores de flujo ascendente, es la capacidad de separar el tiempo de residencia hidráulico (TRH), del tiempo de retención celular (TRC).

Esto permite, que el proyecto esté basado en la capacidad de degradación de los microorganismos anaerobios y no en la tasa de crecimiento de estos, reduciendo el tiempo de tratamiento de días (típico de sistemas de digestión convencionales), a horas. (Hickey, 1991).

El reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, representa un gran avance en la aplicación de la tecnología anaerobia para el tratamiento directo de las aguas residuales, ya sea de naturaleza simple o compleja, de baja o alta concentración y solubles o con material particulado (Kato et al, 2001).

Desde 1982, los estudios de esta tecnología se han realizado en más partes del mundo, para tratamiento de varios tipos de aguas residuales, incluidas las aguas residuales domésticas, en climas moderados tropicales y subtropicales, con resultados de reducción en la DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno), del orden de 75% (Schellingkout y Collazos, 1992; Foresti, 2002). El desempeño de los reactores UASB, en el tratamiento de aguas residuales industriales a temperatura mesofílicas y con alta carga orgánica volumétrica, incentivaron a muchos investigadores a aplicar esta tecnología, en aguas residuales domésticas o municipales (Foresti, 2002).

6.7. REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE (UASB)

Un reactor UASB típico (Upflow Anaerobic Sludge Bed), consiste de una zona de reacción biológica y una zona de sedimentación. En la zona de reacción, los compuestos orgánicos en el influente son convertidos en metano y CO₂ conforme pasan a través del lecho de lodos de alta actividad. El gas producido y las partículas de lodo arrastradas, son separadas del líquido influente por un separador gas – líquido – sólido, instalado en la parte superior del reactor.

En este tipo de reactores, el factor determinante para la eficiencia de operación incluye la capacidad de retener altas concentraciones de biomasa y una efectiva separación de la biomasa de la fase líquida. De acuerdo con Campos y Andersen (1992), la mayor ventaja de este proceso, es que no se necesita un material específico de soporte, lo que irónicamente puede ser también una de sus desventajas.

El sistema debe desarrollar un lodo que pueda ser retenido en el reactor, con buenas características de sedimentación y con un índice volumétrico de lodos (IVL), menor a 40 mL/g, para lodos floculentos y menor a 20 mL/g para lodos granulares. El lodo ideal, es el granular y se presenta cuando la biomasa floculada dispersa, empieza a agregarse y a crecer en forma de flocs esféricos con buenas propiedades estructurales, resistente a las fuerzas hidráulicas y con un buen aspecto físico y biológico. Una vez que esta condición es establecida, la retención dispersa del lodo, dependerá principalmente, de una

efectiva separación del gas contenido en ambos, líquido y lodo. Esto se logra, a través del reparador de 3 fases, instalado en la parte superior del reactor.

Un segundo concepto fundamental en esta tecnología, es el lograr un contacto óptimo entre la biomasa retenida y el influente a ser tratado; lo cual se logra a través de una distribución uniforme del influente en el reactor.

Existen 3 factores que afectan el contacto entre la biomasa y el agua residual:

- a) La formación de canales preferenciales a través del reactor;
- b) La formación de una zona muerta, causada por la compactación del lodo o el taponamiento de los espacios de la matriz intersticial de los sólidos y;
- c) El taponamiento debido a fallas de proyecto o en los sistemas de distribución del influente a la entrada.

Los caminos preferenciales, ocurren principalmente, cuando son producidas grandes burbujas de gas en el reactor, estas burbujas viajan a través del lecho de lodos, haciendo que grandes cantidades de líquido, pase por el reactor sin que se realice el contacto con la biomasa y por lo tanto, evitando su tratamiento.

Las zonas muertas, ocurren por la falta de mezcla, lo que resulta en la compactación del lodo; por la acumulación de sólidos no degradables arrastrados por el influente y por la formación de sólidos inorgánicos producidos internamente. La formación de estas zonas, reducen el área de la sección transversal efectiva del reactor, acelerando la velocidad ascensional del líquido, lo que induce a la formación de caminos preferenciales, afectando la transferencia de masa del sustrato (Iza et al. 1991).

Estudios realizados por Sampson et al, y citados por Harper y Suidan (1991), indican que un reactor de película fija, posee de 31 a 44% de espacio muerto, después de 100 días de operación con el efluente de procesamiento constante; 50 días después de este periodo, el volumen muerto permanece relativamente constante, estimado entre 35 y 43%. Esta observación puede sugerir, que la acumulación de biomasa y de partículas degradables en el reactor, están eventualmente, en función de la tasa de hidrólisis, de arrastre de sólidos y del decaimiento microbiano.

Las máximas velocidades ascensionales, están condicionadas por el tipo de lodo, presente en el reactor y por la carga aplicada. Para lodos floculentos, velocidades de 0.5 a 1.5 m/h pueden ser toleradas por cargas orgánicas del orden de, 5-6 Kg DQO/m³d. Para lodos granulares, las velocidades pueden ser significativamente altas, de hasta 10m/h, en reactores con alturas de aproximadamente 6.0m (Chernicharo, 1992).

Lettinga y Hulshoff (1991), recomiendan para reactores con lodos floculentos, velocidades de 0.5 m/h con picos temporales admisibles, de 2 m/h durante pocas horas diarias y por poco tiempo; velocidades ascensionales de 6 m/h y 2 m/h pueden ser toleradas, para influentes solubles y parcialmente solubles, respectivamente. En estas condiciones, la mayor parte del lodo granular, será retenido en el reactor y altas velocidades superficiales, pueden traer como consecuencia, el arrastre de partículas de lodo de baja sedimentabilidad, lo que generalmente no causa serios problemas.

El reactor anaerobio de flujo ascendente, es un sistema compacto, con baja demanda de área, de bajo costo, con baja producción de lodo (menor a 30% en relación al proceso de lodos activados), baja necesidad de nutrientes (N y P), producción de biogás con valor energético, bajo consumo de energía, por no necesitar de aireadores, rápida puesta en marcha, producción de lodo mas estabilizado, que facilita su disposición final. (Campos, 1999; Miranda et. al. 2005), alta estabilidad, en respuesta a fluctuaciones en la composición y concentración del influente y capacidad para tolerar altas cargas orgánicas (Foresti, 2002).

El reactor UASB, también presenta algunas desventajas como por ejemplo; remociones del sustrato en términos de DBO y DQO, del orden de 75-85%, haciéndose necesario en algunos casos, un pos-tratamiento, generalmente anaerobio; posibilidades de generación de malos olores, sensibilidad a ciertos compuestos, que pueden inhibir o reducir la eficiencia del proceso y largos tiempos de arranque cuando no se inocula correctamente.

El reactor UASB, también está sujeto a limitaciones relacionadas con la concentración de los sólidos suspendidos totales (SST) en el influente, lo que

en principio, condicionaría su aplicación para el tratamiento de aguas residuales agropecuarias.

El reactor USAB ha mostrado una eficiencia, en prácticamente todo el mundo, por lo que es en la actualidad, uno de los sistemas anaerobios más usados.

El dispositivo característico del USAB es el separador de fases, que divide al reactor en una parte inferior (o zona de digestión), donde un manto de lodos es el responsable de la digestión y una parte superior (o zona de sedimentación). En esta zona, la velocidad del líquido tiende a disminuir, de tal manera que los gránulos de lodo, que son arrastrados y pasan por la abertura del separador de fases, hacia la parte superior del reactor, encuentran una zona tranquila. En esa región, es posible que la velocidad de sedimentación de una partícula, se torne mayor, que la velocidad de arrastre del líquido, a una determinada altura. En ese caso, la partícula acabará siendo depositada sobre la superficie inclinada del separador de fases (Van Haandel y Lettinga, 1994).

Dentro de los reactores anaerobios, que operan en la actualidad, destacan los reactores de lecho expandido y fluidizado, los reactores de lecho fijo, los reactores de carga (batch) secuencial, los reactores de circulación interna y los reactores de membrana. Todos estos sistemas poseen en común, la utilización de células inmobilizadas en un soporte o auto-inmobilizadas, con excepción de los reactores de membrana, que se basan en los reactores anaerobios de contacto, utilizando el sistema de separación de membranas, para mantener la biomasa en el sistema (Rodríguez et. Al., 2006)

Kassan et al. (2003), analizaron la tendencia global, en el uso industrial de sistemas anaerobios de tratamiento, recabando información sobre 750 sistemas anaerobios instalados en los últimos 15 años, por 3 empresas líderes en sistemas anaerobios, ADI Systems Inc., Biothane Corporation y Paques, encontrando un crecimiento exponencial en el uso de sistemas anaerobios industriales en el mundo, desde mediados de la década de los 90. El mercado norteamericano, presenta indicios claros de un crecimiento futuro sostenido, mientras que el mercado europeo está relativamente maduro. Se estima que, el 44% de las plantas de tratamiento anaerobio en el mundo, están en Europa, y solo el 14% están localizadas en América del Norte y su distribución general

por tipo de industria, es de plantas cerveceras 26%, industria de procesamiento de alimentos 11% y la industria del papel y celulosa con el 9%, son los principales usuarios, de los procesos anaerobios en el tratamiento de sus residuos líquidos industriales.

6.8. REACTOR ANAEROBIO DE LECHO GRANULAR EXPANDIDO (EGSB)

El reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB- Expanded Granular Sludge Bed), puede considerarse como una variación avanzada del reactor UASB y según Kato et al. (2001), una de las más recientes alternativas para superar los problemas que se presentan en el UASB. Este modelo no posee ningún medio de soporte, su lodo granular tiene una alta densidad, lo cual facilita una elevada velocidad ascensional, lo que permite una mayor expansión del lodo, facilitando un mejor contacto biomasa –agua residual. Necesita, de un eficiente sistema de separación de sólidos, pues por sus características hidrodinámicas, la biomasa tiende a eliminarse con el efluente. Rebac et al. (1999), destacan del reactor EGSB, su característica velocidad ascensional, así como, la elevada velocidad de recirculación del efluente, a la que es capaz de trabajar.

Las velocidades ascensionales a las que puede trabajar un reactor EGSB, utilizando lodo granular, pueden alcanzar valores desde, 2.5 m/h hasta 10 m/h y aún mayores para casos específicos y estas altas velocidades ascensionales, permiten una mejor agitación hidráulica, del lecho de lodo granular, resultando en una mayor expansión. Con esta característica, se minimiza lo que ocurre en ocasiones, en los reactores UASB, como zonas muertas, flujo preferencial, cortos circuitos, etc., mejorando consecuentemente, el contacto entre biomasa y sustrato, (Kato et al. 2001)

De acuerdo con Jeison y Chamy, (1999), el reactor opera con velocidades superficiales, de entre 6 y 10 m/h, obtenidas por la recirculación del líquido y por una elevada relación altura/diámetro.

Para permitir la aplicación de elevadas tasas de tratamiento, como se espera en este tipo de reactores de lecho expandido, es necesario afinar el proyecto, en lo que se refiere a la separación de las 3 fases sólido-líquido- gas.

Como la producción del biogás es el factor más importante para la generación de turbulencia, se debe desarrollar un separador que funcione en dos etapas: una primera etapa, donde se separe al biogás, para eliminar la turbulencia y una segunda etapa donde se separen los sólidos, para retener la biomasa en el reactor.

Otro factor importante, es el que se refiere al contacto del agua residual en el influente, con la biomasa presente en el reactor; ya que si este contacto es poco eficiente, la transferencia de masa será pobre y no se conseguirá utilizar, todo el potencial de la actividad específica metanogénica de la biomasa activa, presente en el reactor y la tasa de estabilización de la materia orgánica soluble presente en el agua residual, estará muy por debajo de los valores teóricos estimados.

Este contacto puede ser mejorado, a través de la expansión o fluidización del lecho de lodo granular, que se logra al aplicar mayores velocidades ascensionales al influente y al biogás, lo que a su vez se consigue, aumentando la relación altura/diámetro del reactor y aplicando una recirculación parcial del efluente tratado.

6.9. REACTOR ANAEROBIO DE CIRCULACIÓN INTERNA (IC)

El reactor IC (Internal Circulation) es conceptualmente, la instalación de dos reactores UASB sobrepuestos. El reactor inferior, recibe una elevada carga orgánica y el superior una carga más pequeña. Su principal característica, consiste en la separación del biogás, en dos etapas dentro del reactor. El gas recolectado en la primer etapa, proporciona el arrastre necesario ("gas lift") del líquido y lodo anaerobio hacia la parte superior del reactor, en donde son separados e internamente re- circulado el lodo, (de donde toma su nombre) y el gas es conducido a la parte superior, donde es captado.

El proceso simplificado de este reactor es el siguiente:

El influente es bombeado al reactor por la parte inferior del mismo; en donde entra a un sistema de distribución donde es mezclado con el efluente tratado y con el lodo anaerobio re-circulado.

El compartimiento inferior, alberga la zona de lecho granular expandido, donde recibe la carga orgánica e hidráulica y donde, entre el 70 y 75% de la DQO entrante, es convertida en biogás. El biogás producido en esa zona, es recolectado por el primer separador de fases y es utilizado para generar el gas "lift", que proporciona el arrastre necesario, para elevar la mezcla de agua residual y lodo, a través de una tubería que lo lleva al segundo separador gas – líquido, instalado en la parte superior del reactor.

Aquí el biogás es separado de la mezcla influente-lodo y deja el sistema. La mezcla de influente – lodo, es dirigida al fondo del reactor por un tubo de descenso, dando lugar a un flujo de recirculación interna. El agua que atraviesa el primer separador, se libera de una gran cantidad de biogás y entra a lo que se conoce, como la zona de pulimiento, donde la parte residual de DQO que permanece, es degradada, alcanzando remociones de entre 75-85% de eficiencia. El biogás producido en esa área, es recolectado en el segundo separador trifásico, instalado en la parte superior del reactor y sacado del sistema, mientras que el agua tratada, abandona el reactor por los vertedores.

El reactor IC, consiste de un tanque cilíndrico vertical, con alturas variables de 16 a 25 metros y con diámetro variado entre 1.0 y 6 metros. El cuerpo del reactor puede ser de acero inoxidable o acero al carbón, revestido con una protección anticorrosiva y en ambos casos, debe recubrirse su interior con un plástico de ingeniería (polipropileno), para evitar erosión en la alimentación y corrosión en la zona de reacción.

Ambos separadores de fases, deben construirse totalmente con plástico de ingeniería, ocupando toda la sección transversal del reactor.

6.10. FACTORES QUE AFECTAN A LA OPERACIÓN DE UN REACTOR DE ALTA TASA

CARGA ORGÁNICA

Existen algunas dificultades que pueden esperarse durante el tratamiento de aguas residuales; dificultades que pueden estar relacionadas tanto con el agua per se, como con el proyecto del reactor. Los problemas con el agua residual, son la baja concentración de sustrato que concurre al reactor, la posibilidad de oxígeno disuelto en ella y las bajas temperaturas.

Las bajas concentraciones de DQO en el influente, resultan en pequeñas cantidades de sustrato disponible para los microorganismos, que se encuentran dentro de los gránulos de lodo, lo que resulta en una baja actividad de la biomasa.

Conforme al modelo cinético propuesto por Monod, la actividad específica del lodo, depende de la concentración del sustrato. Las tasas de conversión son dependientes de la constante de saturación K_s , lo que indica la afinidad de las bacterias por el sustrato. Los valores de K_s intrínseco, se refieren al transporte del sustrato en células bacterianas, cuando se suponen condiciones de una suspensión perfecta y los valores de K_s aparente, se refieren al transporte del sustrato en la bio-película. Los valores de K_s aparente, son mayores que los de K_s intrínseco, pues existe un límite en lo que se refiere al transporte del sustrato, a través de la bio-película.

Consecuentemente, los gradientes de sustrato se presentan cuando existen menores cantidades de sustrato disponibles para la biomasa, que se encuentran dentro de los gránulos, al contrario de lo que ocurre, cuando la biomasa está dispersa en el reactor

El sustrato disponible en concentraciones adecuadas, significa que el sustrato tiene que ser repuesto, más rápidamente de lo que la biomasa activa lo

consume; así, el tratamiento de aguas residuales con bajas concentraciones de DQO, requiere de una mezcla intensa. En sistemas donde existen altas concentraciones de DQO, la turbulencia provocada por la producción de biogás, es suficiente para promover un adecuado contacto entre la biomasa y el influente.

Los residuos domésticos, no poseen en general, elevadas cargas orgánicas, de tal manera que la limitada producción de biogás, no contribuye significativamente a la mezcla en el reactor, por lo que, para subsanar este problema, se diseña una distribución homogénea en el fondo del reactor, (en varios puntos) a la entrada del agua residual, para propiciar una turbulencia homogénea en la zona de reacción, maximizando con ello, el contacto biomasa-influente y consecuentemente, la adecuada estabilización del residuo orgánico del agua residual, ayudando también a la eliminación de taponamientos y cortos circuitos (Viera, 1992).

TEMPERATURA

El mayor problema de los reactores anaerobios que operan a temperaturas medias y bajas, es una menor tasa de producción de biogás, pudiendo resultar en una menor intensidad de mezclado y en un contacto pobre entre la biomasa y el sustrato. Las temperaturas reducidas en tratamientos anaerobios, siempre se asocian con lodo de baja actividad metanogénica, lo que puede inducir a la conclusión de que, el tratamiento de aguas residuales en la franja de temperaturas psicrófilas, es poco viable. (mas adelante, se verá que esta limitación ha sido ya superada).

De acuerdo con Noshevnikova et al (1997), la tasa de metanogénesis, depende fuertemente de la temperatura, ya que por ejemplo, la actividad metanogénica es 5 veces mayor a 15°C que la que se observa a 5°C; 10 veces mayor a 30°C y 20 veces superior a 50°C, cuando se compara igualmente con la actividad que se da a 5°C.

La metanogénesis acetoclastica a baja temperatura, es inhibida por las altas concentraciones de acetato; de esta forma, la metanogénesis acetoclastica parece ser, la reacción clave de la metanogénesis a baja temperatura, convirtiéndose, posiblemente, en la etapa limitante de la degradación anaerobia

en estas condiciones. Este hecho se torna en un agravante, teniendo en cuenta que a la metanogénesis acetoclastica, le corresponde aproximadamente, el 70% de la etapa metanogénica.

En cualquier proyecto de esta índole, deben propiciar un elevado tiempo de retención de la biomasa y un buen contacto de la biomasa con el influente, ya que ambos requisitos, son dependientes de la intensidad de mezcla de la fase líquida. Una buena mezcla puede obtenerse, a través de la propia turbulencia hidráulica y de la expansión del lecho de lodo granular (Kato, Field y Lettinga, 1997).

La eficiencia de la degradación del sustrato en la acidogénesis, es afectada significativamente por la baja temperatura del líquido y tiempos de retención hidráulica (TRH) más bien altos; la estabilidad en el reactor se logra reduciendo el TRH, aun cuando la temperatura continúe en niveles bajos.

La digestión anaerobia en franjas de temperaturas reducidas, se está convirtiendo en una opción cada vez más usada, para procesos de tratamiento con recuperación de energía. En un trabajo desarrollado por Agrawal et al (1997), donde se trató un agua residual a temperatura ambiente, (clima templado) en un reactor de flujo ascendente, se obtuvo una buena eficiencia, utilizando un TRH de 7 horas, sin que hubieran grandes cambios en la calidad de efluente, cuando la temperatura descendió a niveles psicrófilicos.

Se han documentado trabajos de varios investigadores, donde al tratar aguas residuales domésticas de media y baja carga orgánica, el promedio de remoción de la DQO, se situó entre 70 y 85%, aun cuando la temperatura oscilaba entre 12-20°C.

PH, ALCALINIDAD Y ÁCIDOS VOLATILES

Estos 3 parámetros ambientales, están fuertemente correlacionados y son igualmente importantes para el control y éxito de la operación de los procesos anaerobios. El pH es un factor que, así como la temperatura, tiene influencia en la tasa de crecimiento y en la actividad de los microorganismos.

Dos aspectos de importancia del pH para el crecimiento microbiano, merecen particular atención: El primero, los cambios del pH del medio, pueden ser motivados por los propios microorganismos y segundo; el pH interno de la célula, no es determinado solo por el medio, sino que los microorganismos pueden controlar el paso de iones, incluidos los iones hidrógeno, que pueden a su vez, afectar el paso de compuestos orgánicos a través de la pared celular (Monteggia, 1991).

Las bacterias metanogénicas, se desarrollan en un pH entre 6.8 y 7.4, a pesar de que la metanogénesis se establece en rangos de pH entre 6 y 8.

Bajos valores de pH, pueden inhibir completamente la metanogénesis y a su vez las bacterias acidogénicas, se desenvuelven mejor en pH's entre 5.0 y 6.0 y por supuesto, tienen una mayor tolerancia a bajos valores de pH. De esta manera, bajos valores de pH y excesiva producción y acumulación de acidez, con neutralización a través de bicarbonato, son consideradas condiciones inhibitorias para las bacterias metanogénicas, más que para las fermentativas.

Estas últimas pueden continuar produciendo ácidos grasos, a pesar de la disminución del pH, agravando aún más las condiciones ambientales. El control del pH, junto con otros parámetros, puede evitar estas y otras fallas del proceso.

Los ácidos volátiles, que son compuestos intermedios de la degradación de la materia orgánica, son consumidos por las bacterias metanogénicas; si de alguna manera, estas fueran afectadas, la tasa de utilización de los ácidos disminuiría, provocando un aumento, en la concentración de los ácidos volátiles, que es uno de los primeros indicadores de desequilibrio en el proceso.

La disminución del pH, generalmente resulta de una alta concentración de ácidos volátiles, pero esta disminución no será detectable, hasta que el reactor, esté seriamente afectado, siendo probable que la falla de todo el proceso por esta causa, esté próxima.

Esto es el resultado aparente, de que la acidificación, y por consiguiente la lectura del pH bajo, no se manifiesta de inmediato por un auto-efecto tampón en el seno del sistema, que solo se presenta de manera súbita, cuando la

acidificación del mismo, no puede ser ya mantenida por ese mismo efecto buffer.

ACTIVIDAD METABÓLICA

La actividad metabólica de los gránulos de lodo, puede expresarse en términos de actividad metanogénica específica, tasa específica de remoción de DQO o tasa específica de consumo de sustrato, dependiendo de las condiciones del proceso.

Generalmente el lodo granular posee mayor actividad volumétrica, que el lodo floculento, ya que es más denso en estructura y contiene mayor cantidad de biomasa por unidad de volumen (Hickey, 1991).

La actividad metabólica del lodo granular, varía en función de la composición del sustrato, condiciones de crecimiento, composición microbiana de los gránulos y condiciones ambientales del sistema. Las tasas específicas de remoción de DQO y de producción de metano, son usadas normalmente como indicadores para evaluar el desarrollo del tratamiento.

La disminución en el contenido de metano de la fase gaseosa, indica normalmente, la disminución en la eficiencia del tratamiento del sistema que operan de manera continua; así que cuando se observa una alteración en la cantidad de metano producido, debe ser un indicio claro, de la presencia de un problema que debe ser visto como una llamada de atención, para que se revisen otros parámetros del proceso, que pueden mostrar en su análisis conjunto, el tipo de problema y la magnitud del mismo.

Por ello, las condiciones de operación, deben ser periódicamente monitoreadas y mantenidas dentro de los rangos óptimos, para una actividad satisfactoria de los microorganismos. Además del pH, alcalinidad y temperatura, otras condiciones operacionales deben ser monitoreadas, entre las que se incluyen, la composición del biogás, TRH, potencial de oxidación-reducción y concentración de los ácidos volátiles. En la tabla 6.2, se muestran algunos rangos de estos parámetros.

El control de los reactores anaerobios, es frecuentemente difícil, debido a varias condiciones operacionales que están interrelacionadas y que por ello, la alteración de una condición, puede afectar directa o indirectamente a las demás. Otra dificultad inherente a la operación de los reactores anaerobios, es la presencia de diferentes grupos de microorganismos, que poseen valores o rangos de valores, diferentes para una determinada condición operacional. (Gerardi, 2003).

Tabla.6.2. Condiciones operacionales necesarias para una actividad satisfactoria de los microorganismos metanogénicos (Gerardi 2003).

Condición	Óptimo	Marginal
Alcalinidad (mg CaCO ₃)	1500-3000	1000-1500
pH	6.8-7.2	6.6-6.8 7.2-7.6
Temperatura Mesofilica	30-35°C	20-30°C- 35-40°C
Temperatura Termofilica	50-56°C	45-50°C- 57-60°C
Ácidos Volátiles	50-500	500-2000

CAPITULO VII

TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES

Los procesos anaerobios han sido utilizados para el tratamiento de aguas residuales domésticas desde finales de siglo XVIII, inicialmente como un solo reactor para la separación de los sólidos y su digestión, y después como unidades separadas para el lodo primario y secundario, provenientes de sedimentaciones de plantas de procesos de tratamientos aerobios. Recientemente, son utilizados como unidades principales para la remoción de materia orgánica residual, especialmente en regiones tropicales y sub-tropicales.

En los últimas dos décadas, la tecnología de tratamiento anaerobio se desarrolló de manera extraordinaria para el tratamiento de aguas residuales específicas, principalmente de compuestos orgánicos solubles o fácilmente degradables en concentraciones elevadas.

El desarrollo de esta tecnología puede atribuirse a la aparición de reactores innovadores, como por ejemplo, los reactores anaerobios de lecho fijo, reactores anaerobios de lecho fluidizado y más recientemente los reactores de lecho expandido.

Los últimos desafíos de la tecnología anaerobia, parecían ser su aplicabilidad a las aguas residuales de baja carga, tanto doméstica como industrial; sin embargo, los últimos reportes de experimentaciones en estos campos hechos en países desarrollados, principalmente en Holanda y Japón, indican que la tecnología anaerobia, también está resolviendo los problemas de aguas residuales de baja carga orgánica, industrial y doméstica.

El tratamiento directo de aguas residuales con procesos anaerobios, son sin duda alguna, una opción muy atractiva y apropiada, especialmente para países emergentes (como México) y en desarrollo, toda vez que tienen bajos

requerimientos de energía para su operación, bajos montos de inversión y costos de mantenimiento, así como una baja producción de lodo, que destacan cuando se les compara con los tratamientos aerobios convencionales.

Para muchos países en desarrollo, que están enfrentando de forma acelerada problemas de incremento en la contaminación de sus cuerpos de agua, esta tecnología se torna más favorable y promisoría, ya que además el clima de muchos de estos países favorece la eficiencia de estos procesos. (Vemura y Harada, 2000)

Campos (1999), define a la digestión anaerobia como un proceso biológico, en el cual un consorcio de diferentes tipos de microorganismos en ausencia de oxígeno molecular, promueven la transformación de compuestos orgánicos complejos (carbohidratos, proteínas y lípidos), en productos más simples como metano y bióxido de carbono.

Las principales ventajas de los sistemas anaerobios son su baja producción de sólidos, entre 5 y 10 veces menor a la que se genera en procesos aerobios, así como un bajo consumo de energía, lo que hace que estos sistemas tengan costos de operación muy bajos, áreas de operación menores, bajos costos de implementación (del orden de 20-30 dólares per cápita); producción de metano, un gas combustible de elevado poder calorífico; posibilidades de preservación de la biomasa sin alimentación al reactor por varios meses, tolerancia a elevadas cargas orgánicas, versatilidad para aplicarla a pequeña y gran escala y bajo consumo de nutrientes, (Chemicharo, 1997)

Los primeros trabajos relacionados con el tratamiento anaerobio, fueron un poco contradictorios, ya que, a pesar de los aspectos positivos, presentaban algunas desventajas, como la producción de malos olores en algunos tipos de procesos. Algunas substancias orgánicas más complejas (como ácidos grasos, proteínas y detergentes), imponen a los sistemas anaerobios algunas limitaciones en términos de remoción de demanda química de oxígeno (DQO), toda vez que esta no es completamente removida.

La producción de olores desagradables, provocada generalmente, por ácidos carboxílicos de cadena pequeña y ácido sulfhídrico eventualmente, provoca en estos casos la necesidad de una deodorización, que se logra a través de un pos-tratamiento.

Algunas desventajas que se consideraban todavía en el pasado reciente, eran la demora en el arranque y puesta en marcha de una planta, usando el proceso anaerobio, así como la necesidad de operarlas, a temperaturas no menores a 18-20°C. Estas desventajas están siendo superadas con las nuevas tecnologías, como se verá más adelante en este estudio.

7.1. METABOLISMO ANAEROBIO

Aunque la digestión anaerobia es un proceso ampliamente conocido en la práctica, se posee en la actualidad una información muy limitada sobre su química y su microbiología. Esto es debido a que, una parte, bajo el punto de vista químico, se desarrollan cientos de posibles reacciones, cada una de ellas catalizada por enzimas específicas, para dar compuestos intermedios distintos. Por otro lado, en el aspecto microbiológico, el número de especies bacterianas presentes, es muy elevado y las relaciones entre ellas son altamente complejas.

En líneas generales se puede decir que durante la digestión, la biomasa de partida, compuesta de moléculas complejas (polisacáridos, proteínas, lípidos y lignina) se descompone en moléculas más pequeñas, proceso que se puede considerar que ocurre en cuatro etapas más o menos diferenciadas, para dar como productos finales, metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂). Cada una de las etapas es un conjunto de reacciones llevadas a cabo por la compleja población de microorganismos presentes en el digestor, cada una de las cuales cataliza sólo un cierto número de estas reacciones. La mayoría de los microorganismos oxidan determinados compuestos orgánicos para obtener energía para su crecimiento y utilizan compuestos carbonados específicos para sintetizar sus componentes celulares. Los productos finales de un grupo de microorganismos, suelen ser el alimento del grupo siguiente, de forma que a lo largo del proceso existe un delicado balance, que es necesario mantener para que la digestión se desarrolle correctamente. Las cuatro etapas por las cuales transcurre la digestión anaerobia se resumen a continuación y en la figura.7.1.se esquematizan estas fases con sus poblaciones específicas.

La primera etapa, es llamada la etapa o fase de hidrólisis, mediante la cual el material orgánico particulado es convertido en compuestos disueltos de menor peso molecular. En general las bacterias son incapaces de “utilizar” o degradar un material orgánico particulado, siendo necesario el “rompimiento” de este material en unidades más pequeñas. La hidrólisis de la materia orgánica insoluble es necesaria para convertir esos compuestos a un tamaño y forma, de tal manera que puedan pasar a través de los pared de la célula bacteriana, para que pueda usarla como fuente de nutrientes y energía (Kim et al 2003). El proceso de hidrólisis requiere de la intervención de las llamadas exo enzimas, que son excretadas por las bacterias fermentativas. Las proteínas son degradadas por medio de poli-péptidos para formar aminoácidos. Los carbohidratos se transforman en azúcares solubles y los lípidos son convertidos en ácidos grasos de cadena larga de carbono y glicerina.

Según Mahmoud et al (2003), la velocidad de conversión anaerobia de materia orgánica compleja, en la mayoría de los casos, esta limitada por la etapa de hidrólisis. La velocidad de hidrólisis, es altamente dependiente de la temperatura, toda vez que la hidrólisis es una reacción química catalizada por enzimas, las cuales son muy sensibles a la temperatura. El efecto de la temperatura en la velocidad de hidrólisis, puede ser descrita por la ecuación de Arrhenius. La temperatura de operación, tiene un efecto sustancial en la conversión de materia orgánica y consecuentemente en las características del lecho de lodos.

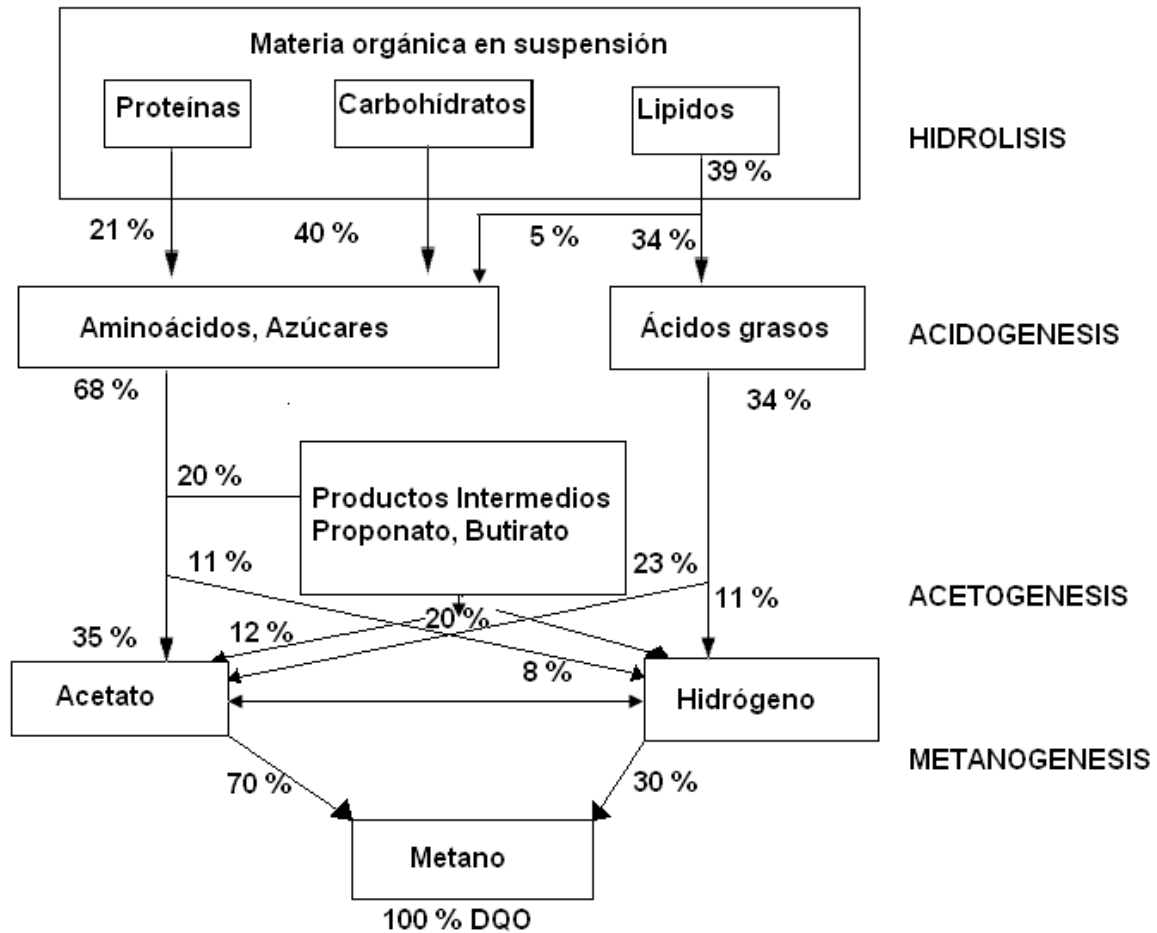


Figura.7.1. Representación de las rutas metabólicas en el proceso de la digestión anaerobia (Van Haandel y Lettinga, 1994)

En la segunda etapa, llamada acidogénesis, las bacterias fermentativas (o acidogénicas) fermentan los azúcares aminoácidos y ácidos grasos resultantes de la hidrólisis de la materia orgánica compleja, produciendo ácidos orgánicos, alcoholes, cetonas, dióxido de carbono e hidrógeno. Estas (las bacterias acidogénicas) actúan inmediatamente después de la hidrólisis del material orgánico en suspensión, siendo los que más se benefician energéticamente, ya que tienen las más altas velocidades de crecimiento del consorcio, siendo limitadas apenas, por una eventual disminución de la etapa de hidrólisis. (Chernicaró y Aquino, 2005).

En la tercera etapa, llamada acetogénesis, ocurre una conversión de los productos de la acidogénesis, en compuestos que forman los sustratos para la

producción de metano. Las bacterias sintróficas (o acetogénicas), convierten los productos intermedios (como butirato, propionato, etc.) en acetato, dióxido de carbono e hidrógeno. Estas reacciones ocurren naturalmente en los reactores anaerobios, en virtud de la interacción entre algunas especies del consorcio. (Chernicharo y Aquino, 2005).

La producción de metano que involucra al sistema ácido acético/acetato, es responsable de cerca del 75% del biogás producido, siendo el restante 25%, el que se genera vía dióxido de carbono-hidrógeno.

El biogás es un gas rico en metano y es combustible, con valores típicos de energía que varían entre 21-28 MJ/m³. El metano es un gas explosivo cuando se encuentra en concentración entre el 5 y 15% en volumen y su densidad es 0.72 Kg/m³, a 20°C. Para el hidrógeno, las mismas propiedades se sitúan entre el 4-74% y 0.09 Kg/m³ a 20°C. El CO₂ tiene una densidad igual al 1.97 Kg/m³ a 20°C. El poder calorífico del biogás, que consiste de 60% de metano y 40% de CO₂, varía entre 5.5 y 6.5 KW/m³, lo que convierte su producción muy atractiva, como un medio de generación de energía renovable (Evans y Furlong, 2003). Según Foresti et al (2002), para un buen desempeño de los reactores anaerobios, es imprescindible que los compuestos orgánicos sean convertidos en precursores inmediatos del metano, ya que en caso de que esta conversión no ocurra, la metanogénesis tampoco ocurrirá, generando la acumulación de productos de la fase de hidrólisis y la saturación en el reactor, comprometiendo todo el proceso.

En términos termodinámicos, algunas reacciones son favorables y otras no lo son, de acuerdo a la etapa del proceso anaeróbico, tal y como se presenta en la tabla 7.1.

Tabla.7.1.Comparación energética de algunas reacciones comunes en la degradación anaerobia. (Aquino y Chernicharo, 2005)

ETAPA	REACCIÓN	ΔG° (Kj/mol)
ACIDOGENESIS	$C_6H_{12}O_6 + H_2 \rightleftharpoons 2H_3CCOO^- + 2CO_2 + 2H^+ + 4H_2$ Glucosa Acetato	-206
	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2H_3CCH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$ Glucosa Propionato	-358
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2H_3C(CH_2)_2COO^- + 2CO_2 + H^+ + 2H_2$ Glucosa Butirato	-255
ACETOGENESIS	$2H_3CCH_2COO^- + 3H_2 \rightleftharpoons 2H_3CCOO^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$ Propionato Acetato	+76.1
	$2H_3CCH_2COO^- + 2HCO_3^- \rightleftharpoons 2H_3CCOO^- + H^+ + 3HCOO^-$ Propionato Acetato Formiato	+72.2
	$2H_3C(CH_2)_2COO^- + 2H_2 \rightleftharpoons 2H_3CCOO^- + H^+ + 2H_2$ Butirato Acetato	+48.1
METANOGENESIS	$H_3CCOO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^-$ Acetato Metano	-31
	$H_2 + \frac{1}{4}HCO_3^- + \frac{1}{4}H^+ \rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{1}{4}H_2O$ Hidrógeno Metano	-33.9
	$3HCOO^- + \frac{1}{4}H_2O + \frac{1}{4}H^+ \rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{1}{4}HCO_3^-$ Formiato Metano	-32.6

Tanto los microorganismos metanogénicos acetoclásticos, así como los hidrogenófilos, son muy importantes en el manejo del curso de la digestión anaerobia, ya que estos son responsables de la función esencial, de consumir el hidrógeno producido en las fases anteriores, ya que con esto, se propicia el abatimiento de la presión parcial del hidrógeno en el medio, haciendo posibles las reacciones acidogénicas y acetogénicas (Chernicharo, 1997).

Según Speece (1996), la conversión de propionato a acetato e hidrógeno es termodinámicamente favorable, solamente si la presión parcial del hidrogeno está por debajo de 10^{-4} atm. La conversión del hidrógeno a metano es termodinámicamente favorable solamente si la presión parcial está por debajo de 10^{-6} atm.

Ya que los microorganismos responsables de la conversión de H_2 a metano, deben operar en el rango de 10^{-4} - 10^{-6} atm, que está por debajo de su capacidad máxima, una vez que se ha formado el ácido propiónico (producto intermedio), la conversión a acetato, solo será posible, si existen poblaciones capaces de remover, de manera rápida y eficiente el hidrógeno formado en las reacciones acetogénicas, lo cual se consigue, gracias a la acción de las bacterias metanogénicas hidrogenófilas y a las bacterias reductoras del sulfato (Campos, 1999).

Además de los procesos fermentativos que generan el biogás, se pueden desarrollar otros procesos en el reactor anaerobio. En el reactor no se encuentra oxígeno disuelto(o si lo hay son cantidades muy pequeñas $< 2\text{mg/C}$), pero puede haber otros oxidantes alternativos, que permiten el desarrollo de bacterias que usan el catabolismo oxidante. Estos oxidantes son los nitratos y los sulfatos; reducidos a nitrógeno molecular, en un proceso denominado desnitrificación (que ya se ha mencionado en capítulos anteriores) y el sulfato es reducido a sulfuro (Campos, 1999).

7.2. METANOGÉNESIS

Para entender de manera integral, al importancia de la última fase de la digestión anaerobia, que se lleva a cabo en todos los reactores que usan este proceso, para eliminar o abatir la materia orgánica soluble presente en las aguas residuales, es decir la metanogénesis, es necesario quizás, analizar y puntualizar algunos aspectos y conceptos de esta etapa, que como se ha asentado ya, controla todo el proceso de la digestión anaerobia.

Las bacterias metanogénicas, son microorganismos anaerobios estrictos; su nombre deriva de la habilidad que tienen para formar metano, como producto final de su metabolismo energético. Las bacterias metanogénicas, son el grupo más grande entre las arqueobacterias, y se encuentran distribuidas en todo el mundo y tienen una función importante en el ciclo del carbono, pues los hábitats anóxicos, con bajas concentraciones de sulfato (como los sedimentos de agua dulce, campos de arroz, pantanos y tracto digestivo de los rumiantes), las bacterias metanogénicas, catalizan las reacciones terminales en la degradación completa de los compuestos orgánicos, a metano y dióxido de carbono, de manera que anualmente se generan 10^9 toneladas de metano en todo el mundo (Jones et al, 1987).

Las bacterias metanogénicas, son diversas en morfología (cocos, bacilos, espirilos y sarcinas), miden de 0.5 a 0.8 μm de ancho y de 0.8 a 7 μm de largo. Se desarrollan en ambientes de pH entre 6.5 y 7.8, pero algunos pueden resistir valores de pH extremos. Por ejemplo la metano-bacterium sp crece en pH's de 5 y todavía produce metano a pH de 3. Por otro lado, la methanobacterium thermoalcaliphilum, crece adecuadamente en pH's de 10. Los metanógenos viven en una gran variedad de regímenes térmicos; desde 2°C en sedimentos marinos, hasta 100°C en zonas geotérmicas. La mayoría son mesófilas (27-40°C) y algunas son termófilas (45-65°C). Los organismos metanógenos tienen fama de ser los más estrictos de los anaerobios, pero, aunque no pueden crecer o producir metano en presencia de oxígeno, son tolerantes a él. Un caso sobresaliente es el de Methanosarcina barkeri, que mantiene su viabilidad por más de 24 horas expuestas al aire. Lo que suponen Kato y colaboradores (1993), es que la tolerancia de los metanógenos, en varios lodos granulares, se debe a que algunas bacterias facultativas del consorcio, consumen el oxígeno, creando microambientes anaerobios. También existe alguna evidencia de adaptación de los metanógenos al oxígeno, pues en ellos se ha encontrado la enzima superóxido-dismutasa (Kirby et al, 1982). Los metanógenos pueden encontrarse en agua dulce o hasta en ambientes hipersalinos. Los metanógenos de agua dulce, requieren al menos 1mM de Na^+ , pues su transporte al interior está involucrado en la bioenergética de la metanogénesis. Como otros organismos, los metanógenos

se adaptan a la salinidad, acumulando residuos compatibles en su citoplasma, para igualar la osmolaridad, dentro y fuera de la célula (Jarrell y Kalmokoff, 1988).

Las bacterias metanogénicas tienen algunas características inusuales, como una pared celular sin mureína, su membrana presenta lípidos poli-isoprenoides (por ello son resistentes a varios de los antibióticos comunes) y tienen 6 coenzimas, que no se presentan en otros organismos (5 de las cuales están caracterizadas estructuralmente), lo que hace que la bioquímica asociada a la metanogénesis sea muy particular (Ferguson, 1994).

Se clasifican en cinco ordenes: Methanobacteriales, Methanococcales, Methanomicrobiales, Methanosarcinales y Methanospirales (Ferry, 1993).

La mayoría de las bacterias metanogénicas, pueden ser cultivadas en medio mineral; el amoníaco sirve generalmente como fuente de nitrógeno, aunque algunas bacterias también pueden fijar el nitrógeno molecular. El sulfuro, es la fuente de azufre más usada; mantiene un ambiente reductor libre de oxígeno y es usado en la síntesis de proteínas y coenzimas (Junes, Jarrell y Kalmokoff, 1988). El crecimiento es estimado o requiere de una o más vitaminas, cuando se les cultivan, normalmente se agregan 10 vitaminas solubles; y todas parecen necesitar níquel, cobalto y hierro (Florencio, 1994).

7.3. INTERACCIÓN CON OTROS MICROORGANISMOS

Los metanógenos, generalmente compiten con otros tres grupos metabólicos anaerobios: bacterias sulfato-reductoras, desnitrificantes, acetogénicas y reductoras de hierro férrico. Las sulfato-reductoras y desnitrificantes, pueden usar una mayor diversidad de donadores de electrones: ácidos orgánicos, alcoholes, aminoácidos y compuestos aromáticos. Las acetogénicas, usan azúcares, purinas y grupos metoxilo, de compuestos aromáticos metoxilados.

Las reductoras de Fe^{+3} , solo han sido descritas recientemente, pero cuando en el ambiente hay una limitación del sustrato que es fuente de electrones, ganan en competencia con otros organismos, si su aceptor de electrones está presente. Esto está de acuerdo con los valores ΔG° para las reacciones, pero las diferencias entre los valores no son muy grandes, con un 12.5% mas

favorables para la reducción de sulfato, que para la metanogénesis, usando H₂ como el donador de electrones.

7.4. SUSTRATOS USADOS EN LA METANOGENESIS

A pesar de la gran diversidad filogenética de los metanógenos, estos tienen una gran especialización catabólica y solo pueden consumir un número pequeños de compuestos simples, la mayoría, con un solo átomo de carbono.

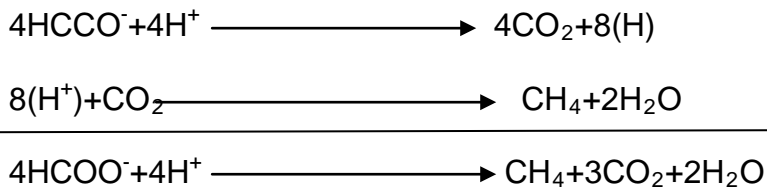
Muchos metanógenos emplean solo uno o dos sustratos, por ejemplo, *Methanosphaera stadtmanae*, se restringe a H₂-MeOH y *Methanotherix Soehngenii* solo a acetato. La mayor versatilidad, la presentan algunas especies del género *Methanosarcina*, que pueden oxidar hasta siete sustancias. *Methanosarcina barkeri* crece en H₂-CO₂; metanol+H₂, metilaminas y acetato (Jones, 1993). Una consecuencia de esta especialización, es que en muchos de los hábitats anaerobios, los metanógenos dependen de otros organismos para obtener sustratos. Por lo tanto, se requiere de la interacción de distintas especies anaerobias, para convertir materia orgánica en metano. Con excepción del acetato, la adaptación a un cambio de sustrato es relativamente rápida. Adaptar un cultivo crecido en metanol, para el consumo de acetato, usualmente toma varias semanas (Zinder, 1993).

No es claro el porque, los metanógenos no pueden usar moléculas mas complejas. Una de las razones, puede ser su composición enzimática diferente y especializada, incapaz de competir con microbios fermentativos especializados, en sustratos más complejos (Zinder, 1993).

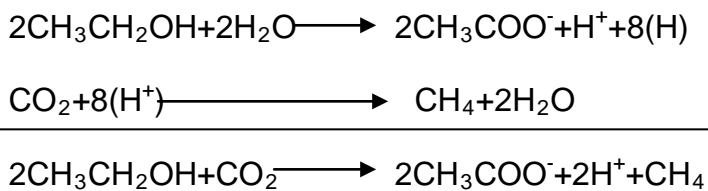
Los sustratos usados para la metanogénesis, pueden clasificarse en dos grupos:

- 1).- Los que forman metano, por la reducción del CO₂ (como formato y etanol).
- 2).- Los que forman metano, por la reducción de un grupo metilo (metanol, acetato).

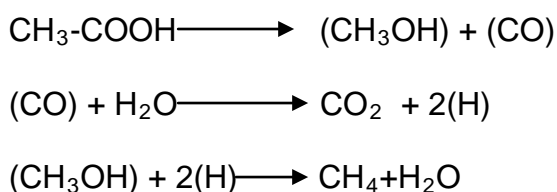
La mayoría de los metanógenos forman metano, por la reducción del CO₂ con H₂. El 50% de las especies usa formato como sustrato. La relación estequiométrica se muestra en la siguiente ecuación:

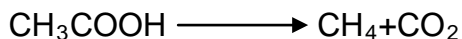


Se han aislado algunos metanógenos que pueden usar alcoholes primarios y secundarios, como etanol, 1-propanol ó 2-propanol, 2-butanol y ciclo pentanol. Los alcoholes primarios, son oxidados a sus ácidos correspondientes (Daniels, 1993). En el caso del etanol se tiene:



En cuanto al acetato, este es el sustrato metanogénico más importante en la naturaleza. Aproximadamente, un 70% del metano formado biológicamente, procede del acetato, sin embargo, solo unas pocas especies de Methanosarcina y Methanotrix, han mostrado conversión de acetato a CO₂ y CH₄. La conversión del acetato, implica el rompimiento del enlace C-C del Acetil-Co A, por la enzima monóxido de carbono deshidrogenasa, para producir CH₃OH y CO, ligados a la enzima. La formación del metano, se hace con equivalentes derivados de la oxidación del monóxido de carbono:





El acetato, es el sustrato metanogénico, que menos energía libre produce y la *Methanosarcina* lo usa, solo cuando las otras fuentes de energía se han consumido (Daniels, 1993).

7.5. COMPETENCIA POR EL HIDRÓGENO

El hidrógeno en los ambientes metanogénicos, es producido y consumido simultáneamente, por lo que su concentración en estado estacionario, es baja en los ambientes que reciben escasa materia orgánica. El H_2 es uno de los principales productos de fermentación en muchas especies de bacterias anaerobias, hongos y protozoos. En las bacterias anaerobias, la magnitud de los umbrales de H_2 , parecen depender de la termodinámica de la reacción de consumo de H_2 ; así las concentraciones umbral se reducen a mayores potenciales redox, de las reacciones productoras de energía, de manera que el umbral de H_2 , se reduce en el siguiente orden:

Homoacetogénesis → metanogénesis → sulfatorreducción → nitratorreducción
(Conrad, 1996).

Estudiando los umbrales para H_2 en los anaerobios hidrogenófilos, se ha encontrado una correlación inversa entre la energía libre disponible para la reacción y el umbral. El umbral para los metanógenos (10-70nM), es mucho menor que para los acetógenos, mientras que para las sulfato-reductoras es todavía más bajo (Conrad y Wetter, 1990). Así, las sulfato-reductoras pueden reducir la presión parcial del hidrógeno, a un nivel tan bajo, que los metanógenos no pueden usarlo. En los ambientes anaerobios, la baja presión parcial del H_2 solo se puede alcanzar, por una transferencia inter-especies de hidrógeno molecular, de una bacteria productora de hidrógeno, a una metanógena que oxida este hidrógeno. Se han encontrado micro-colonias simbióticas en lodo granular, formadas por consumidores de propionato o butirato y por metanógenas, que utilizan el hidrógeno producido.

Esencialmente, el consumidor de hidrógeno, propicia la reacción del productor de hidrógeno, eliminando a éste y manteniendo baja su presión parcial.

7.6. FACTORES QUE AFECTAN AL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

La naturaleza y composición del sustrato de partida, dicta el régimen del proceso, pero así y todo, existe un grupo de variables que influye ostensiblemente sobre el sistema, por lo que es necesaria su medida y control, con objeto de intentar que se produzca la digestión en las mejores condiciones posibles. Estas variables son las siguientes:

- Temperatura.
- pH.
- Contenido de sólidos.
- Nutrientes.
- Tóxicos.

La digestión anaerobia puede llevarse a cabo en un amplio rango de temperatura (5-65°C), dentro del cual, aparecen dos zonas claramente definidas, correspondientes a dos grupos diferentes de bacterias: las bacterias mesofílicas, que se desarrollan entre los 5 y los 40°C, y las bacterias termofílicas, que lo hacen en un rango de 40 a 65°C.

En general, se opera en el rango mesofílico; como sucede en la mayoría de los procesos biológicos, la velocidad de producción de metano se duplica aproximadamente cada 15°C, encontrándose un óptimo de funcionamiento, alrededor de los 35°C. Esta temperatura combina las mejores condiciones de crecimiento de las bacterias, con la mayor velocidad de producción de metano.

El mantenimiento de un equilibrio ácido-base, (valor del pH) adecuado en el transcurso de una digestión, es uno de los principales problemas que tiene el proceso, debido a la acusada influencia que tiene la acidez del medio, sobre la producción de gas, habiéndose encontrado que el rango óptimo de pH es de 6,6 a 7,6. El valor del pH no sólo determina la producción total del biogás, sino lo que es más importante, su composición en metano, ya que por debajo de un pH de 6,2, la acidez existente en el digester, inhibe fuertemente la actividad de las bacterias metanogénicas y por debajo de un pH de 4,5, la inhibición afecta también a las acidogénicas. Efectos similares se detectan a valores del pH por encima de 8,5.

El contenido en sólidos de la biomasa a digerir, es un factor que influye de manera considerable en el proceso anaerobio. Si la alimentación está muy diluida, los microorganismos no tienen alimento suficiente para sobrevivir. Por el contrario, una alimentación muy concentrada, reduce la movilidad de las bacterias y, por tanto, la efectividad del proceso, al dificultar el acceso de aquéllas a su fuente de alimentación.

En líneas generales, el contenido de sólidos de la alimentación, influye sobre el tamaño del digester y el tiempo de duración del proceso, siendo también de importancia, aunque no bien establecida cuantitativamente, el tamaño (grado de desmenuzamiento) de los mismos.

Una célula microbiana contiene una relación de nutrientes C:N:P:S de aproximadamente 100:10:1:1. Por ello, y para que se produzca el crecimiento y la actividad microbiana, estos elementos han de estar presentes y disponibles en el medio y su ausencia o escasez pueden, de hecho, reducir la velocidad del proceso de digestión anaerobia.

En cuanto a los posibles tóxicos, dado que la digestión anaerobia tiene etapas llevadas a cabo por microorganismos estrictamente anaerobios, la primera sustancia tóxica a citar es el oxígeno. Concentraciones elevadas de amoníaco, producidas por un exceso de nitrógeno en la biomasa, también inhiben la digestión. Aunque se ha citado la necesidad en el medio de sales minerales, excesos de sales pueden inhibir el proceso. También pueden ser tóxicos para los microorganismos diversas sustancias orgánicas; se trata de algunos disolventes, (alcoholes y ácidos de cadena larga en elevadas concentraciones), los pesticidas y los detergentes

7.7. BIOMASA EN LOS SISTEMAS ANAEROBIOS

De acuerdo con Costerton, (1995), una biopelícula, se define como una población de bacterias adheridas unas a otras y a una superficie o a una interfase, incluyendo en esta definición a los agregados de floculos microbianos, componentes de la biomasa autoinmovilizada o granulada en poblaciones adheridas o no, a un medio de soporte.

En el crecimiento disperso, la biomasa se desarrolla de manera aleatoria en el medio líquido, sin ninguna estructura de sustentación. En el crecimiento adherido, la biomasa se fija a un medio de soporte donde crece y se desarrolla, formando una bio-película. La matriz del medio de soporte, puede ser un material sólido natural (piedras, arena) o artificial (plástico) o constituido por la propia biomasa aglomerada, formando un granulo. La adherencia está influenciada por las interacciones célula-célula, por la presencia de moléculas de polímeros en las superficie y por la composición del medio (Sperling, 1996). En la bio-película, los compuestos necesarios para el desarrollo de la población bacteriana, como materia orgánica y nutrientes, son atraídos a la superficie y después de adherirse a ella, son transportados a través de la bio-película por mecanismos de difusión, donde son metabolizados por los microorganismos. Los sólidos de naturaleza coloidal en suspensión, no consiguen difundirse a través de la biopelícula, haciéndose necesario, ser hidrolizados a moléculas de menores dimensiones para su aprovechamiento. Los productos finales del metabolismo son transportados en sentido contrario, en la dirección de la fase líquida (Sperling, 1996).

El agregado de microorganismos anaerobios, en forma de 'gránulos', es una forma de autoinmovilización, que optimiza la cooperación entre los organismos asociados, debido básicamente, a que se reduce la distancia de difusión para la transferencia de metabolitos, actuando también, como una forma de protección contra factores ambientales adversos, así como contra la presencia de compuestos inhibidores y tóxicos. (Vazzoller et al, 1999).

Los gránulos son partículas discretas con características especiales, que los convierten en "materiales" más fácilmente "manejables", en el interior de las

unidades de tratamiento. La formación de estos gránulos, es un proceso mediante el cual, la biomasa floculenta (no discreta), forma gránulos discretos y bien definidos, los cuales pueden tener varios milímetros de diámetro. La biomasa granular tiene ventajas importantes, en relación a la biomasa floculenta, tales como, mayores velocidades de sedimentación y actividad específica.

Los gránulos, usualmente poseen una estructura y límites bien definidos, siendo identificados fácilmente, como entidades separadas del líquido, durante las fases de sedimentación y de mezcla. El proceso de granulación es, sin embargo, un proceso complejo, debido a la interacción de muchas especies de microorganismos y de varios factores ambientales; es en realidad una adhesión o agregado microbiano que es el resultado de numerosas interacciones, entre los microorganismos con una superficie con la cual están asociados, la cual puede ser un sólido inerte, una partícula orgánica u otros microorganismos (Ong et al, 2002).

Un consorcio microbiano, macroscópico, presente en los gránulos, está formado por diferentes grupos de microorganismos funcional y filogenéticamente diferentes, como se muestra en la figura 7.2, que realizan una serie de procesos complejos, interrelacionados paralela y secuencialmente.

Los microorganismos metanogénicos, componentes microbianos importantes de los gránulos anaerobios, crecen lentamente en las aguas residuales y su tiempo de generación, puede variar desde 3 días a 35°C, hasta valores tan altos como 50 días a 10°C. Cuando los valores de temperatura dentro de un reactor son disminuidos por debajo de los 30°C, la actividad de los microorganismos metanogénicos, se reduce considerablemente. Esta es la principal razón por la cual los reactores tipo UASB, deben ser operados a temperaturas entre 30 y 35°C, para que se obtenga un buen desempeño en ellos y los resultados, sean los esperados. (Liu-Tay, 2004).

Sin embargo, cuando se analice con detalle, la tecnología anaerobia de los reactores EGSB, se verá que esta limitación es superada y los reactores

pueden operar con buen desempeño de los agregados microbianos, incluso a temperaturas de entre 8-10°C.

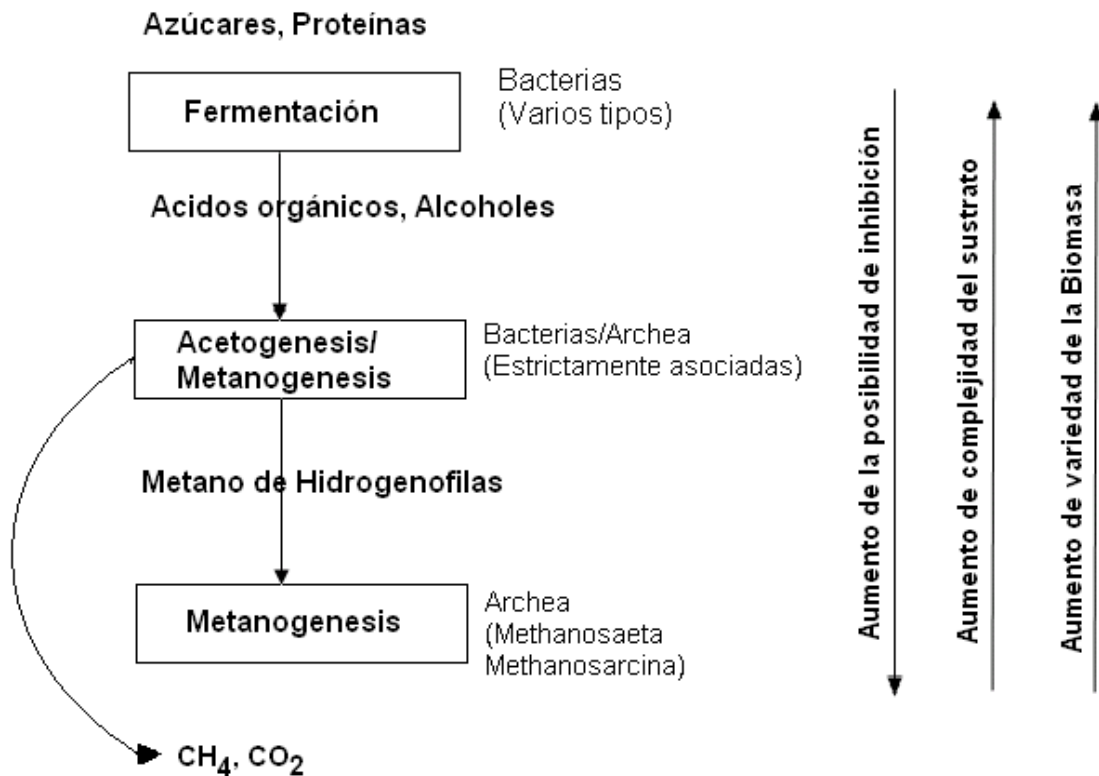


Figura.7.2. Proceso de conversión intracelular de los principales consorcios microbianos en los sistemas anaerobios (Batstone et al. 2005).

Según Liu y Tay (2004), la formación de gránulos, puede ser propiciada con velocidades ascensionales (en el reactor), relativamente altas, lo que combinado con tiempos de residencia hidráulicos (TRH) cortos, acentúa y favorece esta tendencia. Un TRH largo, asociado con una baja velocidad ascensional de agua residual/lecho de lodos, favorece el crecimiento bacteriano, pero de una manera dispersa y es menos favorable para la

granulación microbiana. Por el contrario, un TRH corto y una velocidad ascensional del líquido alta, “arrastra” a las bacterias, que bajo esas condiciones, desarrollan una tendencia a ‘asociarse’ y promover la formación de los “gránulos” de lodo. Los resultados muestran que, un lodo anaerobio floculento puede ser convertido en un lodo anaerobio granular, manipulado, sobre todo, estas dos variables.

Otro factor importante en la formación de lodo granular, es la carga orgánica aplicada al reactor, la cual controla las características de formación del lodo, en lo que se refiere a su resistencia (compactación), ya que se ha encontrado que esta característica, es la principal responsable de la “resistencia” de los gránulos; encontrándose que, a mayor ‘resistencia’ de sus gránulos (solidez y compactación), mayor es la remoción de DQO. Esta resistencia de los gránulos, también se asocia con una concentración de AGV, menor a 200mg/L en el reactor, lo cual como se verá más adelante, son características que se pretenden mantener en el proceso, para favorecer esta condición del lodo que es crucial para toda la operación de remoción de DQO (Ghangrekar et, al.,2005).

Según (Zhang et al., 1996), la fuerza motora responsable del proceso de granulación, es la variación cíclica de las condiciones de abundancia y escasez del sustrato (variación de la relación F/M, que es la relación de concentración del sustrato, a la biomasa), durante la operación de un reactor anaerobio, indicando que al final de la etapa de reacción, la relación F/M, adquiere su valor más bajo, generando las condiciones mas favorables para la sedimentación.

Una biomasa de baja sedimentabilidad, tiende a ser “lavada” (sacada del reactor) con el efluente, lo que no sucede con la biomasa granular activa, cuya velocidad de sedimentación es alta, lo que la retorna al cuerpo o fondo del reactor, permitiendo con ello, una mayor eficiencia de retención de sólidos volátiles en el interior del reactor.

Además de la mayor velocidad de sedimentación, otra ventaja de la biomasa granular, es el hecho de que, permite al reactor tratar cargas orgánicas volumétricas altas, con una mayor estabilidad y eficiencia, que cuando esta

biomasa no tiene las características de granulación, además de su mayor actividad específica que presenta, lo que permite asimismo, tratar volúmenes más altos de materia orgánica, contenida en el agua residual (Wirtz e Dague, 1996).

En los reactores anaerobios conteniendo biomasa en forma de gránulos, esta se puede acumular formando capas densas, prácticamente estacionarias en el fondo del reactor. La agitación hidráulica y la densidad del lodo, son por lo tanto, esenciales en la movilidad de la biomasa en forma granular en el interior del reactor. Además de eso, el grado de agitación definirá la expansión del lecho de lodos, evitando la formación de zonas muertas, flujos preferenciales, cortos circuitos hidráulicos, etc. que resultan, en la disminución del espacio interior y de las condiciones de operación del reactor que propiciarán un deficiente contacto entre la biomasa y el influente, perjudicando su desempeño y eficiencia. (Campos, 1999).

CAPITULO VIII

EL PROCESO DE LECHO DE LODOS GRANULAR EXPANDIDO (EGSB)

8.1. BASES DEL PROCESO ANAEROBIO

El proceso de degradación anaerobia se lleva a cabo en ausencia de oxígeno. Un gran número de microorganismos que trabajan en serie o en serie-paralelo, degradan la materia orgánica en sucesivas etapas. En una aproximación general, podemos diferenciar, como ya hemos visto en capítulos anteriores, cuatro etapas fundamentales: La hidrólisis, la acidogénesis, la homoacetogénesis-acetogénesis y por último la metanogénesis.

En el proceso anaerobio, solo una pequeña cantidad de energía contenida en el sustrato, es utilizada en el mantenimiento y crecimiento celular, quedando una gran parte en los productos, en forma de biogás; esto hace que el tiempo de crecimiento sea lento, lo que condiciona el diseño y la operación de los digestores anaerobios. En la tabla 8.1, (Lema et al 1992, adaptada de Henze y Harremoos, 1983) se presentan los parámetros cinéticos correspondientes a diferentes grupos tróficos.

Estos parámetros son: la velocidad específica máxima de crecimiento (μ_{max}), que nos da información sobre la velocidad de crecimiento de la biomasa, en

condiciones favorables, donde no hay limitaciones por sustrato; el rendimiento celular (Y_{xs}), que indica la fracción de sustrato destinada al crecimiento celular; la constante de saturación (K_s), que indica la avidez de un grupo por un determinado sustrato y la actividad específica máxima (r_s), que indica la cantidad máxima de sustrato utilizada por unidad de biomasa, en la unidad de tiempo.

Se observa que las velocidades de crecimiento son pequeñas y que, dado el bajo rendimiento celular, la conversión de sustrato en masa celular es también pequeña, por lo que la velocidad de generación microbiana es en general lenta. Esto representa una de las ventajas del proceso, porque de esta manera la producción de lodo es baja, pero por otra parte supone tiempos de puesta en marcha mas largos, para conseguir la suficiente cantidad de biomasa, cuando no se inocula al reactor. Además, es necesario mantener una elevada concentración de biomasa, debido a la relativamente baja actividad específica máxima que presenta una población anaerobia; 0.5 – 2.5 g DQO/g SSV.d (en los tratamientos anaerobios tradicionales), sobre todo cuando se manejan elevadas velocidades de carga orgánica.

Tabla.8.1. Parámetros cinéticos característicos de diferentes grupos tróficos en procesos de digestión anaerobia

	μ_m (d-1)	Y_{xs} gssv/g DQO	K_s gDQO/L	V_s gDQO/gssv.d
Acidogénicos Metanogénicos (Acetoclasticos)	2.0	0.15	0.2	13
Methanotrix sp.	0.16	0.05	0.037	2
Methanosarcina sp.	0.45	0.05	0.350	9
Sulfato- reductoras	4-6	0.10	0.007	50
Biomasa (digestor anaerobio) (*)	0.1-0.46	0.18	0.1-1.4	0.5-2.5

Bacterias (genérico)	2.4-40	0.50	---	----
----------------------	--------	------	-----	------

(*) valores típicos para la biomasa de un digestor anaerobio que trata influentes complejos.

Debido a la gran cantidad de microorganismos que intervienen en el proceso anaerobio, hay que delimitar las condiciones ambientales óptimas para cada uno de ellos, para optimizar el proceso globalmente.

8.2. TECNOLOGÍA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

En los últimos 25 años, se ha avanzado mucho en el conocimiento del proceso anaerobio en el tratamiento de residuos líquidos, sin embargo, su implantación no ha sido tan rápida como se esperaba por parte de los investigadores. Las posibles razones de este retraso, pueden encontrarse en la fluctuación acentuada en los precios de la energía, en algunas experiencias negativas, en la necesidad de pos-tratamiento y en las grandes inversiones que se requerían en los sistemas anaerobios. (Switzwnbaum, 1995).

Los primeros reactores anaerobios que se utilizaron, fueron el digestor de mezcla completa y el proceso de contacto anaerobio. En el primero, el tiempo de retención de los sólidos era igual al tiempo de retención hidráulico y en el segundo, se incorporó un decantador después del tanque, para clarificar el efluente y re-circular los lodos, con lo que se consiguió aumentar el tiempo de retención de los sólidos en este diseño. En los procesos modernos, denominados de alta tasa o alta velocidad, la característica común a todos ellos, es la retención de la biomasa dentro del reactor, de manera que el tiempo de retención de los sólidos, es mucho mayor que el tiempo de retención hidráulico, por lo que se consigue aumentar la eficiencia del proceso (Lettinga, et al., 1983). La clasificación de los reactores anaerobios de alta velocidad, se puede hacer en función de la manera en la que retienen la biomasa:

* Los que retienen la biomasa, en los intersticios de un material de soporte y en la superficie del soporte, como el filtro anaerobio (FA).

* Los que se basan en la inmovilización de la biomasa sobre superficies fijas, como el proceso anaerobio de película fija (Anaerobic Fixed Film), AFF, o sobre partículas móviles, como el proceso anaerobio de película adherida y lecho expandido, (Anaerobic Attached Film Expanded Bed, AAFEB)

* Los lechos de lodos de flujo ascendente, en los que la biomasa queda retenida por sedimentación en la parte baja del reactor, en forma de gránulos o flóculos y donde el contacto entre el influente y la biomasa, se da en una zona de reacción a lo largo del lecho de lodos, restringido, expandido o de doble fase, como en los procesos de los reactores UASB, (reactor anaerobio de flujo ascendente), EGSB, reactor anaerobio de lecho granular expandido o de doble fase y el reactor IC (de circulación interna).

De estos tres tipos de reactores de alta velocidad, los que nos interesan, para propósitos de este trabajo, son los de lecho de lodos sin soporte, también llamados de última generación, por su alta eficiencia de tratamiento alcanzado y por su velocidad y versatilidad en el tratamiento de aguas residuales de alta o baja carga orgánica, a diferentes rangos de temperatura, desde 8-10°C hasta 35-40°C.

Los reactores de lecho expandido/fluidizado, tienen el mismo fundamento. Las bacterias son inmovilizadas sobre pequeñas partículas de soporte sólidas (autoinmovilizadas) y lo único que varía, es el grado de expansión del lecho. Cuando se parte de un lecho poroso y se aumenta la velocidad superficial del fluido, se alcanza una situación inicial, caracterizada por el alargamiento del lecho, aún existe contacto físico entre partículas, la porosidad aumenta y se obtiene un lecho expandido, si la velocidad superficial del fluido continua aumentando; el grado de expansión del lecho es tal, que las partículas dejan de estar en contacto entre sí, desplazándose arriba y abajo en un movimiento típico de lecho fluidizado. Con este sistema se consigue, que la totalidad de la película bacteriana esté en contacto con el agua a tratar, aumentando la eficacia del sistema.

El reactor UASB, fue desarrollado en Holanda por Lettinga y sus colaboradores a final de los años 70. El diseño de un reactor UASB, consiste en una zona de reacción en la parte inferior, en la que se acumula la biomasa, la de mejor sedimentabilidad, en el fondo y encima los lodos más ligeros, formando todo el lecho de lodos. Un separador gas-sólido-líquido en la parte superior, impide la salida de los sólidos del reactor, separándolos del gas producido y del efluente líquido.

Las grandes concentraciones de biomasa con elevada actividad, permiten el funcionamiento a altas velocidades de carga orgánica con buenas eficiencias de remoción. Esta biomasa puede estar en forma de gránulos compactos (la más deseada) o en forma de lodo floculento con buena sedimentabilidad.

En la evolución de los tratamientos anaerobios de alta velocidad, el reactor UASB, ha jugado un rol importante, convirtiéndose probablemente, en la alternativa más usada. En este reactor, se puede retener una alta concentración de lodo, con un equipo muy simple y un bajo costo de equipo y mantenimiento (Lettinga et al., 1997). Esta elevada concentración de lodos, permite la operación de estos reactores bajo elevadas cargas orgánicas, además de que la cinética de la degradación, es mejorada debido a la inmovilización en los gránulos de lodo, de un consorcio sintrófico equilibrado y al mejoramiento de la tasa de transferencia metabólica, entre las especies del consorcio microbiano (Schmidt y Ahring, 1996).

Una característica importante del proceso anaerobio de lecho fluidizado (del tipo de reactores UASB), es que, el lodo granular (de 1 a 3 mm de diámetro) puede desarrollarse en esos sistemas. Estos gránulos tienen una alta densidad, combinada con una elevada velocidad de sedimentación, una excelente resistencia mecánica y una muy buena actividad específica metanogénica. Consecuentemente el uso de lodo granular ofrece, en principio, importantes beneficios. Sin embargo, si el lodo granular sedimenta muy bien y el agua residual tiene una baja concentración orgánica y por lo tanto baja producción de biogás, pueden aparecer algunos problemas en un reactor UASB convencional, tales como, flujos preferenciales, cortos circuitos hidráulicos, y zonas muertas en el volumen del reactor.

El concepto de reactor EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) Lecho de lodo granular expandido, se desarrolló recientemente para superar las imitaciones que se presentan en un reactor UASB.

El reactor EGSB, es una modificación de la tecnología tradicional usada en los reactores UASB. Ambos usan lodo granular, pero el reactor EGSB opera a elevadas velocidades superficiales (4-10m/h), las cuales se obtienen al incorporar una alta tasa de recirculación, combinada con una elevada relación altura/diámetro del reactor. Esto provoca un excelente mezclado hidráulico, lo que mejora el contacto agua residual-lodo granular.

Tradicionalmente, la digestión anaerobia, se ha aplicado al tratamiento de aguas residuales de alta y media concentración, pero en años recientes, se han desarrollado esfuerzos crecientes para establecer la factibilidad de tratar aguas residuales diluidas o de baja concentración orgánica, aplicando la tecnología de tratamiento anaerobio de alta tasa. En la operación de aguas residuales con DQO's bajas, las concentraciones bajas de los diferentes sustratos, están presentes en el reactor, lo cual produce una actividad bacteriana disminuida. En un reactor tradicional UASB, esto traería como consecuencia la formación de rutas preferenciales de agua residual, a través de la cama de lodos y por lo tanto, un pobre contacto entre el influente líquido y el lodo granular. Las elevadas velocidades superficiales de los reactores EGSB, mejoran la velocidad de transferencia de masa (Kato et al, 1994), además de que se ha comprobado, ser ideal para el tratamiento de compuestos tóxicos biodegradables o inhibitorios.

Puesto que operan con altas tasas de recirculación, la entrada al reactor se diluye a niveles, que elimina su riesgo para la actividad bacteriana (Zoutberg y Been, 1997). Las velocidades superficiales, han demostrado también, tener un efecto importante sobre el tamaño y la actividad anaeróbica de los gránulos de lodo (Arcand et al. 1994, Guiot et al, 1992).

En trabajos relacionados con este aspecto, conducidos por Yoochatchavai, Ohashi y Harada en la universidad de Nagaoka en Nigata, Japón, estos investigadores usaron un reactor EGSB y demostraron, que fue posible tratar agua residual urbana de baja concentración, (<1g DQO/L) usando la recirculación del efluente tratado, para mejorar la accesibilidad del agua residual a la bio-película del consorcio microbiano en el gránulo de lodo.

El efecto neto de la recirculación, puede ser un factor que incide en el incremento de la eficiencia de remoción de la DQO. Sin embargo cuando tratamos aguas residuales en un reactor EGSB, con bajas concentraciones (0.3-0.4g DQO/L), encontramos algunas dificultades, en términos de granulación del lodo retenido y por lo tanto, con la operación estable del reactor. La dificultad parece incrementarse, a partir de la disminución de la concentración del sustrato, que es causada por la recirculación del efluente tratado; ya que la cinética del proceso y en particular la cinética del crecimiento biológico, que está basado en la tasa de crecimiento de la biomasa y la tasa de utilización del sustrato, son la clave para la operación y desarrollo del sistema de tratamiento anaerobio de aguas residuales. La limitación de la utilización del sustrato durante la operación de un sistema anaerobio, siempre se relaciona con el valor de la constante de saturación media (K_s), basado en la cinética de Monod. En esos casos, una concentración extremadamente baja del sustrato, retrasa las tasas de crecimiento y utilización del sustrato de la bacteria, resultando en niveles de actividad de la biomasa, que están por debajo de la óptima.

El concepto del proceso de remoción en un reactor EGSB, es particularmente útil a bajas temperaturas y en aguas residuales con concentraciones relativamente bajas, cuando la tasa de producción de biogás y consecuentemente, la intensidad de mezclado inducido por el (biogás), son relativamente bajas.

Bajo estas condiciones, el alto contenido de energía cinética del influente y la elevación de la altura de la cama de lodo granular, contribuyen a un mejor desarrollo del sistema, comparado con el que se observa en un reactor UASB tradicional.

Adicionalmente, en un reactor EGSB, debe instalarse un buen sedimentador, ya que de otra manera, la remoción de materia orgánica particulada presente en el influente, será muy pobre, sobre todo, cuando se manejan elevadas velocidades superficiales (ascensionales) del líquido, ya que serán seguramente arrastradas por la cama de lodo granular y saldrán del reactor con el efluente. Por otro lado la materia coloidal, es parcialmente eliminada, como resultado de la sorción de los 'flocs' de lodo.

La digestión anaerobia usando la tecnología de alta tasa de lecho granular expandido en reactores EGSB, tiene una potencial aplicación, en prácticamente todos los ámbitos del tratamiento de aguas residuales de alta, media o baja concentración, con elevadas o medias tasas de carga orgánica y algo muy importante, que solo recientemente se ha desarrollado, es el uso de estas tecnologías a bajas temperaturas, por debajo incluso, de los 8°C.

Esta tecnología conserva todos los beneficios de un sistema anaerobio tradicional del tipo UASB, tales como: producción de energía a través del biogás, baja producción de lodo, bajos requerimientos de espacio y volumen, ofreciendo adicionalmente, otros importantes beneficios, tales como:

- * Cargas orgánicas, varias veces mayores, que aquellas que puede aceptar un sistema anaerobio, del tipo de mezcla completa con valores de hasta 35 Kg DQO/m³.d lo que implica menores volúmenes de reactor, de hasta 70%.
- * Reducción en la producción de lodo, hasta del 90%.
- * Producción de energía en forma de metano, a un valor teórico de 3-8 Kw·h/Kg DQO removida, (asumiendo 100% de eficiencia en el tratamiento y 100% de conversión a electricidad).
- * Rápida puesta en marcha (<1 semana), cuando se usa lodo granular anaerobio como material de inóculo.
- * Tecnología simple con altas eficiencias de tratamiento (85-92%)
- * Bajo o nulo consumo de energía
- * No requiere sistemas de mezclado mecánico dentro del reactor, lo que simplifica su operación y baja su costo.

La aplicación exitosa de la tecnología EGSB, depende de la generación de 'agregados' de lodo, en forma de conglomerados biológicos o bio-

conglomerados, para facilitar la retención de lodo en el reactor. En la literatura, un número de diferentes tipos de bio-conglomerados han sido identificados. Por ejemplo Dolfig et al (1985), identifica a los siguientes tipos:

- * Floccs: Conglomerados con una estructura dispersa

- * Pellets: Conglomerados con una estructura bien definida, que sedimentan muy rápido.

- * Gránulos: Pellets con apariencia granular (tipo uva)

Sin embargo, existe muy poca información acerca de las condiciones necesarias para estimular la formación de esos conglomerados. En este trabajo, tomaremos la hipótesis de Sam-Soon et al 1990; que establece las características que debe tener el agua residual, para propiciar la formación de pellets, su identificación y evaluación, comparándolas con las observaciones en la literatura existente, usando estos últimos, para identificar el diseño de procesos y procedimientos operativos, que optimicen la granulación del lodo biológico en el sistema.

8.3. HIPÓTESIS DE GRANULACIÓN

OBSERVACIONES EXPERIMENTALES

Basados en los trabajos experimentales de S. Sam-Soon, M.C. Wentzel y R.E. Moosbrugger, de la universidad de Cape Town, Sudáfrica; 1997, acerca de la hipótesis de granulación de la biomasa contenida en reactores de alta tasa, con flujo ascendente y lecho expandido y/o fluidizado; a continuación se reproducen las conclusiones experimentales y sus conclusiones sobre la mencionada hipótesis de granulación, que es, hasta la fecha, la hipótesis más aceptada en este renglón y por tanto, la que consideraremos para la sustentación de este importante factor en el desarrollo de este trabajo.

Para investigar las causas de granulación de un lecho de lodos fluidizado, en un reactor anaerobio de alta tasa, los investigadores arriba mencionados, condujeron una exhaustiva investigación, a escala de laboratorio, para conocer el comportamiento de este tipo de reactores, cuando se trataba agua residual a partir de la producción de jugo de manzana.

El agua residual del jugo de manzana, contenía principalmente la fracción soluble (99%), que consistía básicamente en carbohidratos (azúcares), con un pH ácido (4.5-5.5) y deficiente en nitrógeno y fósforo.

Para el estudio, la concentración de DQO en el influente, que era de cerca de 2500 mg/L; se agregan trazas de elementos y macro-nutrientes, hasta obtener una relación en el influente de DQO:N:P de aproximadamente, 100:4:1. respectivamente. Se agregó suficiente H_2CO_3 (alcalinidad), para asegurar en el lecho, un pH mínimo > 6.6 . Del resultado de esta experimentación, se hicieron las siguientes observaciones:

1).- La granulación se inició, cuando la carga alcanzó un nivel de 5 Kg DQO/m³.d y, una vez iniciado, su desarrollo fue muy rápido: en alrededor de 6-7 días, la mitad aproximadamente, de la cama de lodos se había transformado en granular. Los gránulos eran esferas compactas cohesivas, con un diámetro entre 2 y 4 mm.

2).- Partiendo de observaciones visuales, los gránulos mostraron solo ligeros movimientos con el tiempo; hubo un muy pequeño inter-mezclado del material del lecho. El movimiento en el lecho se aproximó, al movimiento parecido al de un régimen de flujo pistón.

3).- Se midieron los siguientes parámetros, a lo largo de los ejes del reactor: ácidos grasos de cadena corta (AGCC), DQO soluble, TKN, NH₃-N, alcalinidad y pH. Partiendo de los perfiles de concentración del lecho de lodos, se observaron de manera muy evidente diferentes zonas de comportamiento. Se identificaron 3 zonas específicas.

* **Una zona inferior activa**, en los que las concentraciones de AGCC, propionato y acetato, se incrementaron al máximo, la DQO soluble se redujo a cerca de la mitad de su valor en el influente, $\text{NH}_3\text{-N}$ se redujo al mínimo, el nitrógeno orgánico (N-org) se incrementó al máximo y la alcalinidad y pH se redujeron al mínimo.

* **Una zona superior activa**, en la que las concentraciones de propionato y acetato, decrecieron al mínimo, la alcalinidad se incrementó hasta cerca de su valor en el influente y el pH subió a un valor estable.

* **Una zona superior inactiva**, en la que no se observó ninguna actividad biocinética

A partir de la bioquímica del proceso de digestión, la acción de los microorganismos anaerobios en las tres zonas, se pueden identificar como sigue:

* **En la zona inferior activa**, Los microorganismos acidogénicos generan AGCC, principalmente acético (AAc) y propiónico (APr), dióxido de carbono (CO_2) e hidrógeno (H_2) a partir del sustrato del influente. El hidrógeno es generado a una tasa tal, que se genera una elevada presión parcial de hidrógeno ($p\text{H}_2$); esto es inferido, por el incremento observado en $p\text{H}_2$, el cual es producido solo bajo alta $p\text{H}_2$ ($>10^{-3.7}$ atm) .

Los microorganismos metanogénicos hidrogenotrofos, generan metano (CH_4), a partir de H_2 y CO_2 ; los metanogénicos acetoclasticos, convierten algo de AAc a CH_4 y CO_2 y los acetógenos se mantienen inactivos, debido a la alta $p\text{H}_2$.

* **En la zona superior activa**, la $p\text{H}_2$ se ha reducido y mantenido a niveles bajos, debido a la acción de los microorganismos hidrogeno-trófos, de tal suerte que, los acetógenos pueden convertir APr (ácido propiónico) a AAc,(ácido acético), H_2 y CO_2 y los metanógenos acetoclasticos, convierten todo el AAc en CH_4 y CO_2 .

* **En la zona superior inactiva**- no se observó ninguna actividad biológica.

Tomando como base lo anterior, es claro que la diferenciación de la cama de lodos en las zonas activas, superior e inferior está basada en, sí se genera APr, (zona inferior activa, alta pH_2) y si la oxidación del APr a AAc, se realiza (Zona superior activa, baja pH_2) o no (zona inferior activa, alta pH_2); el Apr es generado por los acidógenos, solo bajo elevada pH_2 y oxidado a AAc por los acetógenos, solo si existe una baja pH_2 .

4).- El tamaño de los gránulos disminuye, conforme se avanza desde el fondo de la cama de lodos hacia la parte superior. Los sólidos finos volátiles, aparentemente disgregados (rotos) del gránulo, son “descargados” continuamente de la parte alta de la cama de lodos, hacia el lecho “suspendido” de lodo, que se encuentra encima de la cama de lodos.

Para obtener más información sobre la formación y ruptura de los gránulos de lodo, se realizó un estudio experimental en dos reactores en serie (de lecho granular expandido); el primer reactor, teniendo un volumen de la cama de lodos, igual a la zona inferior activa observada en un solo reactor. El primer reactor inmediatamente mostró la generación de gránulos de lodo, sin observarse producción de “finos”, mientras que en el segundo reactor, conteniendo las zonas superiores activas e inactivas, el “rompimiento” de los gránulos fue evidente, con la formación importante de “finos”. Se concluyó que, el “crecimiento” del gránulo se desarrolló principalmente, en la zona inferior activa del reactor y la ruptura de éstos se desarrolló en las zonas superiores del mismo.

5).- En el sistema de dos reactores en serie, la formación específica de gránulos en el primer reactor, se estimó en alrededor de 0.42 mg SSV/mg DQO, un valor anormalmente elevado, cuando se le compara, con su similar crecimiento aerobio, de 0.45 mg SSV/mg DQO, (Water Research Center, 1984).

6).- La relación DQO/ SSV para el lodo granular, fue de 1.23 contra 1.42 mg DQO/mg SSV, para lodos de procesos anaerobios normales (Mc Carty, 1972).

7).- El amonio (NH_4^+) libre y su sal, se absorben en la zona inferior activa (alta pH_2) y fue 12 veces el que se observa normalmente en bio-crecimientos anaerobios.

8).- En la zona inferior activa (alta pH_2), se observó una elevada producción de nitrógeno orgánico.

Partiendo de las observaciones (5) y (6), Sam-Soon et al (1997), postuló que el alto rendimiento de los SSV, se debió a la generación de polímeros extracelulares, que aglutinó a la masa de microorganismos en los gránulos, lo cual ha sido confirmado con análisis de microscopía electrónica, que se reportan en la literatura como “matrices poliméricas aglutinando pellets unos con otros” (Dolfing et al. 1998). A partir de las observaciones (7) y (8), Sam-Soon et al, postularon que el polímero estaba compuesto predominantemente de péptidos y de la observación (4), que la generación del polímero péptido se llevo a cabo en la zona inferior activa (alta pH_2).

Sam-Soon et al (1998-1999), centraron su atención en el desarrollo de una hipótesis, para explicar la generación del polímero péptido, que da lugar a la formación del gránulo. Puesto que la generación del polímero péptido, se llevó a cabo principalmente en la zona inferior activa (alta pH_2), concluyeron que el polímero debía generarse por la acción de los acidógenos o por los metanógenos hidrogenotrofos. De la investigación bibliográfica de esos grupos de organismos, las características de una especie (Zehnder y Wuhrman 1997) apareció como directamente relevante: una metanogena hidrogenotrófica, de la cepa *Methano bacterium* AZ (M cepa AZ).

Ahora clasificada como *Methanobrevibacter arboriphilicus*; esencialmente, la especie utiliza hidrógeno (H_2), como su única fuente de energía y puede producir sus requerimientos de amino-ácidos, con excepción del azufre, conteniendo amino-ácido, cisteína, por lo que es necesaria una fuente externa de cisteína. En un ambiente rico en H_2 , con un adecuado suministro de nitrógeno y una limitación de cisteína, las especies en un cultivo puro, secretan, altas concentraciones de amino ácidos, (N-org) al medio que los rodea.

Teniendo identificado a M. cepa AZ, como el organismo que mas probablemente sirve como intermediario para la granulaci3n, sus caracteristicas proveen una base para formular una hip3tesis, sobre la formaci3n del gr3nulo (Sam-Soon, 1997). Cuando la M. cepa Az est3 rodeada, por un exceso de H_2 del sustrato; por ejemplo alta pH_2 , la relaci3n ATP/ADP ser3 elevada. El nivel de ATP elevado, estimular3 la producci3n de amino-

3cidos y de crecimiento celular. Sin embargo, debido a que la M cepa AZ, no puede producir el esencial amino-3cido, ciste3na, la s3ntesis celular, se limitar3 al suministro de ciste3na. Si el amonio libre y salino, est3 presente en exceso, habr3 entonces, una sobre producci3n de otros amino-3cidos; los organismos reaccionan a esta situaci3n, liberando algunos de esos amino-3cidos en exceso al medio ambiente que los rodea, para restaurar el balance de amino-3cidos en la cadena poli-p3ptida, los cuales son secretados extracelularmente por extrusi3n desde los sitios activos. Estas cadenas de poli-p3ptidos, unen a las especies y otros organismos en gr3nulos que forman un entorno microbiol3gico separado, llamado bio-gr3nulos o simplemente gr3nulos.

8.4. CRITERIOS PARA LA FORMACI3N DE GR3NULOS

A partir de esta hip3tesis, las condiciones necesarias para la formaci3n de gr3nulos en sistemas anaerobios, pueden formularse como sigue: (Sam-Soon et al, 1997, 98, 99).

- * Un ambiente con alta pH_2
- * Una fuente de nitr3geno, en forma de amonio libre y salino, m3s bien en exceso de los requerimientos metab3licos de los organismos.
- * Una fuente limitada de ciste3na, ya sea a partir de la alimentaci3n o por la acci3n de otros organismos (p.ej. su muerte).

CARACTER3STICAS DEL AGUA RESIDUAL INFLUENTE

A partir de la hipótesis planteada, las características que el agua residual debe poseer para obtener la granulación deseada, pueden identificarse, haciendo una evaluación para determinar, si el influente satisface los criterios listados.

CRITERIO 1: UN AMBIENTE CON ALTA pH_2

Para crear un ambiente con alta pH_2 en sistema de tratamiento anaerobio, el sustrato en el influente, debe tener las condiciones para generar H_2 a tasas elevadas durante la acidogénesis y la operación del reactor debe ser tal, que haya una fase parcial de separación, entre las fases acidogénica y metanogénica. En los sistemas de reactores de alta tasa, esta fase de separación se consigue operando parcialmente como flujo-pistón. Haciendo un análisis de la bioquímica, termodinámica y cinética del rompimiento acidogénico de los diferentes sustratos, los tipos de residuos contenidos en el influente, deben evaluarse para saber si podrán satisfacer los requerimientos de generación de alta pH_2 , para la granulación en el sistema del reactor.

El agua residual no contiene polímero.-En la literatura, la presencia de una matriz polimérica, ha sido atribuida al polímero presente en el influente, incorporado en los gránulos por un proceso de aglutinación (Ross, 1994).

Sin embargo, en términos de la hipótesis, un polímero en el influente, no se requiere para la granulación. Un carbohidrato no-polimérico como sustrato, por ejemplo glucosa, presente en el influente, ha probado ser una excelente ayuda en la formación de lodo granular y ha sido observado en los sistemas de alta tasa(UASB y EGSB). (Sam-Soon et al, 1990).

El agua residual contiene una fracción apreciable de sustratos que producen una cantidad significativa de hidrógeno.- Los sustratos que caen en esta categoría, son carbohidratos o proteínas en estado soluble (y posiblemente coloidal). Estos sustratos deben generar una zona de alta pH_2 y

la granulación debe producirse. Con respecto a los carbohidratos, el tratamiento de la glucosa en un reactor simple de alta tasa, genera excelente formación de gránulos.

Con respecto a las proteínas, caseína como sustrato, Moosbrugger et al. (1999), encontró que la formación de gránulos, se produjo rápidamente en un reactor de alta tasa a nivel laboratorio; los gránulos eran pequeños (<2mm) frágiles y negros. Los perfiles de producción a lo largo de los ejes de flujo del reactor, fueron muy similares a aquellos presentados con la glucosa. Cuando se operó un sistema de dos reactores en serie, con el primer reactor conteniendo una elevada pH_2 y baja pH_2 para el segundo; el primero de ellos, produjo (virtualmente) todos los gránulos del sistema, con un rendimiento de 0.26 mg SSV/mg DQO.

Las aguas residuales que contienen sustratos que no generan ambientes de alta pH_2 en el proceso de digestión anaerobia; como por ejemplo, ácidos grasos de cadena corta (p. ej. Acetato), y/o ácidos orgánicos que caen en esta categoría, no generan una zona de elevada pH_2 y no se crea, por lo tanto, una M cepa AZ, que intermedia la granulación, la cual como consecuencia no se presenta. La literatura reporta, que en un reactor de alta tasa, como el UASB, no se genera granulación, cuando se usa al acetato como único sustrato.

Cuando el influente, contiene sustratos que pueden generar alta pH_2 , pero parte de ese H_2 generado, es usado por otros organismos, como las sulfato-reductoras, se tendrá como resultado una granulación pobre, debido a la limitada cantidad de H_2 que queda disponible, para los metanógenos hidrogenotrofos.

En un reactor de alta tasa, teniendo glucosa como sustrato y donde se agregan iones sulfato (SO_4^-) al influente, conforme la concentración de SO_4^- en el influente se incrementa, de trazas a exceso; se observa un decremento en: 1).- La absorción de NH_3-N , 2).- En la generación de N-org 3).- Tamaño del gránulo, pasa de 2-3 mm a 1-2mm y 4).-El rendimiento neto de lodo granular, es solo 1/5 del que se observa cuando solo hay trazas de SO_4^- en el influente.

Los organismos sulfato-reductores, parece ser que utilizan el H_2 preferentemente ahí y de ese modo, reducen la pH_2 , limitando la granulación. Sin embargo, el rendimiento de lodo granular, no se reduce a cero, cuando el SO_4^- está en exceso, aparentemente, porque arriba de cierta concentración de este ión, la remoción del SO_4^- es constante. Russo y Dold, (1989).

El agua residual contiene sustratos que pueden ser “rotos” solo bajo condiciones de baja presión parcial de H_2 (baja pH_2).- (por ejemplo lípidos). Bajo estas condiciones, no se desarrollará una zona de alta pH_2 y por lo tanto tampoco se formará la granulación. Un ácido graso de cadena larga, como el oleato, fue usado como único sustrato en un reactor de alta tasa (tipo UASB), observándose que la granulación no se dio, ya que las tres zonas características que se presentan en el reactor, no se formaron de manera definida, por lo que no se desarrolló la cama de lodos típica, ambas, la absorción de nitrógeno amoniacal (NH_3-N) y la generación de nitrógeno orgánico (N-org), fueron bajas y solamente el acetato fue detectado. La cama de lodos, aunque se formó de manera irregular, esta era de naturaleza gelatinosa.

El agua residual debe contener un adecuado balance de macro y micro-nutrientes para el crecimiento.- La generación de H_2 por la acción acidogénica bajo alta pH_2 , es esencial para la granulación. El limitado balance de macro y micro-nutrientes que reduce la acción acidogénica, limitará la generación de H_2 y como consecuencia la granulación.

CRITERIO 2.- UNA FUENTE DE NITRÓGENO EN FORMA DE IÓN-AMONIO Y SALINO, EN EXCESO, DE ACUERDO CON LOS REQUERIMIENTOS METABOLICOS DE LOS ORGANISMOS

Los elevados requerimientos de Nitrógeno (N), se deben a la naturaleza del poli-péptido del polímero, que aglutina a los organismos en los gránulos. En consecuencia, los requerimientos de N, dependerán de las características del agua residual, por ejemplo, la amplitud de la gama en la que los sustratos contenidos en el agua pueden inducir a la granulación.

Con la glucosa como sustrato, en un sistema de reactor de alta tasa, con un volumen de la cama de lodos, limitada a la zona inferior activa (alta pH_2) del reactor y con un exceso de N en el influente (0.03mg N/mg DQO), el rendimiento bruto específico (organismo + polímero) de los hidrogenótrofos, se calculó en ± 0.22 mg SSV/mg DQO (H_2) (rendimiento neto de gránulos de 0.47 mg SSV/mg DQO). Los requerimientos de nitrógeno fueron de 0.017mg N/DQO en el influente, substancialmente en exceso de los requerimientos de sistemas anaerobios en reactores de mezcla completa (0.004 mg N/mg DQO en el influente). Reduciendo el nitrógeno amoniacal (HN_3-N), a un poco más de lo requerido por la célula para síntesis, resultó en una disminución del rendimiento específico de los gránulos, de 0.47 a 0.08 mg SSV/ mg DQO. Realizando un balance de masa se concluyó que a 0.08 mg SSV/mg DQO, virtualmente no se generó nada de SSV por los hidrogenótrofos; lo cual es confirmado por el balance de masa posterior, que indica que no hubo consumo de H_2 por los hidrogenótrofos M cepa AZ. El decremento de su actividad, fue atribuida al alto nivel intracelular de ATP/ADP dentro de las especies, (debido al elevado nivel de H_2 en el sustrato) que estas especies, no pueden reducir a través de la generación de amino ácidos y poli-péptidos, cuando el NH_3-N es limitado; lo que trae como consecuencia que, el H_2 deja la alta pH_2 , como gas. Esto llevó a la conclusión de que, para un carbohidrato como sustrato en el influente, la relación TKN/DQO, debe ser > 0.017 mg N/mg de influente, para impedir el bloqueo de la granulación.

Para un sistema anaerobio de alta tasa, que recibe caseína (proteína) como sustrato, Moosbrugger et, al. (1999) encontraron que la remoción de N, fue de alrededor de 0.014mg N/mg de DQO en el influente, ligeramente menor que, aquel para la glucosa (0.017). Sin embargo, con la deaminación de la caseína del nitrógeno, generado del NH_3-N en exceso de los requerimientos de N, sugiere que la fuente de N en el influente, no tiene que estar en forma de ión libre o como sal de amonio, lo que lleva a modificar el CRITERIO 2 a: Debe procurarse una fuente de nitrógeno en exceso, de aquel que necesitan los organismos para sus funciones metabólicas normales.

CRITERIO 3: UNA FUENTE LIMITADA DE CISTEINA, YA SEA EN EL INFLUENTE O POR LA ACCIÓN (POR EJEMPLO MUERTE) DE OTROS ORGANISMOS.

En términos de esta hipótesis, el fenómeno de granulación se debe a la extensión del poli-péptido extracelular, de los metanógenos hidrogenótrofos *M. Cepa AZ*, como respuesta a la alta concentración (alta pH_2) y limitado suministro del aminoácido, cisteína. Si la cisteína no está limitada, la granulación debería reducirse substancialmente. En un agua residual, proveniente del proceso de producir jugo de manzana, tomada con influente en un sistema de dos reactores en serie (de alta tasa), Sam-Soon et, al (1997), alimentaron al influente con trazas de cisteína (12.2 mg/L); inmediatamente (en menos de 24h), hubo una reducción en el rendimiento específico de la granulación, de alrededor de 50%. Cuando se presenta una granulación apreciable en un agua residual con sustratos de diversas procedencias, se infiere que en la mayoría de ellas, habrá muy poca presencia de cisteína.

8.5. ESTRUCTURA DE LOS GRÁNULOS DE LA CAMA DE LODOS DE UN REACTOR EGSB.

La visión de la estructura de las bio-películas, ha cambiado dramáticamente durante la última década; hasta principios de los 90's, las bio-películas eran consideradas mas o menos, como capas homogéneas de microorganismos incrustados en una matriz de compuestos poliméricos extracelulares.

La aplicación de modelos unidimensionales, para calcular los perfiles de concentración en esas bio-películas es muy directo.

Investigaciones más detalladas, usando técnicas microscópicas avanzadas, revelaron que la morfología de la bio-película, puede ser mucho más compleja; se usó el microscopio laser de escaneo confocal, con herramienta de análisis de imagen computarizada, para mostrar que las bio-películas de *P. aeruginosa* creciendo en glucosa, están compuestas por racimos celulares, separados por espacios intersticiales y canales.

Basados en estas observaciones, a los "arreglos", conteniendo esos racimos, se les refirió como, bio-películas, que tienen una morfología de racimo y canal y estos racimos fueron descritos como similares a una forma de hongo.

Los agregados anaerobios, de plantas de tratamiento de aguas residuales, son un tipo especial de bio-película. Estas bio-películas esféricas, son formadas espontáneamente por la “auto-inmovilización” de las bacterias anaerobias, en ausencia de un soporte material. La visión de la estructura del lodo granular anaerobio, ha cambiado substancialmente en la última década. A principios de los 90’s se cuestionaba si los agregados anaerobios tenían una estructura homogénea o heterogénea

Se usaron algunas herramientas como microscopios y micro-sensores, para documentar la estructura heterogénea, de los agregados de un lecho de lodos anaerobio con flujo ascendente (UASB); sin embargo también se documentó, la presencia de estructuras homogéneas y se observó que la estructura heterogénea en los agregados, estaba relacionada, principalmente con la presencia de capas concéntricas de biomasa, con diferentes actividades metabólicas.

La actividad metanogénica, está predominantemente localizada en el corazón de los agregados, alrededor de los cuales, se localizan capas con actividad predominantemente fermentativa o sulfato reductora.

Hasta ahí, la morfología de racimo para agregados anaerobios o bio-películas, no había sido reportado.

TABLA 1. Composición química principal del agua residual de una planta cervecera en la que se ha desarrollado lodo gradual

Parámetro [±]	Influente		Efluente	
	Rango	Media	Rango	Media
DQO Total (mg/L)	300-5,400	2,550	300-1,510	756
DQO Soluble (mg/L)	245-4,900	2,300	100-1,042	490
Etanol (mg/L)	200-1,800	850	nd [±]	nd
AGV (meq/L)	0.1-24	13	0-12.6	1.6
TKN (mg/L)	9-137	48	14-276	44
NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	1.2-59	8	5-87	10
PO ₄ ³⁻ (mg/L)	7.1-45	30	7-45	30
SO ₄ ²⁻ (mg/L)	0-120	5.5	0-120	5.5
SS (mg/L)	10-1,013	190	0-4,770	255
Alcalinidad (meq/L)	0-25	5.4	9.7-35.5	22
PH	5.6-6.8	6.1	6.3-7.9	6.7
Temp (°C)			18-35	30.5

[±] nd, no detectado.

[±] TKN, Nitrógeno total Kjeldahl; SS, sólidos suspendidos.

Tabla.8.2.Composición química principal del agua residual de una planta cervecera en la que se ha desarrollado lodo granular.

Durante un estudio de la calidad de los agregados anaerobios, desarrollados en reactores a escala industrial, de lecho de lodo granular expandido (EGSB), se observaron agregados con una clara estructura de racimo (tipo uva), en reactores que trataban agua residual de una empresa cervecera. Comparados con los reactores UASB, los reactores EGSB, operaban a una mayor velocidad ascendente del fluido (6-10 m/h versus 0.5-2.0 m/h). El diseño especial del separador de tres fases de un reactor EGSB, permite una mucho mayor carga hidráulica que, la que se logra en reactores UASB, de ahí que, estos reactores (EGSB) pueden ser operados, a elevadas cargas, de hasta 35 Kg DQO/m³ de reactor por día.

Debido a esta morfología distintiva de "racimo" de los agregados, observada en el tratamiento de aguas residuales de la producción de cerveza en reactores

EGSB, la eficiencia de operación del reactor y las características de los agregados, se monitorearon por más de un año, por los investigadores de la universidad de Wageningen en Holanda y de la empresa Biothane Systems Internacional, G. Lettinga, G. González-Gil, P.N.L. Lens, A. Van Aelst y H. Van As (2001) y sus resultados y conclusiones del estudio de las propiedades metabólicas, características físico-químicas y estructura microbiana de estos racimos de lodo granular anaerobio, se reportan a continuación.

8.6. CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DE LOS AGREGADOS EN UN REACTOR EGSB.

Los agregados esféricos eran negros, pero con numerosos puntos blancos en su superficie; Figura 8.3.A. La estereomicroscopía de la sección transversal de los agregados, mostró que, esos puntos blancos correspondían a los racimos provenientes del interior de los agregados Figura 8.3B. Los agregados incrementaron sensiblemente su tamaño en el lapso de un año. Figura 8.3 C, con su diámetro promedio, incrementándose de 1.5 a 3.5 mm, durante el lapso indicado. Figura 8.3D. Un aspecto interesante de esto, es que los racimos blancos, se desarrollaron de manera simultánea, con el incremento en el diámetro de los agregados Figura 8.3E.

La densidad promedio de los agregados fue de 1.037 Kg/m^3 y estos agregados presentaron, más bien, un bajo contenido de cenizas (15%), que no varió mucho durante la operación del reactor.

La velocidad de sedimentación promedio, fue de 50 m/h, que se incrementó a cerca de 75 m/h, durante el periodo de operación del reactor.

La resistencia promedio de los agregados fue de $300 \pm \text{KN/m}^2$ durante los primeros seis meses de operación

ACTIVIDAD DE LOS AGV COMO SUSTRATOS

Los lodos tenían una máxima actividad específica metanogénica promedio con acetato, de 1.1g de CH_4 -DQO/g de SSV.día. Esta máxima actividad específica,

se incrementó a cerca de 1.4 g CH₄-DQO/g SSV.día, durante los primeros meses de operación del reactor, pero gradualmente disminuyó hasta 0.9 g de CH₄-DQO/g SSV.día, durante los últimos meses de la operación.

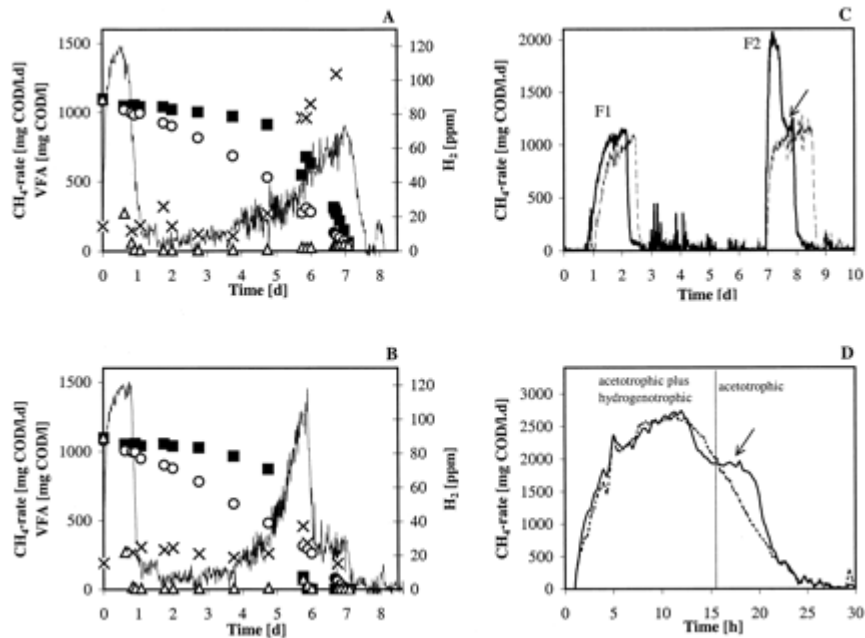


FIG.8.1.

Propiedades de los agregados EGSB. (A y B) Tasas de producción de metano (líneas) a partir de una mezcla de acetato (Δ), propionato (\circ), y butirato (\blacksquare) de lodo granular (A) y lodo granular triturado (B). \times , hidrogeno. (C) Producción de metano a partir de agregados triturados. El primer sustrato alimentado (F1) consistió de $\sim 1,000$ mg of acetato DQO/litro, y el Segundo sustrato alimentado (F2) consistió de $\sim 1,500$ mg de etanol DQO/litro agregado a un reactor tipo batch (línea sólida) y $\sim 1,500$ mg de acetato DQO/litro agregado a un segundo reactor - batch (línea punteada). (D) Tasas de producción de metano a partir de etanol de lodo intacto (línea punteada) y lodo triturado (línea sólida) La flecha (C and D), señala la curva de la tasa de producción de metano a partir de biomasa triturada generada por los acetotróficos metanogénicos.

La Figura 8.1A y B muestra la tasa de producción de metano a partir de la conversión simultanea de acetato, propionato y butirato. La gráfica para la tasa de producción de metano, cambió con el tiempo, correspondiendo a la degradación secuencial del acetato, propionato y butirato; la tasa de producción de metano para los días 0 y 1, confirmó la elevada capacidad de conversión del acetato, por la biomasa presente en el lodo.

Para conocer las características de los agregados formados en el reactor, una parte de ellos se mantuvo intacta y otra parte se procedió a romper la estructura granular, obteniéndose un lodo granular disperso, con tamaños promedio de las partículas dispersadas, de alrededor de 200 μ m.

La máxima actividad metanogénica para el acetato, de los gránulos intactos, fue similar que la de aquellos que se disgregaron.

La metanogénesis inicial para el propionato y butirato, fue muy baja y el incremento exponencial para la tasa de producción de metano, después de 4 días de incubación, corresponde al metabolismo simultáneo del butirato y propionato; lo que sugiere la proliferación del consorcio microbiano, en la degradación del butirato-propionato, durante la prueba.

El lodo disperso, tenía un mucho mayor descenso en la tasa de consumo del butirato y consecuentemente una curva menor en la producción de metano, Figura 8.1B versus 8.1A, sugiriendo una limitación en la transferencia de masa, para el butirato, en los gránulos intactos.

Asimismo, hubo menor acumulación de H₂, en la prueba con el lodo disperso Figura 8.1B versus 8.1 A; el acetato no pudo ser detectado durante la conversión de los dos mayores AGV, lo que confirma la elevada capacidad de conversión del lodo, para el acetato. La más elevada producción de metano. (65 mmol/Litro · día ó 4g de DQO/L · día) se obtuvo, cuando se agregó formato al sustrato.

ESTRUCTURA QUÍMICA DE LOS AGREGADOS EN UN REACTOR EGSB

Inicialmente, se pensó que los puntos blancos observados bajo el estereomicroscopio, eran precipitados orgánicos, por ejemplo de CaCO₃ o de fosfato de calcio, puesto que el bicarbonato, se produce durante la conversión anaerobia del acetato y los precipitados de calcio podían formar esos puntos blancos en el lodo granular, aún a concentraciones de calcio tan bajas, como 200mg/L. Los precipitados de carbonato de calcio, son blancos, sin embargo,

un análisis mas detallado de la sección transversal del gránulo, Figura 8.3, mostró que no había correlación, entre la localización de los puntos blancos y las elevadas concentraciones de calcio Fig.8.3D o fósforo Fig.8.3E. En contraste, el Hierro (Fe), predominó en las zonas negras Figura 8.3B.

En posteriores caracterizaciones, para determinar la composición química de los puntos blancos, los agregados dispersos, fueron sometidos a un análisis de imagen con estereomicroscopio de soporte disperso.

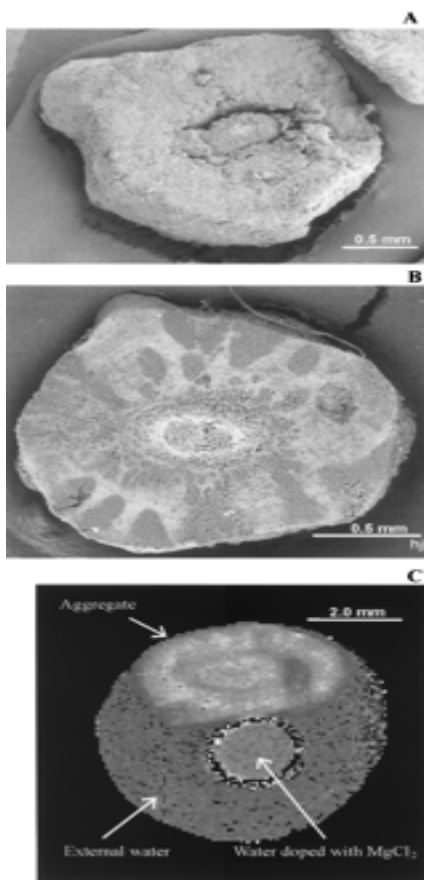


FIG.8.2. (A) Imagen de la sección transversal de un agregado granular. La estructura oval al centro, es mas parecida al lodo del inoculo original. (B) Sección transversal de un agregado, observado con el estéreo microscopio, mostrando el arreglo del tipo “racimo” del agregado EGSB. Las áreas oscuras, son regiones con altas concentraciones de biomasa; las áreas claras, son regiones con alto contenido de metales. (C) Mapa de la tasa de cambio, para

una prueba en tubo, conteniendo un agregado EGSB intacto, inmerso en agua desmineralizada.

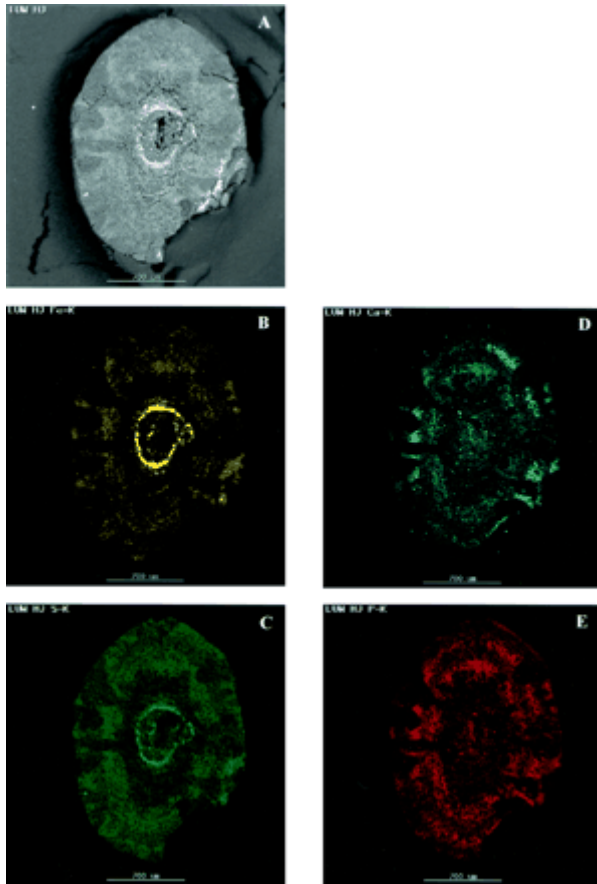


FIG.8.3 Imagen de la sección transversal de un agregado. (A) Imagen con el microscopio electrónico donde se observan las zonas con hierro. (B), Azufre (C), Calcio (D), y fósforo (E).Nótese que el sedimento de metales, corresponde a las áreas claras observadas en el microscopio electrónico.

Un microscopio SEM (Scanning Electron Microscopy, Microscopio electrónico de exploración) usa muestras que son cubiertas con platino, un elemento de elevada masa atómica, conocido por interferir con la emisión de los electrones de la superficie de la muestra; de ahí que, diferentes zonas (por ejemplo las manchas o puntos blancos), pueden ser observados con el estéreo microscopio y que podrían no ser vistos, cuando se usa un SEM normal. Figura 8.2A. Cuando no se usa platino, la muestra puede observarse con electrones dispersos; lo que permite reconocer diferentes zonas, con diferente composición química. Figura 8.2B. Las áreas oscuras, indican regímenes con alta concentración de elementos de bajo peso atómico, (por ejemplo carbón),

mientras que las áreas claras, indican regiones ricas en elementos de elevado peso atómico (por ejemplo metales). Las imágenes Figura 8.2B, sugieren que los racimos o puntos blancos que se aprecian en el gránulo de lodo, (oscuros cuando se observan con el SEM), contienen una concentración de biomasa, mucho mayor (indicado por el alto contenido de carbón) que las zonas oscuras.

ESTRUCTURA FISICA DE LOS AGREGADOS EN UN REACTOR EGSB

Cuando se usa una imagen NMR (Nuclear Magnetic Resonance; Resonancia Magnética Nuclear), también pueden distinguirse las zonas blancas y oscuras observadas con el estéreo-microscopio. Esto significa que el agua en los puntos blancos, está presente en un estado físico diferente, que en el de las zonas oscuras. La morfología de "racimo", pudo también observarse, con las imágenes de coeficiente de auto difusión del NMR.

La interpretación de estas imágenes, indicó que el transporte difusional de las zonas blancas, fue significativamente menor que, el que se observó en las zonas oscuras.

ESTRUCTURA MICROBIOLÓGICA DE LOS AGREGADOS EN UN REACTOR EGSB

Para realizar estas determinaciones los investigadores, usaron un equipo de fluorescencia por hibridación in situ (FISH) Fluorescence In Situ Hybridization, para evaluar las principales especies de microorganismos presentes, en los agregados de la cama de lodos.

Los análisis con el FISH, detectaron que a pesar de la baja concentración de sulfatos en el influente, el lodo también contiene una población importante de la bacteria sulfato-reductora.

La magnificación del SEM, mostró las diferentes densidades microbianas y poblaciones que habitan en las zonas blanca y oscura. En las zonas blancas (zonas con muy alta concentración de biomasa), se encuentran predominantemente organismos de tipo Methanosaeta, tanto los filamentosos como los de forma cilíndrica Figuras, 8.4 A y 8.4 B.

En contraste, en las zonas oscuras, (con alto contenido de metales), presentaban varias morfologías bacterianas; microorganismos del tipo *Methanobacterium* y *Methanospirillum*, ambas, metanógenas, consumidoras de hidrógeno y formato y la bacteria del tipo *Pelobacter* oxidadora del metano. Figuras 8.4 C y D.

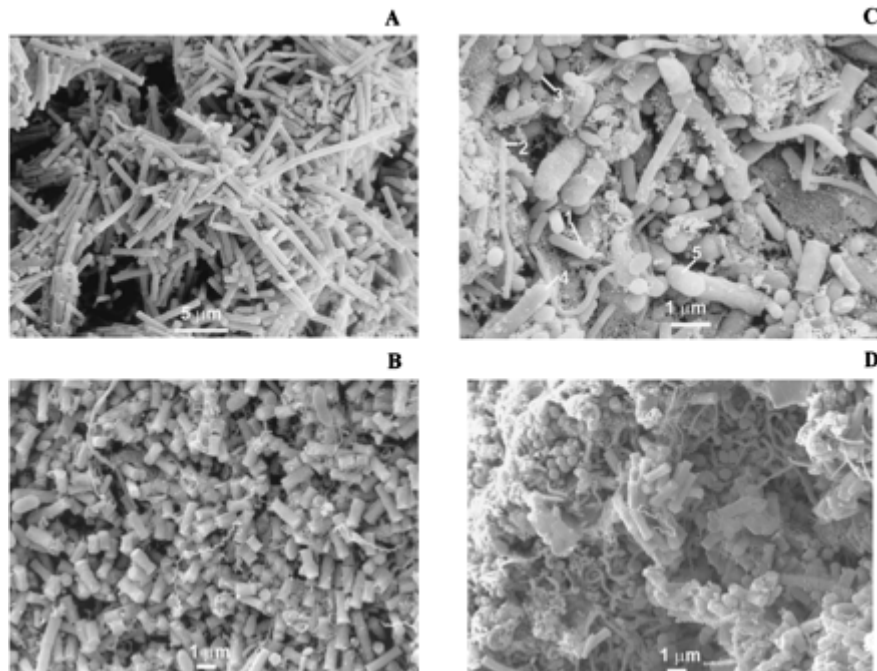


FIG.8.4. Imágenes SEM tomadas de las zonas indicadas en la fig. 1B. Las imágenes fueron obtenidas de las zonas de “racimos” Z1(A) y Z2 (B) y de áreas entre los “racimos” principalmente de *methanosaeta*, mientras que entre los “racimos” Z3(C) y Z4(D),se observó una población más heterogénea, incluyendo los *methanogenos*, P. ej. *Methanobacterium* (1), *Methanospirillum* (2), y *methanococcus* (3), así como los *sintróficos*, un *Pelobacter oxidadora del etanol* (4), y una del tipo de oxidadora del propionato (5).

El mecanismo que lleva a desarrollar la morfología de racimo en los agregados, en particular en los lodos de un reactor EGSB, no está resuelto; sin embargo, es claro que la interrelación entre las condiciones hidrodinámicas, la composición del sustrato y su concentración, así como las propiedades cinéticas de los microorganismos, juegan con un papel importante.

Los “racimos” pueden desarrollarse como consecuencia de aspectos puramente físicos, asociados con la limitación de espacio de los microorganismos, cuando crecen en una bio-película. Cuando la célula se

divide, las células hijas, ocupan un volumen dentro del elemento que las contiene, empujando hacia afuera a las células vecinas; estas se pueden desarrollar de manera unidireccional o multidireccional, usando alguno de estos mecanismos, resultando en la formación de racimos, cuando las condiciones de transporte del sustrato son limitadas.

En contraste, bio-películas compactas y densas, se desarrollan en sistemas limitados, solo por la tasa de crecimiento de la biomasa. Cuando su nutriente es consumido en las capas inferiores de la bio-película o agregado, solo los microorganismos de las capas superiores, se dividen activamente creando nueva biomasa, lo que provoca un crecimiento de la bio-película o agregado de manera unidireccional y las colonias crecen como “dedos” hacia el seno del líquido.

El arreglo de un “racimo” (zonas blancas) y una matriz porosa (zonas oscuras), puede ser también la respuesta in-situ, a las condiciones específicas que prevalecen en los agregados.

Se ha sugerido que las células sin estructuras de canal, pueden ser una estrategia microbiana, para resolver el problema de limitado transporte difusional, en las bio-películas aerobias “gruesas,” en los filtros percoladores y en los reactores de lecho fluidizado. Puesto que en los reactores EGSB, se mantienen bajas concentraciones de sustrato, el arreglo de “racimo” observado en los agregados de un EGSB, puede ser en realidad, el resultado de las condiciones de transporte limitado. Es, sin embargo, muy poco probable, que este sea el único factor determinante.

El arreglo de “racimo” descrito, podría ser también, el arreglo celular óptimo para asociaciones sintróficas. La degradación anaerobia del etanol, el principal componente del agua residual de una planta cervecera, a acetato e hidrógeno, es termodinámicamente desfavorable bajo condiciones estándar, (Energía libre de Gibbs (ΔG_1)= +9.6 KJ/mol). La reacción, solo puede proceder con la asociación sintrófica de las bacterias acetogénicas, productoras de acetato e hidrógeno a partir de etanol, (por ejemplo *Pelobacter* sp. o la bacteria sulfato-reductora, en ausencia de sulfato), ambas metanogénicas hidrogenótrofas y

acetoclasticas. La reacción puede convertirse en exergónica, cuando la concentración del producto de la reacción, –es decir el H₂- es baja; y muchos estudios reportan que, el contacto célula-célula o la yuxtaposición, entre acetógenos y metanógenos hidrogenótrofos, es un pre-requisito para la degradación sintrófica del etanol o el propionato.

La Figura 4C y D, muestran que este fue el caso para los agregados del reactor EGSB, ya que las zonas negras de los agregados contenían ambas, sintróficas acetógenos (convirtiendo el etanol a acetato y H₂-CO₂ y/o formato) y bacterias metanógenas, usando H₂ y formato como la *Methanobacterium* y la *Methanospirillum*. Nótese que las dos metanógenas no pueden usar acetato.

Más aún, sus constantes aparentes de saturación media (K_s), para hidrógeno, estaba entre 3X10⁻⁶ y 0.0375 mM (4.8X10⁻⁵ y 0.6 mg DQO/L), que es mucho menor que la K_s de la *Methanosaeta* para el acetato, de alrededor de 0.47 mM (30mg DQO/L) y nótese así mismo, que la *Methanosaeta* spp no puede utilizar H₂-CO₂.

El hecho que los racimos blancos, contengan casi exclusivamente *Methanosaeta* spp., metanogena que solamente utiliza acetato, sugiere que, los racimos blancos juegan un rol importante en la remoción del acetato. La Figura 5, muestra que la estructura de “racimo” de los agregados del reactor EGSB, puede ser una ventaja para la conversión sintrófica de alta tasa del etanol.

El acetato producido en las zonas oscuras, es transportado por difusión aleatoria en todas direcciones y entonces penetra los ‘racimos’ de *Methanosaeta* por todos lados, lo que propicia, que las zonas con poco o nulo sustrato, sean evitadas o evadidas, lo que permite el crecimiento de biomasa más activa por unidad de área de agregado.

Esto está en concordancia, con lo mostrado por el SEM (Figura 8.4B) y por el NMR (Figura 8.4C), que evidenciaron que, los “racimos” blancos de *Methanosaeta*, tenían una mayor densidad que las multi-especies de la matriz oscura.

Una estructura microbiana en forma de ‘capas’, se presenta en la Figura 8.5B y ha sido propuesta, cuando los carbohidratos son el sustrato primario. En este modelo de capas, los microorganismos sintróficos y los metanógenos acetoclasticos (por ejemplo *Methanosaeta* spp) se encuentran, en la capa exterior y en la capa interior, respectivamente, en un ambiente de crecimiento con glucosa como sustrato, en los agregados de un reactor UASB. En contraste, un “arreglo” de “racimo”, se observó en los agregados de un reactor EGSB, cuando se encontraban en un ambiente de crecimiento con etanol como sustrato.

La Figura 8.5.B, muestra que el arreglo de ‘capas’, es una forma menos efectiva de retener el acetato e H_2 - CO_2 y/o formato, ya que una fracción importante de esos compuestos, se difunden hacia” afuera” de la bio-película, mientras que el arreglo de “racimo”, propicia una menor limitación en la transferencia de masa y menores zonas con poco o nulo sustrato. Esto hace que haya menos zonas con biomasa inactiva o muerta, en el arreglo de “racimo” de las que se encuentran en el modelo de capas.

Una última hipótesis para explicar la morfología de “racimo” observada, es que, de manera análoga a lo que se encuentra en las bio-películas aerobias, las

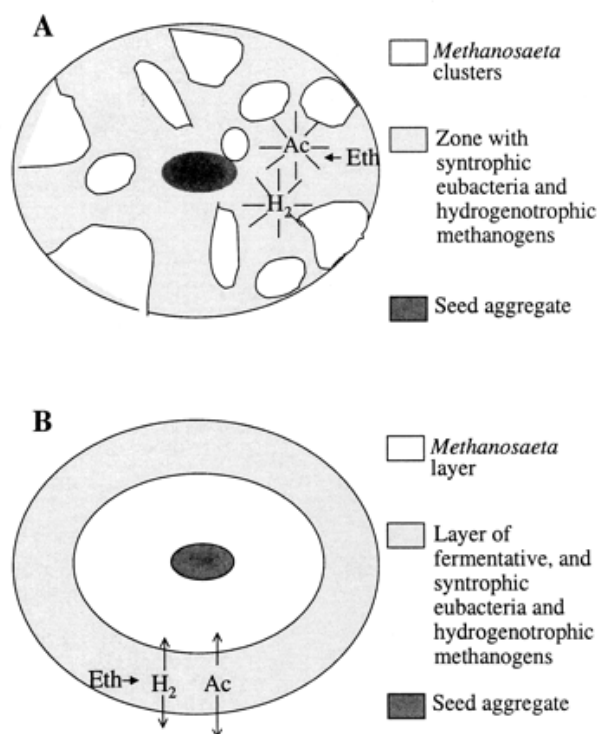


FIG.8.5. Representación esquemática de la configuración estructural de un agregado anaerobio. (A) Arreglo tipo “racimo”; (B) Arreglo en “capas”. Nótese que en ambos casos, los organismos utilizadores del acetato, son segregados de otra micro biota. Ac., acetato; Eth., etanol.

anaerobias, también producen moléculas “insignia” célula-a-célula: Por ejemplo, las lactonas homoserinas y las furanonas pueden inducir en creación de poros y canales dentro de la bio-película aerobia de pseudomonas aeruginosa. Alternativamente, esas moléculas “insignia” o sus estructuras análogas, podrían haber estado presentes en el agua residual, induciendo entonces, la formación de “racimos”, tanto en los agregados anaerobios en crecimiento, como en los recién formados. Esto asegura, una investigación posterior para identificar a esas moléculas “insignia” y los factores que inducen a su formación en ambientes anaerobios..

La tabla 8.2, compara la actividad metanogénica específica de los agregados EGSB con diferentes sustratos, con los agregados desarrollados en un reactor UASB a escala industrial, tratando agua residual, derivada de la actividad de una planta cervecera. Las actividades con formato y etanol, son comparables para ambos tipos de agregados. Sin embargo, la actividad metanogénica de los gránulos de EGSB con acetato, (17.19 m mol de CH₄/g de SSV· día) (1.1g de CH₄ · DQO/g de SSV · día), es de alrededor del doble, de la que se reporta en la literatura, para la máxima actividad metanogénica en acetato, de un lodo UASB de una planta cervecera, que está en rangos de 4.69 - 9.38 mmol deCH₄/g de SSV·día (0.3-0.6g de CH₄ - DQO/g de SSV · día). De ahí que, es posible que la estructura de “racimo” para los agregados de lodo EGSB, represente un “arreglo” óptimo para el tratamiento de aguas residuales en este tipo de reactores, tratando estos sustratos.

✚

TABLA 2. Comparación de la actividad máxima específica en acetato de lodo EGSB con diferentes sustratos con aquellos de un lodo granular UASB a escala industrial tratando agua residual de una planta cervecera.

Sustrato	Tasa máxima de producción de CH ₄ (gCH ₄ /DQO/gVSS · d) para:	
	Gránulos	Lodo disperso
Acetato	1.1	1.1
	0.51	— ^a
Formato	—	2.1
	0.86	2.35
Etanol	1.25	1.25
	1.9	—

^a —, no disponible.

Tabla.8.3. Comparación de la actividad máxima específica en acetato de lodo EGSB, con diferentes sustratos, con aquellos de un lodo granular UASB a escala industrial tratando agua residual de una planta cervecera.

8.7. CARGA ORGÁNICA

La tasa de carga orgánica (TCO), describe el grado de necesidad de alimento de los microorganismos en un sistema biológico; a una baja TCO, los microorganismos están sujetos a una limitada disponibilidad de nutrientes, mientras que a una elevada TCO, se propicia el crecimiento de la masa microbiana (Bitton, 1999).

La evidencia muestra que la granulación anaerobia, puede estar acompañada por el incremento gradual de la TCO durante el arranque. (Hulshoff 1989; Kosaric et al. 1996).

Es crítica, la selección de una, razonablemente alta TCO, durante el arranque del reactor, para asegurar la rápida granulación y la estabilización del proceso de tratamiento. Una simple y práctica estrategia, para realizar un rápido arranque del proceso de granulación de un reactor anaerobio, es el de incrementar la TCO, para obtener solamente el 80% en la reducción de la DQO, con monitoreo suplementario del efluente, para supervisar el “lavado” en los sólidos suspendidos, fuera del reactor. (De Zeeuw, 1988; Tang y Chui, 1993).

Sin embargo, si la TCO aplicada, es demasiado elevada durante el arranque del reactor, la producción de biogás se incrementa y esto provoca turbulencias hidrodinámicas y puede llevar al “lavado” del lodo granular del reactor. Esto, normalmente propicia la falla del arranque del sistema y debe repetirse para evitar esta contingencia.

Los investigadores J.Li, Je Zuo y W. Xing, (2008), condujeron un experimento en un reactor piloto tipo EGSB, para determinar la influencia de la TCO, sobre las principales variables del proceso. Estas fueron algunas de sus conclusiones:

* Después de 185 días de operación, la tasa de carga orgánica (TCO), alcanzó los 18 Kg DQO/m³ reactor-día, en condiciones estables, con eficiencias de remoción superiores al 85% y la producción específica de biogás fue de 0.58 m³/Kg de DQO removida.

* Conforme la carga orgánica se incrementó, el diámetro promedio de los gránulos de lodo, también se incrementó, elevándose así mismo la velocidad de sedimentación, pero cuando la TCO alcanzó los 18Kg DQO/m³-día, el diámetro promedio del gránulo, empezó a decrecer ligeramente.

* Comparado con el lodo del inculo, las principales especies Archae (metanogénicas) en las muestras de lodo, operadas a diferentes TCO, por debajo de los 20°C (15-18°C), no variaron significativamente, pero la

metanogénica dominante en el lodo, cuando se operó por debajo de los 15°C durante 6 meses, inoculado con el mismo lodo mesofílico, cambió dramáticamente.

8.8. ALCALINIDAD Y PH

La operación exitosa de un reactor de alta tasa EGSB, depende, entre otras cosas, de mantener el pH muy cercano al valor neutro, en el seno líquido del reactor. El pH establecido en la degradación anaerobia de un agua residual, es el resultado de la interacción de un sistema ácido-base, débiles presentes. En la operación deseable de rangos de pH ($6.6 < \text{pH} < 7.4$), el principal buffer del sistema ácido-base, contra el cambio de pH, es el carbonato (caracterizado por la alcalinidad de H_2CO_3 y el pH, o las especies de carbonato totales y el pH) y los principales responsables de la declinación del pH, del sistema ácido – base en el reactor, son los ácidos grasos de cadena corta (AGCC) (Caracterizados por la concentración de esas especies y el pH).

En sistemas completamente mezclados, los AGCC, generados, son usados inmediatamente y su concentración –a través del proceso del reactor- es baja. La reducción neta de la alcalinidad es relativamente pequeña, porque en los sistemas de alta tasa, en la separación parcial de la tasa, la fase acidogénica domina en la parte baja de la cama de lodos, llevando a un incremento de los AGCC, lo cual reduce la alcalinidad y consecuentemente el pH; para mantener el pH cercano al valor neutro en el reactor, la alcalinidad requerida debe ser relativamente grande.

En la parte alta de la cama de lodos, los AGCC son convertidos a CH_4 y CO_2 , y la alcalinidad se regenera (Cowenthel et al, 1991); la alcalinidad suministrada, para mantener al pH cercano a neutral, en la parte baja de la cama de lodos, está ahora en exceso y es eliminada en el efluente. De ahí que, en el sistema del reactor, la masa de H_2CO_3 -alcalinidad, que debe suministrarse, es controlada por las elevadas concentraciones de AGCC, presentes en la parte baja de la cama de lodos.

En los sistemas de alimentación continua, para mantener el “peso” del pH en >6.6 , la cantidad mínima de H_2CO_3 - alcalinidad, adicional, requerida por la

DQO en el influente, dependerá de la naturaleza del agua residual, que es, básicamente el contenido de carbohidratos y proteínas y su potencial para generar H_2CO_3 -alcalinidad, a través –por ejemplo - de la deaminación de nitrógeno orgánico o el “consumo” de la acidez orgánica.

8.9. TEMPERATURA

El tratamiento anaerobio de aguas residuales industriales, puede considerarse como una tecnología bien establecida y sólida, con un amplio rango de aplicaciones. Hasta ahora, prácticamente todas las aplicaciones a nivel industrial de tratamientos anaerobios, están restringidas a aguas residuales concentradas, con temperaturas excediendo los 18°C ; sin embargo bajo condiciones de clima moderado, muchas aguas residuales industriales y domésticas, son descargadas a temperaturas ambientales bajas.

Además de las bajas concentraciones de materia orgánica, típicamente en el rango de 0.3 a 1.0 g de DQO/L, esas aguas, usualmente contienen una elevada concentración de oxígeno disuelto, algunas veces por encima de $10\text{mg O}_2/\text{L}$. Hasta ahora, los intentos para tratar esas aguas residuales diluidas, bajo condiciones psicrófilas, no habían tenido éxito. Debido a que la temperatura afecta fuertemente las fases de conversión anaerobia, algunos cambios debían hacerse al diseño de los reactores convencionales de alta tasa, para enriquecer y permitir al consorcio microbiano metanogénico, estar en posibilidad de degradar eficientemente aguas residuales diluidas a bajas temperaturas.

Debido a las numerosas ventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio, en comparación con los tratamientos aerobios convencionales, el desarrollo de sistemas de tratamiento anaerobio de alta tasa a bajas temperaturas, indudablemente tendrá un gran impacto económico y ecológico.

La factibilidad de desarrollar reactores anaerobios de alta tasa, para tratar aguas residuales a bajas temperaturas, depende fundamentalmente de:

1).- La calidad de lodo de inóculo usado en los reactores y su desarrollo bajo condiciones psicrófilicas.

2).- La naturaleza de los contaminantes orgánicos presentes en el agua residual y

3).- La configuración del reactor especialmente su capacidad para retener lodo viable.

Reactores anaerobios de lodo granular, de uno o dos pasos o etapas, se pueden usar para el tratamiento de estas aguas residuales; sin embargo es importante mencionar que con la experiencia (incipiente) que se tiene con estos reactores en esas condiciones; los reactores de 2 pasos, son los que mejores resultados han arrojado, por lo que en principio, será un reactor de 2 pasos el que analizaremos en este estudio

La metanogénesis a bajas temperaturas, ha sido estudiada principalmente en ambientes naturales, tales como los suelos de la tundra, los sedimentos en estanques y los sedimentos de lagos profundos. En esos ambientes, la bacteria metanogénica psicrótrófica, consumidora de hidrógeno y la homoacetogénica psicrótrófica, han sido aisladas y hay indicios de que en los hábitats naturales con baja temperatura, los homoacetógenos, pero no los metanógenos, consumen hidrógeno, lo que podría dificultar la degradación de los ácidos grasos superiores.

En los ambientes metanogénicos, el consorcio sintrófico de bacterias acetogénicas de protón-reductores y las metanógenas, degradan los ácidos grasos, como el propionato y butirato. En los procesos metanogénicos mesofílicos, generalmente se acepta que la afinidad de los homoacetógenos por el hidrógeno, es demasiado baja para permitir que crezcan y se desarrollen los oxidantes del propionato y butirato.

Sin embargo, los metanógenos autotróficos, consumidores de hidrógeno, pueden desarrollarse a bajas temperaturas. No está muy claro, si un consorcio bacteriano estable, que degrada los ácidos grasos, en condiciones psicrófilicas, puede obtenerse y mantenerse, para propósitos de ser usado en sistemas de tratamiento anaerobio de aguas residuales. En el presente trabajo se recogen y adoptan las experiencias y logros de los investigadores G. Lettinga, Salih Rebac, S. Parshina, A. Nozhevnikova, J. Van Lier y A. M. Stams, de la Universidad de Agricultura de Wageningen, Holanda, y del Instituto de Microbiología, de la Academia de Ciencias de Rusia, en Moscú, Rusia, (1999). Quienes condujeron novedosos trabajos, que experimentaban con el desarrollo de consorcios bacterianos en condiciones psicrófilicas anaerobias, para después, llevarlos a escala de laboratorio y piloto, intentando arrancar y operar, reactores de alta tasa, usando la tecnología de lecho granular expandido, a temperaturas de entre 3 y 8°C, usando aguas residuales diluidas (Tipo municipales) de 0.5 a 1.0g DQO/L y que además contenían O₂ disuelto en concentraciones incluso por arriba de los 10mg/L.

Estas experiencias que en su momento fueron exitosas, han sido, solo recientemente, escaladas en Europa, Japón y Estados Unidos a niveles industriales, logrando realizar -lo que hasta hace muy poco se consideraba poco probable- el tratamiento de aguas residuales urbanas diluidas, (que es la constante en este tipo de residuos líquidos) a bajas temperaturas y con contenidos variables de oxígeno disuelto.

En este trabajo se adoptan las experiencias de este equipo multidisciplinario, encabezado por el Dr. Lettinga, por representar un avance substancial, al derribar las barreras relacionadas con la imposibilidad de aplicar los tratamientos anaerobios de alta tasa, a aguas residuales urbanas “diluidas” y además, a temperaturas que caen en la clasificación de psicrófilicas; lo cual permite avanzar en el desarrollo de sistemas anaerobios de alta tasa, aplicando total o parcialmente, las experiencias de este equipo de científicos, que permiten el tratamiento de aguas residuales domésticas, municipales y/o urbanas, con los consecuentes beneficios de eficiencia, montos de inversión y costos de mantenimiento, haciéndolos más accesibles tecnológica y

económicamente para poblaciones urbanas o rurales, que en el pasado reciente, no tenían acceso viable al tratamiento de sus desechos líquidos, por carecer de la tecnología, el espacio, o los recursos necesarios para emprender su tratamiento.

En este trabajo, usaremos los planteamientos torales del Dr. Lettinga y su equipo, adaptándolos a las condiciones y necesidades residuales de nuestro país.

En este capítulo, se describen las condiciones generales del proceso y operación del tren de tratamiento biológico, pero en el siguiente capítulo, se usan las condiciones experimentales para calcular y diseñar el proceso biológico anaerobio que se describe.

Los resultados de esa investigación, indican que el tratamiento anaerobio de alta tasa, usando su reactor EGSB de dos pasos o etapas, es factible en condiciones de temperatura muy baja (por ejemplo hasta 3°C). Para una mezcla de ácidos grasos volátiles (AGV) como sustrato, se pueden obtener eficiencias de remoción de DQO de 90% y superiores, a temperaturas de entre 8 y 14°C y TCO de 12g y 5g de DQO por litro y por día, respectivamente, para cada etapa del reactor.

El concepto de un reactor EGSB de dos etapas, fue capaz de trabajar con cargas orgánicas de 5 a 10 veces mayores, con eficiencias de remoción del 90% para AGV (DQO_{AGV}), que aquellos reportados hasta ahora, que trataron anaerómicamente agua residual, en condiciones psicrófilas. En esa investigación, se encontró que la oxidación del propionato, es el paso más complicado en la digestión anaerobia a bajas temperaturas, la cual sin embargo se logró de manera satisfactoria. La actividad específica de degradación del propionato, fue satisfactoriamente alta, y la K_m para el propionato, fue lo suficientemente baja, para hacer factible el tratamiento anaerobio de aguas residuales diluidas. Los valores, aparentemente bajos de K_m , pueden atribuirse, probablemente, a las excelentes condiciones de mezclado, prevalecientes en el sistema del reactor EGSB.

Comparado con un reactor de un solo paso, la degradación del propionato, se mejoró significativamente, cuando se usó el sistema de reactor de dos etapas. La adecuada degradación de los ácidos grasos, como el acetato y el butirato, en el primer módulo, ayudaron a mejorar de manera muy evidente la degradación del propionato. Este mejoramiento en la biodegradación del propionato, en un reactor de dos pasos, diseñado y operado adecuadamente, puede atribuirse a:

* El desarrollo de un micro-ecosistema balanceado en los gránulos de lodo, en los módulos separados del reactor y

* Al mejoramiento de las condiciones ambientales, tales como, la menor presencia de productos inhibitorios en la conversión del propionato; particularmente en el segundo módulo, donde el acetato puede mantenerse en un relativamente bajo nivel, lo que hace que las condiciones de degradación del propionato, sean más favorables.

Como una consecuencia del manejo de dos etapas en el reactor, un lodo con una elevada actividad específica de degradación del propionato y metanogénica, podrá desarrollarse en el segundo módulo del reactor, lo que incrementará substancialmente, *el potencial de carga orgánica del sistema*.

El incremento observado en las actividades específicas del lodo granular, con el tiempo, Tabla 8.4, indican un enriquecimiento de los organismos metanogénicos y de los oxidantes del butirato, a las bajas temperaturas aplicadas al sistema.

Para el lodo de ambos módulos, las actividades específicas a 10°C; por ejemplo para butirato y para la mezcla de AGV, (tabla.8.5.), fue mayor que las actividades específicas del lodo, cuando se usó un reactor EGSB de un solo paso, teniendo como sustrato AGV a 10°C.

Tabla.8.4. EFICIENCIA DE REMOCIÓN PROMEDIO DE ACETATO Y BUTIRATO COMO PORCENTAJES DE LA DQO INFLUENTE DE UNA MEZCLA PARTICULAR DE AGV.

TEMP (°C)	EFICIENCIA DE REMOCIÓN PROMEDIO (%)					
	ACETATO			BUTIRATO		
	1er MODULO	2do MODULO	TOTAL	1er MODULO	2do MODULO	TOTAL
8	84	94	97	59	86	90
4	80	99	100	94	100	100
3	57	86	86	83	97	99

Tabla.8.5. ACTIVIDADES MAXIMAS ESPECIFICAS DE DEGRADACIÓN DEL SUSTRATO, DEL INOCULO Y DEL LODO EGSB

TIEMPO	ACTIVIDAD MÁXIMA ESPECIFICA DE DEGRADACIÓN DEL SUSTRATO (g DQO/g SSV ·d)		
	PROPIONATO	BUTIRATO	MEZCLA AGV
DIA 0	0.097 (0.07)	0.053 (0.001)	0.106 (0.000)
<u>1^{ER} MODULO</u>			
DIA 48	0.082 (0.00)	0.056 (0.006)	0.140 (0.005)
DIA 152	0.093 (0.017)	0.139 (0.001)	0.214 (0.002)
<u>2^{DO} MODULO</u>			
DIA 48	0.111 (0.008)	0.068 (0.002)	0.143 (0.002)
DIA 152	0.110 (0.000)	0.112 (0.009)	0.205 (0.002)

(*) La desviación Std. Se muestra entre paréntesis.

Por otro lado, no se observó un crecimiento neto de los organismos oxidadores del propionato, en ninguno de los módulos, mientras que en los cultivos de “batch”, el consorcio de oxidadores del propionato, se enriqueció. Debido a que el acetato se acumuló durante la degradación del propionato y los oxidadores del propionato, son sensibles a los cambios en las condiciones del ambiente, su crecimiento, pudo haber sido inhibido por el acetato, debido a la baja actividad de los metanógenos acetoclasticos a bajas temperaturas. Contrario a los oxidadores del propionato, los organismos oxidadores del butirato, crecieron muy bien, aún en el primer módulo.

La baja actividad del butirato del inóculo de lodo, puede atribuirse, al hecho de que el lodo del inóculo, fue cultivado en agua residual proveniente de la malta, la cual difícilmente contiene butirato ($< 0.030\text{g butirato (DQO}_{\text{but}})/\text{L}$).

Las tasas de oxidación del propionato y de formación del metano, a partir del lodo, se dieron a una temperatura de 30°C , lo que sugiere, que aún después de 18 meses de operación a temperaturas inferiores a 10°C , se desarrolla un consorcio mesofílico no especializado, lo que indica que es posible que el lodo mesofílico se desarrolle a bajas temperaturas, debido seguramente, a que las condiciones ambientales en el reactor eran óptimas.

Adicionalmente, al entrapamiento de los nuevos organismos que crecieron en la biomasa inmovilizada, el excelente crecimiento y estabilidad de los metanógenos y de los oxidadores del butirato, puede atribuirse a que prevalecieron, muy bajas tasas de decaimiento (K_d), bajo condiciones psicrófilas. Estas características facilitaron la implementación práctica de los reactores anaerobios de alta tasa, operando a bajas temperaturas, debido a que no hubo necesidad de desarrollar poblaciones psicrófilas especializadas. A temperaturas, por debajo de los 15°C , la acumulación observada de acetato, pudo deberse a la baja actividad de los metanógenos acetoclasticos y/o al incremento en la actividad de la bacteria homoacetogénica. Más tarde esto no pareció lo más viable, ya que la concentración de hidrógeno en los módulos del reactor fue muy baja, (menor a 5nM), que puede ser alcanzada por la bacteria homoacetogénica (alrededor de 300nM). Adicionalmente, las células de *Methanospirillum* que utilizan al formato e hidrógeno, se enriquecieron, junto con los oxidadores del propionato, lo que indica que los equivalentes (hidrógeno y formato), se reducían durante la oxidación del propionato y fueron usadas principalmente por los metanógenos y no por los homoacetógenos. El hecho que durante la oxidación del propionato, las tasas de producción de metano C^{14} a partir del bicarbonato, fueron de 3 a 5 veces mayores, que aquellos que provenían del acetato, indica que la acumulación de acetato, no fue el resultado del incremento en la actividad homoacetogénica.

La tasa de metanogénesis acetoclástica en el lodo del reactor, fue mucho menor que la tasa de metanogénesis autotrófica, medida con sustratos monitoreados. La metanogénesis acetoclástica, es mayormente afectada por la

disminución de la temperatura, lo que explica la acumulación observada de acetato, durante la degradación del propionato a baja temperatura. Sin embargo, la prevalencia de una alta densidad de los metanógenos acetoclasticos, en el lodo del segundo módulo, es esencial para la degradación eficiente del propionato en esa etapa. Tabla.8.5.

De estas experimentaciones, se puede concluir que en el sistema de reactor de alta tasa de doble módulo, se pueden obtener comunidades metanogénicas, que degradan completamente a la mezcla de ácidos grasos volátiles (AGV), incluyendo el propionato, a CH₄ y CO₂ a bajas temperaturas. No se obtiene una comunidad de microorganismos psicrófilicos, sin embargo, la especial configuración del reactor EGSB, propicia una conversión de altas tasas a bajas temperaturas.

8.10. EXPANSIÓN DEL LECHO GRANULAR

El conocimiento de la expansión del lecho de lodo granular, juega un rol importante, en el diseño y operación de un reactor EGSB, ya que es el punto clave, para encontrar el equilibrio entre la expansión del lecho y el “lavado” del lodo, con la estabilidad y funcionamiento del reactor EGSB, que debe ser muy “sensible” al grado de expansión del lecho (Liu et al, 2002); por lo tanto, el conocimiento cuantitativo, de la expansión del lecho, es necesario para realizar un correcto diseño y condiciones adecuadas de operación.

De hecho, la expansión del lecho, está íntimamente relacionada, con las características de sedimentación, de ahí que, debemos analizar primero, esta última característica.

La velocidad de sedimentación del medio, se usa generalmente, para evaluar las características de sedimentación de los gránulos y casi todos los trabajos previos publicados sobre este particular, sugieren que la velocidad de sedimentación de los gránulos, sigue la ley de Stokes, debido a que este proceso de sedimentación, cae en el régimen de flujo laminar (Hulshoft, 1989 Hu, 2003, Field 2005), mientras que otros sugieren, que esta en concordancia

con la formula de Allen, porque el proceso de sedimentación, cae dentro del rango de flujo intermedio (Wang,2002). Sin embargo, las características de sedimentación de los gránulos de lodo, han sido muy poco estudiados por los investigadores de estos procesos en general; de ahí que para este trabajo, se han tomado como base, las experimentaciones sobre el tema de expansión del lecho de lodo granular en un reactor EGSB, de los investigadores Yong-Hong, Yan-Ling, Shu-Cheng y Chu-Jiang, de la Universidad de Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Xi'an, China, que en el año 2006, realizaron el trabajo de investigación sobre esta materia; que es básicamente, el estudio de las características de expansión del lecho de lodos en un reactor EGSB, tomando como base, el análisis de la velocidad de sedimentación de los gránulos de lodo y que usaremos como base y referencia, para determinar las características de nuestro proceso, usando esta información también, para el diseño y cálculo del reactor EGSB, objeto de nuestro trabajo.

DESARROLLO DEL MODELO

VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN TERMINAL.

La velocidad de sedimentación de los gránulos, puede determinarse, a partir de la conocida ecuación:

$$V = \sqrt{\frac{4gd_p(\rho_p - \rho)}{3C_d\rho}} \quad (8.1)$$

En la ecuación (8.1), el coeficiente de arrastre C_d está en función del número de Reynolds (Re):

$$C_d = \varnothing (Re) \quad (8.2)$$

Asumiendo que el proceso de sedimentación de los gránulos esta en el régimen de flujo intermedio ($0.2 < Re < 500$), se recomienda que C_d , se calcule como sigue; (Perry y Green, 1997):

$$C_d = 18.5 Re^{-0.6} \quad (8.3)$$

Y substituyendo la ecuación (8.3) en la ecuación (8.1), la velocidad de sedimentación de los gránulos, calculada a partir de la ley de Allen, puede escribirse como (en ausencia de los efectos de pared) (Liu et al, 2005):

$$V_t = 0.781 \left[(d_p)^{1.6} (\rho_p - \rho) / \rho^{0.4} \mu^{0.6} \right]^{0.714} \quad (8.4)$$

Donde:

V_t = velocidad de sedimentación de los gránulos

d_p = diámetro promedio de los gránulos

ρ_p = densidad promedio de los gránulos

ρ = densidad del agua residual

μ = viscosidad dinámica del agua residual

El valor de Re debe verificarse, para asegurarse de la veracidad de la suposición hecha:

$$Re = \rho d_p V / \mu \quad (8.5)$$

La información sobre la expansión del lecho, se reporta y se compara generalmente con las relaciones numéricas, en términos de la porosidad (espacios vacíos), como una función de la velocidad superficial del fluido; que puede ser una desventaja, cuando se presentan grandes expansiones del lecho; por lo que los datos generados por la investigación, se consideran como de la expansión del lecho de lodo granular.

En este tipo de estudios, la atención se centra en la expansión del lecho del reactor EGSB, como una función de la velocidad ascensional (V_{up}) del líquido, sin reparar mucho, en lo que sucede en el lecho mismo, tal como la producción de gas.

La evidencia experimental publicada hasta ahora, sugiere, que las características de la expansión del lecho, de una cama fluidizada en el reactor, pueden representarse por la correlación de Richardson y Zaki (Richardson-Zaki, 1954):

$$V = V_t \varepsilon^n \quad (8.6)$$

Donde:

V_t = velocidad de sedimentación de los gránulos

V = velocidad de sedimentación de una partícula diferente al gránulo

ε = Porosidad del lecho.

Y donde “ n ”, es el índice de expansión y se encontró que solo esta, en función de Re , por lo que Richardson y Zaki, recomendaron la siguiente correlación:

Cuando:

$$\begin{array}{ll} Re < 0.2 & ; \quad n=4.65 \\ 0.2 < Re < 1 & ; \quad n=4.4 Re^{-0.03} \\ 1.0 < Re < 500 & ; \quad n= 4.4 Re^{-0.1} \\ 500 < Re & ; \quad n=2.4 \end{array}$$

Suponiendo, de acuerdo con ello, que el proceso de sedimentación de los gránulos, cae en la categoría de régimen de flujo intermedio, entonces, la correlación para n , se escribe como:

$$n = 4.4 Re^{-0.1} \quad (8.7)$$

Substituyendo la ecuación (8.7) en (8.6), la porosidad del lecho, puede escribirse como:

$$\varepsilon = \frac{\mu}{e^{\frac{\ln \mu t}{4.4 Re^{-0.1}}}} \quad (8.8)$$

La expansión del lecho η , se define como,

$$\eta = \frac{H - H_0}{H_0} \times 100\% \quad (8.9)$$

La altura del lecho expandido, puede transformarse en la porosidad del mismo, usando la ecuación de flujo (Zhang, 2004):

$$\eta = \frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \times 100\% \quad (8.10)$$

Donde:

ε tiene valores de entre 0.4 a 0.45 para partículas casi esféricas, tornándose para el estudio el valor de 0.4

Substituyendo la ecuación (8.8) en la (8.10), la expansión del lecho puede escribirse ahora, como:

$$\eta = \frac{\frac{\mu}{\ln \frac{\mu}{\mu_t}}}{e^{4.4Re-0.1} - 0.4} \times 100\% \quad (8.11)$$

$$1 - e^{-\frac{\mu}{\ln \frac{\mu}{\mu_t}}}$$

Por lo tanto, la expansión del lecho en reactores EGSB, con diferente lodo granular y bajo diferentes velocidades superficiales del líquido, puede investigarse a partir de esta expresión.

Substituyendo la ecuación (8.11) en la ecuación (8.9), se puede calcular la altura del lecho expandido, bajo diferentes condiciones de operación:

$$H = H_0 \left(1 + \frac{\frac{\mu}{\ln \frac{\mu}{\mu_t}}}{e^{4.4Re-0.1} - 0.4} \frac{\mu \mu_t}{1 - e^{-\frac{\mu}{\ln \frac{\mu}{\mu_t}}}} \times 100\% \right) \quad (8.12)$$

De acuerdo con información disponible en la literatura reciente, un lodo granular excelente, puede mantenerse en condiciones extremas dentro de un reactor EGSB del tipo BIOBED (BIOTHANE CORP) y la altura del lecho expandido de tales reactores, varía entre 7 y 14 metros. La velocidad de sedimentación de los gránulos en estos reactores, se sitúa en el rango de 60-80 m/h y los gránulos no son "lavados" fuera del reactor, aun a velocidades (V_{up}) de 15m/h (Zouberg y de Been, 1997).

Kato et al (1994), establecieron que un lodo granular bien formado, de 3-4 mm de diámetro, puede mantenerse en los reactores EGSB, bajo condiciones de elevada carga hidráulica y se ha reportado que el diámetro promedio de los gránulos en un reactor del tipo BIOBED- EGSB, se incrementó de 1.5 a 3.5 mm

(densidad $1,037\text{Kg/m}^3$), durante la operación de 12 meses del reactor (González- Gil et al, 2001).

Por lo tanto, d_p (diámetro del gránulo) es de: 3, 3.5 y 4 mm y ρ_p (densidad del gránulo), es de $1,040\text{ Kg/m}^3$ en el análisis matemático del estudio, y la velocidad de sedimentación, se toma como 70 m/h; con una densidad del líquido de $1,000\text{ Kg/m}^3$. Los datos de la expansión del lecho, calculados por la ecuación (8.12), ser muestran en la figura 8.7.

Exp. Lecho %

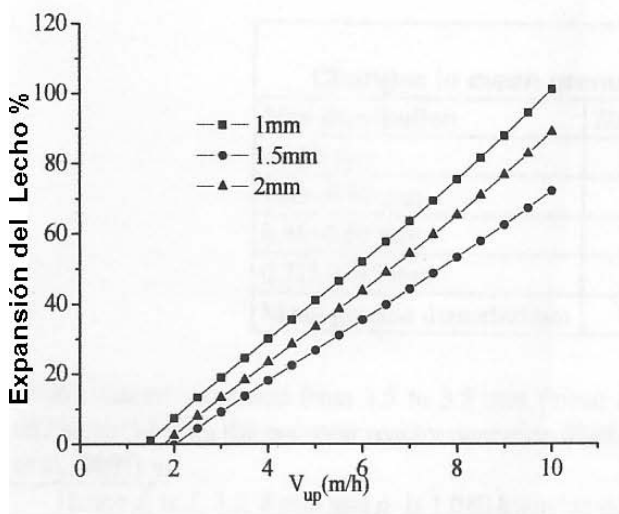


Figura.8.6. Análisis matemático entre la expansión del lecho de lodos y la velocidad ascensional del líquido V_{up}

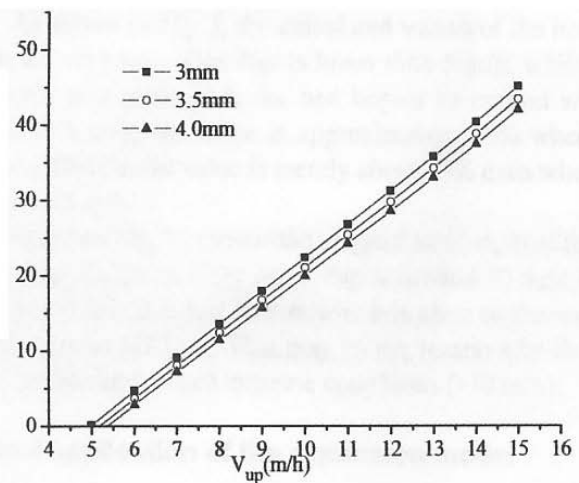


Figura.8.7. Análisis de la expansión del lecho y V_{up} en un reactor BioBed-EGSB

Los datos de expansión del lecho granular, bajo diferentes velocidades del líquido, con diferentes tamaños de gránulo, calculados con la ecuación (8.11) se muestran en la Figura 8.6.

La expansión del lecho, cuando se incrementa la velocidad, se observa en la Figura 8.6. La expansión del lecho anticipada, es muy lenta, cuando V_{up} es menor a 2 m/h y entonces el lecho se comporta como una cama estática y la expansión comienza cuando la velocidad V_{up} , rebasa los 2 m/h.

La Figura 8.6, también revela, que la expansión predicha, excederá el 20%, cuando V_{up} es superior a 4 m/h y es consistente, con las características principales de los reactores EGSB ($> 4\text{m/h}$) (Seghezzi, et al. 1998).

En la Figura 8.7, los valores calculados de la expansión del lecho son muy bajos, cuando, V_{up} es menor a 5m/h, lo que hace, que el lecho se comporte también como una cama estática; el lecho, comienza a expandirse cuando V_{up} excede los 5 m/h; el valor es aproximadamente 20% cuando V_{up} es alrededor de 10 m/h y la expansión se incrementa a 45% cuando V_{up} es 15 m/h.

Basado en la Figura 8.7, aun si la altura original del lecho en el reactor EGSB, es de 14m, cuando V_{up} es alrededor de 10 m/h, la altura del lecho expandido, es exactamente 16.8 m, lo cual está muy cerca del nivel del agua en el reactor; (17.3m) y esta sería la razón, por la cual el reactor puede operar bajo tales condiciones extremas ($> 10\text{ m/h}$).

APLICACIÓN DEL MODELO DE EXPANSIÓN

En un reactor EGSB de 275 m^3 operado en la provincia de Shangdong, China, durante diferentes tiempos (Julio 2004- Octubre 2004), las características de operación fueron las siguientes: la densidad de los gránulos en el medio del reactor fue de 1050 Kg/m^3 ; la densidad del líquido 1000 Kg/m^3 y la altura original de la cama de lodos dentro del reactor era de 5.4m.

Las variaciones en la altura del lecho, durante diferentes periodos de tiempo se muestra en la Figura 8.8, calculados con la ecuación 8.12.

Como se muestra en la Figura 8.8, la altura máxima del lecho de lodos, es de alrededor de 10.6 m, cuando V_{up} es cercano a 4 m/h, la cual esta muy próxima a la posición del separador de 3 fases (GLS) y basado en estos datos, puede verse claramente, que la velocidad ascensional mínima adecuada, necesaria para preservar la estabilidad en el reactor es de alrededor de 4 m/h. Por lo tanto, el valor de V_{up} aplicado al reactor EGSB, fue controlado en valores cercanos a 4 m/h.

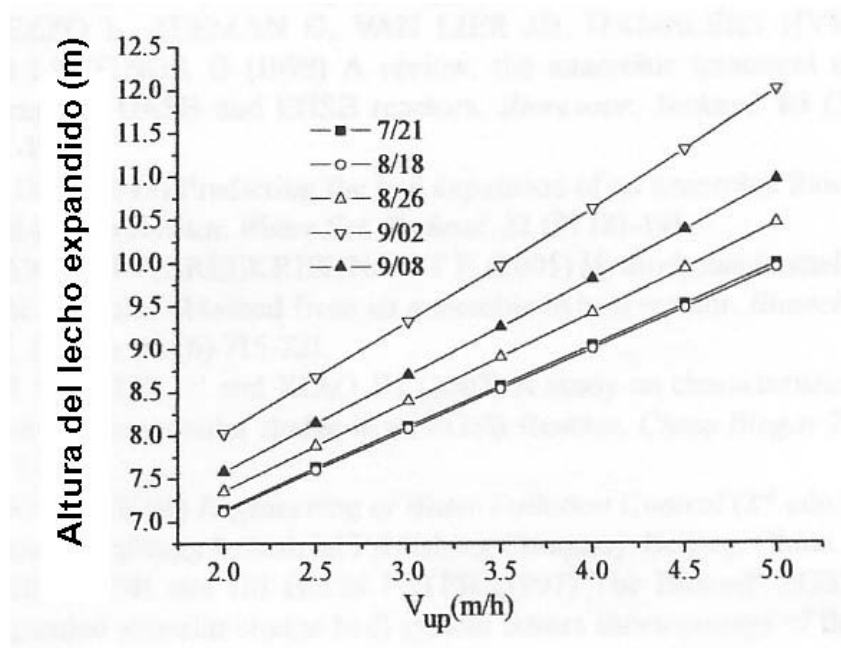


Figura 8.8. Variaciones en la altura del lecho, con V_{up} , durante diferentes tiempos de operación.

El modelo desarrollado en esa investigación, es aplicable al estudio de la expansión del lecho de lodos, de los reactores EGSB, considerando, que deben asignarse, para cada caso, los valores adecuados de velocidades ascensionales del líquido (V_{up}), parámetros físicos del lodo granular y las características del agua residual por tratar. Desde una perspectiva práctica, pueden usarse con las debidas salvedades, en el diseño y operación de reactores del tipo EGSB.

Las siguientes conclusiones, pueden aplicarse de los resultados de esa investigación:

* La cama de lodos, empieza a expandirse, cuando la V_{up} excede 2 m/h; y la expansión del lecho supera el 20% cuando V_{up} excede los 4 m/h.

* En las Figuras 8.6 y 8.8, se muestra, que la correspondiente V_{up} es alrededor de 3-7 m/h (d_p entre 1-2 mm) y la correspondiente V_{up} es 10-15 m/h (d_p entre 3-4 mm) cuando la expansión del lecho en el reactor, es controlada en el rango de 20-40%.

* No se consideró el efecto del biogás producido, lo que impacta de acuerdo a datos de literaturas especializadas, en un 10-15 % en la expansión del lecho.

8.11. PATRONES DE FLUJO, CINÉTICA DE LAS REACCIONES Y TRANSFERENCIA DE MASA DE UN REACTOR EGSB

En esta sección del trabajo, haremos referencia y tomaremos los resultados del estudio e investigación, conducidos por los Drs. A.G. Brito y L.F. Melo, del departamento de Ingeniería Biológica, de la Universidad do Minho, de Largo do Paso, Portugal, mediante el cual conducen esta investigación para evaluar los patrones de flujo y la cinética aparente, así como los posibles roles de la resistencia externa e interna, en la transferencia de masa de los sustratos típicos y sus necesidades (principalmente de acetato), cuando se realiza el tratamiento de aguas residuales diluidas, en un reactor de alta tasa EGSB.

Los patrones de flujo, fueron evaluados, a través de la experimentación con la Distribución del Tiempo de Resistencia Hidráulica (DTRH), en trazadores inertes. La cinética de remoción del acetato, fue modelada por la ecuación de orden de reacción, sugerida por Rodríguez et, al y Arvin y Harremoes. Estos autores desarrollan una analogía, entre los reactores de bio-película y catalíticos, para incorporar la resistencia en la transferencia de masa, en el modelado de la degradación de un sustrato.

Para la realización del modelo conduciendo el experimento, los investigadores, consideraron que algunas características dominantes del proceso deberían establecerse, para poder aplicar expresiones simples y útiles, que puedan contribuir al diseño de un reactor. Estas suposiciones son las siguientes:

- * Condiciones de estado estacionario.
- * El sustrato limitante es el acetato
- * La difusión es el mecanismo predominante en el transporte de masa y
- * Los gránulos de biomasa se consideran homogéneos y esféricos.

El orden de reacción aparente, para la degradación del acetato, se dedujo a partir de la adaptación y análisis comparativo para las ecuaciones de orden uno, orden cero, y orden medio.

La presencia de una resistencia a la transferencia de masa externa, se evaluó, combinando los balances de masa y los modelos de flujo, como lo describe Rodríguez et, al. El rol de las limitaciones difusionales, se evaluó en pruebas de carga discontinua (batch), midiendo la tasa de remoción del acetato obtenida, usando diferentes tamaños de gránulo (obtenidos por desintegración) con la subsecuente determinación de la adecuada cinética de prueba.

PATRONES DE MEZCLADO

Los patrones de mezclado de un reactor EGSB a escala de laboratorio, muestran que las características de mezclado, se aproximan mucho a aquellas que se presentan en un reactor de flujo continuo totalmente agitado (RFCTA). En general, las características del reactor de flujo pistón (RFP), estarían presentes debido a la elevada velocidad intersticial, pero la recirculación del efluente tratado, incrementa el retro-mezclado, lo que propicia que prevalezcan las características de un RFCTA. La determinación del coeficiente de mezclado del reactor EGSB, con respecto a un RFCTA de mezcla perfecta, fue de 0.92, lo que indica su aproximación a este último. Por lo tanto, en aras de la funcionalidad y práctica, se consideró que un reactor EGSB, se aproxima a la representación de un modelo de mezcla ideal.

EVALUACIÓN DE LA CINÉTICA APARENTE

El balance de masa y las concentraciones cinéticas en un reactor EGSB, se integraron de acuerdo con los patrones de mezclado, indicados en el inciso anterior. La tasa de remoción del acetato, fue probada primero, con reacciones de orden medio ($\frac{1}{2}$) y de orden cero, encontrándose que la de orden medio ($\frac{1}{2}$), produjo los mejores resultados en el sistema.

En la Figura 8.9, se presenta la tasa de remoción aparente u observada por unidad de SSV (r_x), graficada contra la concentración en volumen global (bulk) en el reactor, con un orden de reacción de $\frac{1}{2}$, la concentración "bulk" promedio, está representada en el reactor como:

$[Ac(out)]^{1/2}$ concentración del acetato en el efluente

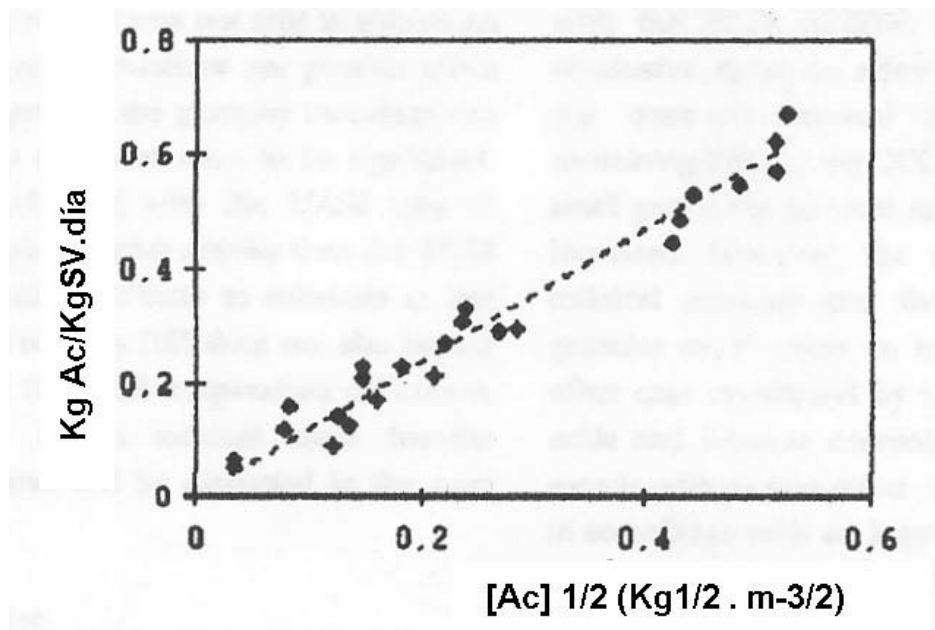


Figura.8.9. Tasa específica de remoción del acetato, como una función de la concentración (bulk) con un orden de reacción de $\frac{1}{2}$.

La prueba de la cinética de orden $\frac{1}{2}$, representada en la gráfica anterior, tiene un coeficiente de determinación de 0.98 para el reactor EGSB.

La cinética para la reacción de orden cero, fue descartada, debido a que las tasas de remoción del sustrato, fueron inferiores a 1-2 Kg DQO/Kg SSV .d, que es reconocida como el valor mínimo aceptado, para reacciones de orden cero, los coeficientes de saturación para los gránulos anaerobios, fue de 10mg de AGV/ g DQO y 70 mg/L y puesto que el rango de concentración del acetato en “bulk” en el reactor (50.5 mg/L), no fue significativamente menor, que esos coeficientes, la cinética de primer orden también se descartó.

TRANSFERENCIA DE MASA EXTERNA

El rol de las limitaciones de la transferencia de masa externa en la operación de un reactor EGSB, se evaluó, considerando el análisis para bio-películas homogéneas, con cinéticas intrínsecas de orden cero, presentadas por Rodríguez et, al (1990). Mediante el manejo matemático de los balances de masa de un RFCTA y relacionando las concentraciones del sustrato en la alimentación, con la eficiencia de remoción E, es posible concluir que los datos deben ajustarse, mediante la prolongación de una línea recta interceptando los ejes en el origen, si no existen limitaciones en la transferencia de masa. La combinación de los parámetros intrínsecos (difusividad y coeficiente de velocidad) con el factor de efectividad, hacen este análisis independiente de los parámetros intrínsecos y de la geometría de la partícula.

En el caso del reactor RFCTA, la concentración del sustrato en el influente, es graficada contra $(1-E/E_2)$ y los resultados se presentan en la Figura 8.10.

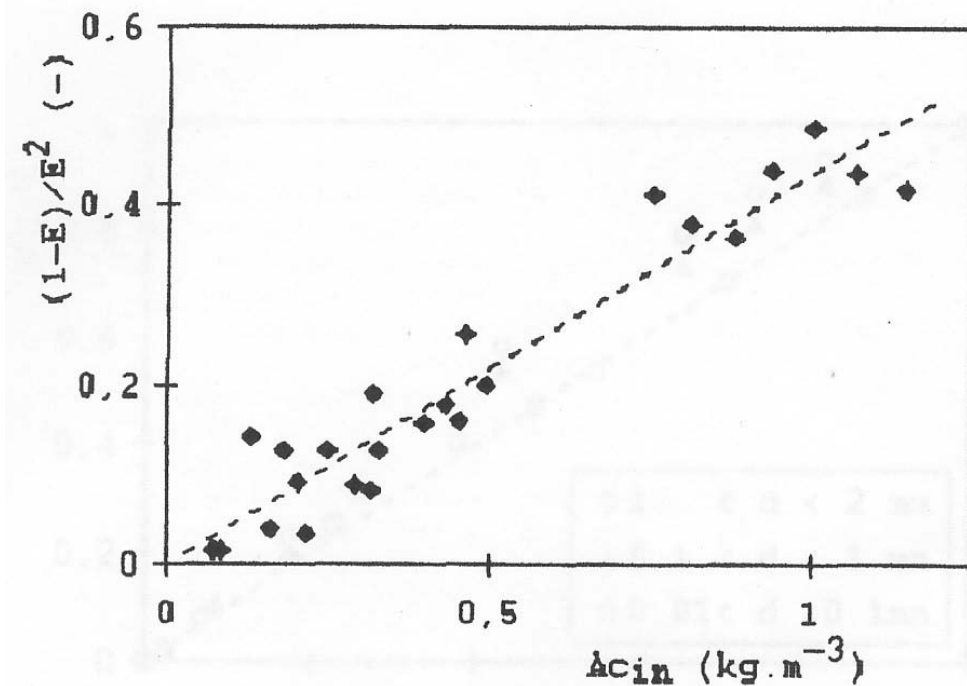


Figura.8.10. En un reactor EGSB: $(1-E)/E^2$ vs concentración de acetato en la alimentación

Como se observa en la gráfica, en el reactor EGSB, hay una correlación lineal en la intercepción de los ejes en el origen; consecuentemente, puede considerarse que la resistencia a la transferencia de masa en la película líquida, no es importante en un reactor EGSB, y esto es probablemente, debido a la alta velocidad del líquido en el reactor.

TRANSFERENCIA DE MASA INTERNA

La posibilidad de que existan limitaciones de transferencia de masa interna, en el proceso de degradación del acetato, fue estudiado, examinando la relación entre el grado de adaptación de una cinética aparente y el tamaño del gránulo.

Las ecuaciones que definen el orden de reacción, cero, medio y uno, se integraron y graficaron como una función del tiempo y se evaluó el coeficiente de determinación y la adecuación lineal. La tabla 8.6, presenta los resultados

obtenidos, usando diferentes tamaños de partícula, que se obtuvieron al desintegrar los gránulos EGSB. En la Figura 8.11, se muestra un ejemplo de la aplicación de la cinética de orden cero a los 3 diferentes tamaños de gránulo.

Orden de reacción aparente	Gránulo intacto 1<d<2 (mm)	Gránulo, semi-desintegrado 0.1<d<1.0 (mm)	Gránulo desintegrado 0.01<d<0.1 (mm)
Primer orden	0.919	0.882	0.793
Orden ½	0.993	0.987	0.949
Orden 0	0.947	0.965	0.982

Tabla.8.6. Determinación de los coeficientes de la cinética del orden de reacción VS tiempo.

Los resultados presentados en la tabla 8.6 y Figura 8.11, muestran que la cinética de la reacción de orden cero, mejora conforme el tamaño del granulo disminuye; los órdenes de reacción ½ y uno, tuvieron el comportamiento opuesto.

Un experimento similar se desarrolló con los gránulos intactos y semi-desintegrados y revelaron la misma tendencia, a las mismas concentraciones de acetato.

Este patrón sugiere, que los gránulos tenían una cinética intrínseca de orden cero, bajo las condiciones de prueba, presumiblemente, conforme los gránulos adquieren mayor tamaño, las limitaciones del sustrato, harán que cambie la cinética observable, a orden ½. Esto es equivalente a establecer que las reacciones intrínsecas de primer orden, permanecerán como de primer orden (observable), bajo condiciones de limitación del sustrato y que los de orden ½, podrán provenir de las reacciones intrínsecas de orden cero, cuando la bio-película es parcialmente penetrada.

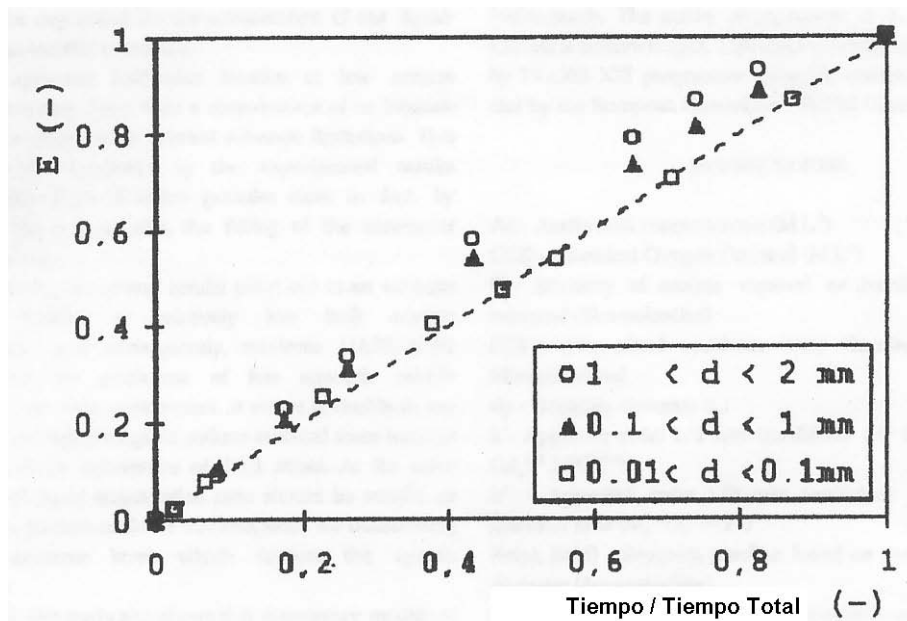


Figura.8.11. Ejemplo del desarrollo de una cinética de orden cero, comparada con los datos experimentales con diferentes tamaños de gránulo. Se usó una variable adimensional, para representar el tiempo, dividido entre el tiempo total de cada experimento. La línea punteada representa el comportamiento de una cinética de orden cero, sin limitaciones difusionales.

De acuerdo con estos resultados, Alphenaar et al (1993), observaron que el coeficiente de saturación aparente del acetato, disminuyó con la desintegración de los gránulos para los mismos tipos de inóculo, que aquellos presentados en el estudio. En su trabajo, la máxima actividad metanogénica permaneció constante, a pesar de la desintegración, sugiriendo que no fue afectada por las limitaciones de transferencia interna. Sin embargo, estas conclusiones, pueden ser demasiado generales, de hecho, como los experimentos fueron realizados con altas concentraciones iniciales de acetato, es posible que, en tales condiciones los gránulos fueran completamente penetrados por el sustrato

CONCLUSIONES

Las pruebas de la distribución del tiempo de residencia hidráulica (DTRH), indican que el reactor EGSB, puede considerarse, para propósitos de la determinación de la eficiencia de conversión del sustrato de aguas residuales, como un reactor del tipo de flujo continuo, totalmente agitado (RFCTA).

La degradación anaerobia, de acetato en bajas concentraciones –menor a 1500mg/L- se consideró adecuada, para cinéticas de reacción de orden $\frac{1}{2}$. El coeficiente de orden $\frac{1}{2}$, R' , fue de 0.254×10^{-3} cuando se usó el modelo de reactor EGSB.

En términos de la transferencia de masa externa, se detectó una muy pequeña resistencia en la película líquida, que para propósitos prácticos, puede ser desechada, considerando que la elevada velocidad ascensional del líquido, así como la tasa de recirculación en el reactor, minimizan esta resistencia en la transferencia de masa, de líquido-gránulo.

La aparente orden de reacción de $\frac{1}{2}$, a bajas concentraciones de acetato, puede ser una consecuencia de un orden de reacción intrínseca de orden cero, bajo condiciones internas de limitación de sustrato. Esta hipótesis, surgió, debido a los resultados experimentales obtenidos con tres diferentes tamaños de gránulo. De hecho, al disminuir el tamaño del gránulo, la adaptación a un orden de reacción cero, se incrementa.

En general, los resultados globales establecen una cinética de orden de reacción intrínseco de cero, a bajas concentraciones de acetato en la masa de agua y refuerzan la tesis de que, el tratamiento de aguas residuales de estas características en reactores EGSB es posible.

En estas aguas residuales, es previsible, usar una alta velocidad del fluido, para reducir la resistencia a la transferencia externa y la presencia de zonas “muertas”. Al mismo tiempo, debe considerarse por lo menos, una mínima relación de recirculación del efluente, como un ligero patrón de flujo-pistón que favorece el mantenimiento de niveles de sustrato aceptables, que ayuda al funcionamiento del sistema en su conjunto.

CAPITULO IX

DISEÑO Y CÁLCULO DEL TREN DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Los reactores anaerobios de dos etapas, se han propuesto para retener y degradar los sólidos suspendidos de un agua residual a temperaturas medias y bajas (3-16°C) como aquellas que prevalecen con climas moderados o extremos, como es el caso de muchas regiones de la República Mexicana, particularmente en la mesa del centro y algunas regiones del norte y noroeste del país.

El tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas es una tecnología que puede considerarse muy bien estudiada y aplicada para aguas residuales de altas concentraciones y con temperaturas de operación a partir de los 18°C.

Sin embargo, cuando la temperatura es menor, o muy variable, y la concentración de materia orgánica es baja, las características del reactor y de las condiciones de operación tienen que modificarse para asegurar la eficiencia en la remoción de los contaminantes de las aguas residuales urbanas.

Adicionalmente a las bajas concentraciones de materia orgánica –entre 0.3-1.0 g de DQO/L, - las aguas residuales usualmente contienen una mayor cantidad de oxígeno disuelto, -en algunos casos hasta 6mg/L-, de ahí que los intentos por tratar aguas residuales diluidas, a temperatura por debajo de los 18° C, no habían sido muy exitosos a escala industrial.

Debido a que la temperatura afecta sensiblemente a las tasas de conversión de los procesos anaerobios, deben realizarse algunas modificaciones y mejoras esenciales, al diseño de los reactores de alta tasa, para enriquecer al consorcio microbiano metanogénico, de tal manera que pueda eficientemente degradar a

las aguas residuales urbanas, en esas condiciones de concentración y temperatura.

Debido a las numerosas ventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio, en comparación con los sistemas tradicionales, el desarrollo de los sistemas de tratamiento anaerobio, a bajas temperaturas y bajas concentraciones de materia orgánica, indudablemente tendrán un gran impacto económico y ambiental.

En el capítulo anterior, se estableció que el éxito del tratamiento de aguas residuales urbanas, en las condiciones descritas, usando un reactor anaerobio de alta tasa, depende principalmente de:

- 1).- La calidad del inóculo en el reactor
- 2).- La naturaleza de los contaminantes en el agua residual y
- 3).- La configuración del reactor, especialmente su capacidad para retener lodo viable..

A partir de la experiencia que se tiene hasta ahora, se puede concluir, que en un reactor EGSB de dos módulos, las comunidades metanogénicas se pueden obtener de los AGV degradados, -incluido el propionato,- completamente a CH_4 y CO_2 a bajas temperaturas.

No se obtiene en esta degradación, una población de microorganismos, estrictamente psicofílica; sin embargo, la adecuada configuración del reactor, posibilita la conversión a alta tasa, a temperaturas medias y bajas.

En los reactores de alta tasa, como el EGSB, la cama del lodo anaerobio, combina un compartimento de reacción o zona de reacción, con un sedimentador y un separador de fases. El agua residual del influente, es admitida en el fondo del reactor, en alimentadores posicionados en toda el área, que le dan una distribución uniforme y fluyen a través de la cama o lecho de lodos, expandiéndolo (el lecho), lo que provoca el contacto eficiente y prolongado entre el agua residual y la biomasa, que se traduce en la

conversión de los contaminantes orgánicos a través de complejos mecanismos de reacción, en los productos finales que componen el biogás.

Este biogás, ayuda a hacer más eficiente el mezclado de agua-biomasa, al impulsar al lodo (granular), hacia la parte superior del reactor, evitando al mismo tiempo, la formación de canales preferenciales (del agua residual a través del lodo), haciendo innecesario el proveer de un mezclado mecánico al reactor.

El biogás es recolectado en un separador de 3 fases, que es operado a una baja presión, para incrementar el área de intercambio superficial gas – líquido.

La mezcla de agua – lodo, fluye hacia la sección del sedimentador, en la parte superior del reactor, donde el lodo granular, al chocar con el baffle del separador, libera su “carga” de gas y le permite (al gránulo de lodo), regresar a la parte media y baja del reactor, a la zona conocida como el compartimiento de reacción. Se ha encontrado que en este tipo de reactores, se pueden manejar altas y muy altas concentraciones de biomasa, cuando se manejan aguas residuales de baja y mediana concentración. Estas concentraciones de biomasa, pueden rondar, el rango de **20-30 Kg de biomasa /m³ de agua residual**.

Para el caso particular de los reactores EGSB, las velocidades ascendentes del agua residual, son muy altas, cuando se comparan con su antecesor el reactor USAB; en el caso de los primeros, estos valores van, desde 4 m/h hasta 15 m/h, lo que se consigue al construir reactores muy altos y de diámetros no tan grandes, en una relación de altura (H), diámetro (D), del reactor, del orden de 4:1 - 6:1.

Los tiempos de residencia hidráulica (TRH), son bajos, al tener altas velocidades ascendentes y alcanzan valores de entre 1.5 h y 12h, aceptando elevadas cargas orgánicas, del orden de 10 - 35 Kg DQO/d m³ de reactor, lo que le imparte una elevada capacidad de tratamiento, con valores de remoción de la DQO en el reactor EGSB de dos etapas, del orden de 85-92 %.

9.1. DESCRIPCIÓN DE LAS ETAPAS DEL PROCESO EN EL REACTOR (EGSB).

ETAPA DE ARRANQUE

El arranque de un reactor anaerobio de alta tasa EGSB, es el período de tiempo durante el cual, la biomasa anaerobia se adapta en cantidad y calidad a las características del agua residual. La duración de la etapa de arranque, dependerá del tiempo que se requiera para obtener una calidad constante del efluente y una masa de lodo biológico suficiente, que no varíe cualitativamente con el tiempo. Generalmente se identifica el final del arranque, en lo que respecta a la biomasa, con la aparición del fenómeno de granulación.

Existen diversas metodologías para el arranque de reactores anaerobios en general, que pueden aplicarse a los reactores EGSB, los cuales se basan fundamentalmente, en el seguimiento de parámetros de operación, y dependiendo de la salud del sistema, en el aumento paulatino de la carga hidráulica y/u orgánica. Se han podido definir tres fases en el arranque (Campos, 1991):

- 1).- Adaptación primaria y crecimiento de bacterias degradadoras de los ácidos acético y propiónico.
- 2).- Formación de una biomasa anaerobia metanogénica activa.
- 3).- Formación de un lodo granular

El arranque se inicia con la aplicación de cargas orgánicas bajas, las cuales se incrementan, en cuanto la salud del sistema lo permite, en lo que se refiere principalmente al contenido de ácidos grasos volátiles (AGV) y remoción de materia orgánica. Durante el arranque, existe el peligro de sobrecarga orgánica y si esto ocurre, la fermentación ácida puede volverse predominante sobre la fermentación metanogénica, resultando en la acidificación del sistema.

Por otro lado, el arranque de reactores que tratan aguas residuales domésticas, es mucho más sencillo que el de reactores tratando aguas residuales

industriales, ya que las características de las primeras, proporcionan una capacidad buffer suficiente, que evitan la acidificación cuando existe acumulación de los productos de la fermentación ácida, debido principalmente, a que en esta fase, la población metanogénica es aún muy pequeña para convertirlos eficientemente (Van Haandel, 1994).

Para reducir los largos periodos de arranque (varios meses), que se presentaban en el pasado, Hulshoff-1998 y Díaz- Báez, 2002, propusieron y desarrollaron otros enfoques:

1).- *Alta presión selectiva*: consiste en la aplicación al reactor, de altas velocidades ascensionales, que generan un lavado del lodo mas floculento y disperso, permitiendo una selección del lodo, que favorece con esto, el fenómeno de granulación.

2).- *Incremento de la adhesión bacteriana*: Consiste en agregar al reactor- a través del sustrato,- elementos y sustancias que incrementan la adhesión bacteriana. Se ha probado entre otros, la adición de Ca^{++} y de polielectrolitos. También se ha reportado la adición de polímeros catiónicos en presencia de carbón activado, así como de la sacarosa al 0.1 %.

En el pasado, el arranque de los primeros reactores de alta tasa, era muy lento y tomaba varias semanas e incluso meses, antes de que la operación se estabilizara. En la actualidad, se puede reducir este tiempo a 2 ó 3 semanas, e incluso a 6 ó 7 días, adquiriendo el inóculo específico para el agua residual en cuestión, a través de empresas –en Europa y USA- que se especializan en la generación y aclimatación de los inóculos específicos, para el tratamiento de aguas residuales domésticas o industriales. La desventaja de este procedimiento, es su alto costo, por lo que, si no se tienen los recursos para ello, debe procederse a la aclimatación del inóculo, tal y como se señala en el capítulo anterior, donde se comenta este aspecto.

ETAPA DE OPERACIÓN

La operación del sistema se inicia una vez mejorada la etapa de arranque, cuando se alcanzan las condiciones de diseño de carga orgánica e hidráulica y la eficiencia de remoción de materia orgánica proyectada. En esta etapa, se espera que el reactor funcione en condiciones de estado estacionario, en el cual, las variables de salida del sistema se mantienen relativamente constantes, a pesar de las variaciones temporales en cantidad y calidad del influente. (Van Haandel, 1994).

De acuerdo con la experiencia reportada, en la operación de reactores anaerobios de alta tasa en los últimos años, se puede acceder a las siguientes conclusiones:

- * El origen de la naturaleza del agua residual, condiciona el funcionamiento del reactor.
- * La eficiencia alcanzada en reactores EGSB de una y dos etapas, está entre 85 y 92%
- * Estas eficiencias se obtienen, si existe un adecuado contacto entre la biomasa y el agua residual, si la velocidad ascendente está entre los 4 y 10 m/h, con un TRH de entre 1.5 y 10 horas, por lo cual es necesario que la geometría del reactor - relación altura (H) /Diámetro (D), - esté entre 4:1 – 6:1; es decir, altura hasta 25 m y diámetros de hasta 5 m.
- * Es posible tratar aguas residuales de baja concentración (hasta 400 mg/L de DQO), con altas eficiencias a una temperatura de 8°C y menores, si se cumplen con los supuestos del inciso anterior.

* Estos reactores pueden aceptar cargas orgánicas de entre 10-35 Kg DQO/m³ · d y mantener los porcentajes de remoción anotados, si se cumple con los postulados de los dos incisos anteriores.

9.2. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Los principales parámetros y características de diseño de un reactor EGSB de alta tasa son:

* **CARGA ORGÁNICA.-** Se refiere a la cantidad diaria de compuestos orgánicos, -referida como DQO- aplicada al volumen del reactor y se expresa como Kg DQO/m³ · d; el valor para este parámetro está entre los 10-35 Kg DQO/ m³ reactor · día y los valores recomendados varían con el tipo de agua residual y eficiencias de remoción de DQO esperadas.

* **DISTRIBUCIÓN DEL INFLUENTE EN EL FONDO DEL REACTOR**

Este es un concepto muy importante, ya que el agua residual que será tratada, debe ser uniforme y adecuadamente distribuida, para permitir el contacto entre las moléculas del material orgánico en el influente y las poblaciones bacterianas presentes en los gránulos de lodo biológico, en la cama de lodos; se recomienda instalar 1 ó 2 puntos de inyección/m² en la base del reactor.

* **VELOCIDADES DE FLUJO ASCENDENTES DENTRO DEL REACTOR**

El flujo de agua residual dentro del reactor, debe verificarse en cada paso de su curso; algunos datos básicos para ello son:

- Velocidad ascendente en el fondo del tanque: 3-8 m/h máximo.
- Velocidad a través del separador gas/líquido/sólido: 4-10 m/h.
- Velocidad ascendente en la parte superior del sedimentador para lodo granular: hasta 4-9 m/h.

* SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE AGUA TRATADA

Así como la distribución del agua cruda influente en el fondo del reactor, la recolección del agua tratada en la parte alta del reactor, es también muy importante; los canales de recolección, deben distribuirse a todo lo largo del “nivel” del agua, cada uno, incluyendo vertedores ajustables, para realizar cualquier cambio necesario.

* SEPARADOR GAS/LÍQUIDO/ SOLIDO Y SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GAS

Deben diseñarse adecuadamente para evitar taponamientos y fugas de agua y lodo, abarcando toda el área transversal del reactor, en el punto de su anclaje.

9.3. CONTROL DEL REACTOR

El concepto básico principal, considera el principio de la digestión anaerobia, que consiste fundamentalmente, en la ruptura de compuestos orgánicos complejos, transformándolos en ácidos (grasos) y luego esos ácidos, son convertidos en metano, CO₂, agua y células bacterianas anaerobias. Una vez que se comprende este concepto de acidificación/metanización, se entiende muy fácilmente que el control del proceso es muy simple, si se basa en análisis diarios de los siguientes parámetros:

* ***DQO en el influente y efluente:*** Esto representa la cantidad de materia orgánica removida en el reactor y este valor debe ser superior a 85%, si se opera bajo condiciones adecuadas. La DQO es removida, solo cuando la materia orgánica es convertida a metano; si la conversión es solo parcial, la materia orgánica compleja, se convierte en ácidos orgánicos y como una consecuencia, las pruebas de DQO, indicará la presencia de altos valores de estos ácidos y el valor de pH, disminuirá.

* **Alcalinidad total y ácidos grasos volátiles en el fondo y parte superior del reactor:** Esta prueba, nos indicará que tan alto o bajo es el nivel de ácidos orgánicos a través del reactor; esos datos, si se comparan contra el pH, la remoción de DQO y la generación de metano, reflejará claramente el equilibrio de materia orgánica/ácidos/metano. La manera más fácil para determinar una buena condición de operación en este punto, es la relación AGV/AT; (Ácidos Grasos Volátiles/Alcalinidad Total), que puede representar:

- Debajo de 0.15 → Condición estable: La mayoría de los compuestos orgánicos son convertidos en ácidos orgánicos y luego a metano
- Entre 0.15 y 0.20 → La operación requiere cuidado; el reactor esta justo en el punto, donde puede darse una sobrecarga.
- Entre 0.20 y 0.25 → Debe ponerse mucha atención; el reactor está prácticamente sobrecargado (el término “sobrecargado”, significa que la relación entre la carga orgánica y la cantidad de bacteria anaerobia presente en el reactor, es tan alta que los microorganismos no pueden “comer” los compuestos orgánicos y convertirlos totalmente a metano).
- Arriba de 0.25 → El reactor está “acidificado”, lo que significa que la conversión es mayoritariamente a ácidos orgánicos, que no son convertidos a metano; mucha acidificación, para muy poca metanización

* **pH:** Como la acidificación y la metanización, determinan el equilibrio de las reacciones bioquímicas en un reactor anaerobio, el monitoreo del pH es fundamental; cuando se presenta la “acidificación”, la primer acción es a menudo, incrementar el pH en la alimentación, que en la mayoría de los casos es una decisión equivocada, ya que no resuelve la principal causa probable de la sobrecarga.

* **Generación de Metano:** Si se verifica la producción de metano contra la carga orgánica (cada 12 horas o diariamente), es posible conocer exactamente, si un reactor anaerobio EGSB, está trabajando adecuadamente; la conversión teórica es de aproximadamente, 0.45 m³CH₄/Kg DQO; conociendo de manera inmediata cualquier variación en la producción de metano, es posible detectar

la actividad metanogénica de la bacteria anaerobia y diagnosticar de forma instantánea, la presencia de material tóxico o de inhibidores.

* **Composición del Biogás:** Juega casi el mismo rol que el inciso anterior; una “buena” composición, debe contener del orden de 60-65% de CH₄.

* **Arranque del reactor:** Se recomienda seguir los puntos anotados anteriormente, e incrementar en forma gradual, el caudal de entrada y la carga orgánica, recomendando usar inóculo de otro reactor en operación, para reducir el tiempo de arranque. La operación del reactor debe hacerse, arrancándolo con una muy baja carga hidráulica y caudal, usando la recirculación de agua residual tratada, para incrementar el caudal de entrada, tan pronto como los parámetros de control se hayan conseguido y estabilizado.

9.4. CÁLCULO DE LAS UNIDADES DEL TREN DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

La población objetivo en donde, hipotéticamente, se aplicaría un tratamiento a los desechos líquidos con esta tecnología, son los núcleos de población asentados en ciudades pequeñas y medianas de la república Mexicana, cuyas poblaciones estén comprendidas entre los 10,000 y los 150,000 habitantes.

Para el caso particular de este estudio, seleccionaríamos una ciudad de tamaño medio, con una población de 80,000 habitantes, ubicada en la zona de la meseta central del país, (Estados de Querétaro, Guanajuato, Hidalgo, Estado. De México, sur de San Luis Potosí, sur de Zacatecas, norte de Puebla y Tlaxcala), con una generación de aguas residuales de 90 litros por habitante diariamente y con un caudal máximo horario, de 1.5 veces el caudal promedio, considerando valores bajos de concentración de materia orgánica y valores medios de concentración de sólidos suspendidos totales, tratando de reflejar la realidad que se presenta en estas ciudades del área señalada.

No se considerará el tratamiento de los nutrientes (nitrógeno y fósforo), salvo el que se dé en el sedimentador primario, ya que por tratarse de ciudades de estados, cuya actividad agrícola representa un factor importante de su

economía y cuyos desechos líquidos, (ya tratados), sean susceptibles de usarse en esas actividades, de manera total o parcial.

El diseño del tren de tratamiento biológico, contempla la construcción de un sedimentador primario, en donde se eliminarán hasta en un 95% los sólidos suspendidos discretos y entre un 30 y 50% de los sólidos coloidales inorgánicos y sólidos suspendidos orgánicos insolubles.

El corazón del tratamiento biológico, recaerá en el reactor de alta tasa EGSB, de dos etapas, en la primera de las cuales, se tratará la combinación de AGV, donde se lleva a cabo el tratamiento de acetato – butirato, hasta su degradación mayoritaria a metano y bióxido de carbono. En el segundo módulo, se tratará fundamentalmente al propionato, cuya degradación cuando se trata en conjunto con acetato y butirato, presenta problemas, pues su oxidación subsecuente a CH_4 es muy lenta, aparentemente porque necesita de una mayor concentración del consorcio bacteriano que lo degrada, lo cual se da en el segundo módulo, en donde la especie que lo oxidan, (methanosaeta – methanospirillum) encuentran – aún a $10^{\circ}C$ – las condiciones propicias para ello.

Por último, se propone una unidad de cloración, para eliminar a los organismos patógenos hasta el nivel que marca la norma, de tal manera que pueda ser usado para riego agrícola, fundamentalmente. Es probable que se haga necesario el instalar un tanque de regulación antes del reactor biológico, para controlar los “picos” que puedan presentarse en el caudal, pero como aquí se considerará el cálculo de las unidades de proceso, basados en el caudal máximo horario, se considera que no será necesario este receptor, ya que el factor de seguridad por Q_{max} , (1.5), rebasa y garantiza la operación de las unidades libres de sobrecargas hidráulicas y orgánicas.

Con esta información, registramos los datos importantes para el proyecto, los cuales se dan a continuación:

Población: 80,000 habitantes

Generación de aguas residuales: 90 litros por persona y por día

Caudal promedio: $Q_{med} = 7,200 \text{ m}^3/\text{d}$

Caudal máximo horario: $Q_{max} = 1.5 Q_{med}$; $Q_{max} = 10,800 \text{ m}^3/\text{d}$

DQO_i = 500mg/L

DQO(efluente) = 50mg/L

Sólidos suspendidos totales: SST=300mg/L

Nitrógeno total Kjeldhal: 40mg/L

Fósforo total. 10mg/L

Temperatura del agua: 15°C

9.5. SEDIMENTADOR PRIMARIO

CRITERIOS DE DISEÑO

- El número de unidades necesarias para el adecuado funcionamiento, para efectos de mantenimiento, es de dos, que pueden construirse en paralelo.
- El período de operación es de 24 horas por día.
- Se elige un diseño rectangular para el sedimentador, por razones de costo y mantenimiento.
- El tiempo de retención será de entre 1 y 4 horas.
- La carga superficial estará entre los valores de $20 - 100 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$.
- La profundidad del sedimentador se ubicará entre 2.5 y 4.0 metros.
- La relación largo (L)/ ancho (W), del tanque de sedimentación, debe ser de 4 : 1, mínimo.
- La relación largo (L)/profundidad (H) debe ser de 6 : 1, mínimo.
- La profundidad del tanque se propone de 3.5 m (tirante), con un bordo libre de 0.50m.
- La velocidad máxima de flujo, será de 0.05 m/s.

- El factor de seguridad (K), debe estar entre 1.5 y 2.0.
- La ubicación de la pantalla difusora, debe estar entre 0.7 y 1.0 m de distancia de la pared de entrada.
- La velocidad en los orificios de la pantalla difusora, no debe ser mayor 0.015 m/s, para no crear perturbaciones en la zona de sedimentación.
- Se deben aboquillar los orificios en un ángulo de 15° en el sentido del flujo.
- La descarga de lodos se debe ubicar en el primer tercio de la unidad, pues el 80% del volumen de los lodos se deposita en esa zona.
- La pendiente del fondo del tanque debe ser de entre 1 y 10%.
- El control de flujo de salida se hará con vertederos tipo sutro,

Los datos adicionales para calcular las dimensiones del sedimentador son:

$$Q_{\text{med}} = 7,200 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{max}} = 1.5 Q_{\text{med}} = 10,800 \text{ m}^3/\text{d}$$

La temperatura del agua es de: $T = 15^\circ\text{C}$

La viscosidad cinemática del agua a 15°C es: $\nu = 1.139 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

El tamaño promedio de la partícula más pequeña por sedimentar es de: 0.008 mm.

El peso específico de las partículas es de: $\rho = 2,650 \text{ Kg}/\text{m}^3$ y su gravedad específica de. $S_g = 2.65$.

Los sólidos suspendidos totales son: 300 mg/L (SSs = 130 mg/L y SSns = 170 mg/L)

DIMENSIONAMIENTO DEL SEDIMENTADOR

Primero debemos calcular la velocidad de sedimentación de la partícula, para lo cual usamos la ecuación de Stokes:

$$V_s = 1/18 g (S_g - 1) d^2$$

Donde:

$$g = \text{Aceleración de la gravedad (m/s}^2\text{)}.$$

S_g = Gravedad específica de la partícula (adimensional)

ν = Viscosidad cinemática del agua a 15°C (m²/s).

d = Diámetro de la partícula (m).

$$V_s = \frac{9.81 \text{ m/s}^2 (2.65 - 1) (6 \times 10^{-9})}{1881.139 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}}$$

$$V_s = 0.005 \text{ m/s}$$

Se comprueba el número de Reynolds (Re):

$$Re = \frac{V_s \cdot d}{\nu}$$
$$Re = \frac{\left(\frac{0.5 \text{ cm}}{\text{s}}\right) (0.08 \text{ cm})}{.01139 \text{ cm}^2/\text{s}}$$

$$Re = 3.5$$

Como Re es mayor a 1; significa que el régimen de flujo no es laminar y por lo tanto no aplica la ley de Stokes. Recurrimos entonces a la ecuación de Allen, para regímenes de flujo intermedio, ($1 < Re < 1000$) y se calcula con ella V_s :

$$V_s = \sqrt{\frac{4g(S_g - 1)d}{3C_d}}$$

Donde:

C_d = coeficiente de arrastre (adimensional) y se calcula a partir de:

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34$$

El valor de V_s experimental. Para el tamaño de partícula considerado es de: 0.006m/s, que es ligeramente menor al calculado teóricamente de 0.009m/s. Tomamos el valor experimental para $V_s = 0.006\text{m/s}$.

Calculamos ahora la longitud del tanque, usando la ecuación:

$$L = K \left(\frac{H}{V_s} \right) V_f$$

Donde:

L = longitud del sedimentador ,(m).

H = profundidad del sedimentador, (m).

V_s = velocidad de sedimentación de la partícula, (m/s).

K = factor de seguridad; se adopta K = 1.5 (adimensional)

V_f = velocidad del fluido, (m/s).

La velocidad de sedimentación es: V_s = 0.006 m/s y para calcular V_f, usamos,

Como:

V_{fmax} = 0.05 m/s (criterios de diseño) y

V_{fmax}/V_f = 1.5, ya que Q_{max} = 1.5Q_{med}

$$V_f = \frac{V_{fmax}}{\frac{V_{fmax}}{V_f}}$$

V_f = 0.033m/s, substituyendo.

$$L = 1.5 \left(\frac{3.5m}{\frac{0.006m}{s}} \right) 0.033 \text{ m/s}$$

L = 28.87 m (longitud del sedimentador).

Como la longitud del tanque debe ser 4 veces el ancho del mismo, para cumplir con los criterios de diseño, entonces.

L = 4W (mínimo), por lo tanto:

$$W = L/4$$

$$W = \frac{28.87}{4}$$

$W = 7.21$ m; se propone para construcción: $W = 7.50$ m

Verificamos la relación L/H; (largo/profundidad)

$$\frac{L}{H} = \frac{28.87m}{3.5} = \frac{8.24}{1} > 6: 1 \text{ (correcto); cumple con el criterio de diseño.}$$

Se determina el período de retención:

$$T = \frac{V}{Q}$$

$$T = \frac{(28.87m)(7.18m)(3.5m)}{\left(\frac{0.125m^3}{s}\right)\left(\frac{60s}{\text{min}}\right)}$$

$$T = 96 \text{ min}$$

Se calcula la carga superficial (CS):

$$CS = \frac{Q_{max}}{A} ; A = (27.87m)(7.18m) = 200. m^2$$

$$CS = \frac{10,800m^3/d}{200 m^2}$$

$$CS=54m^3/m^2/.d$$

cumple criterio de diseño ($20m^3/m^2.d < CS < 100 m^3/m^2.d$)

Se asume la distancia de separación entre la zona de entrada y la pantalla difusora, como de 1.0 m, con 85 orificios de 0.075 m de diámetro, distribuidos en 12 filas y 19 columnas.

Entonces, la longitud total del tanque de sedimentación, será.

$$L = 29.87 \text{ m} + 1.0 \text{ m} = 29.87 \text{ m}$$

Se propone que: $L = 30.00 \text{ m}$

Se propone asimismo, una pendiente de 5% en el fondo del sedimentador, puesto que no se instalará equipo mecánico de remoción de lodo.

PRODUCCIÓN DE LODOS (L_p).

$$L_p = (Q_{\max})[(SSs * 0.9) + (SSns * 0.1)]$$

Donde:

SSs = sólidos suspendidos sedimentables

SSns = sólidos suspendidos no- sedimentables.

(0.9 y 0.1) = representan las eficiencias de remoción para cada Segmento de sólidos considerado.

$$L_p = 10,800 \text{ m}^3/\text{d} \left[130 \text{ mg/L} * \left(\frac{\text{Kg}}{10E-6} \right) \left(\frac{1000L}{\text{m}^3} \right) * 0.9 \right] +$$
$$\left[170 \text{ mg/L} * 1/1000 * 0.1 \right]$$

$$L_p = 1,404 \text{ Kg/d} + 183 \text{ Kg/d}$$

$$L_p = 1,587 \text{ Kg-lodos/d}$$

Como la cantidad de lodos generados no es excesiva, y se recomienda hacer la evacuación diariamente, no se hace necesario incrementar el volumen del sedimentador, ya que con la pendiente recomendada (5%) y una tolva de lodos de dimensiones standard (4m^3) es suficiente para su manejo.

DIMENSIONES FINALES:

LARGO (L) = 30.00 m

ANCHO (W) = 7.50 m

PROFUNDIDAD (H) = 3.50 m; (con 0.50 m de bordo libre).

El sedimentador estará dividido en 4 zonas:

a). Zona de entrada.

Estructura hidráulica de transición, que permite una distribución uniforme del flujo dentro del sedimentador.

b). Zona de sedimentación.

Consta de un canal rectangular con volumen, longitud y condiciones de flujo adecuados para que sedimenten las partículas. La dirección del flujo es horizontal y la velocidad es la misma en todos los puntos.

c). Zona de salida.

Constituida por un vertedero, canaletas o tubos con perforaciones que tienen la finalidad de recolectar el efluente sin perturbar la sedimentación de las partículas depositadas.

d). Zona de recolección de lodos.

Constituida por una tolva con capacidad para depositar los lodos sedimentados y una tubería y válvula para su evacuación periódica.

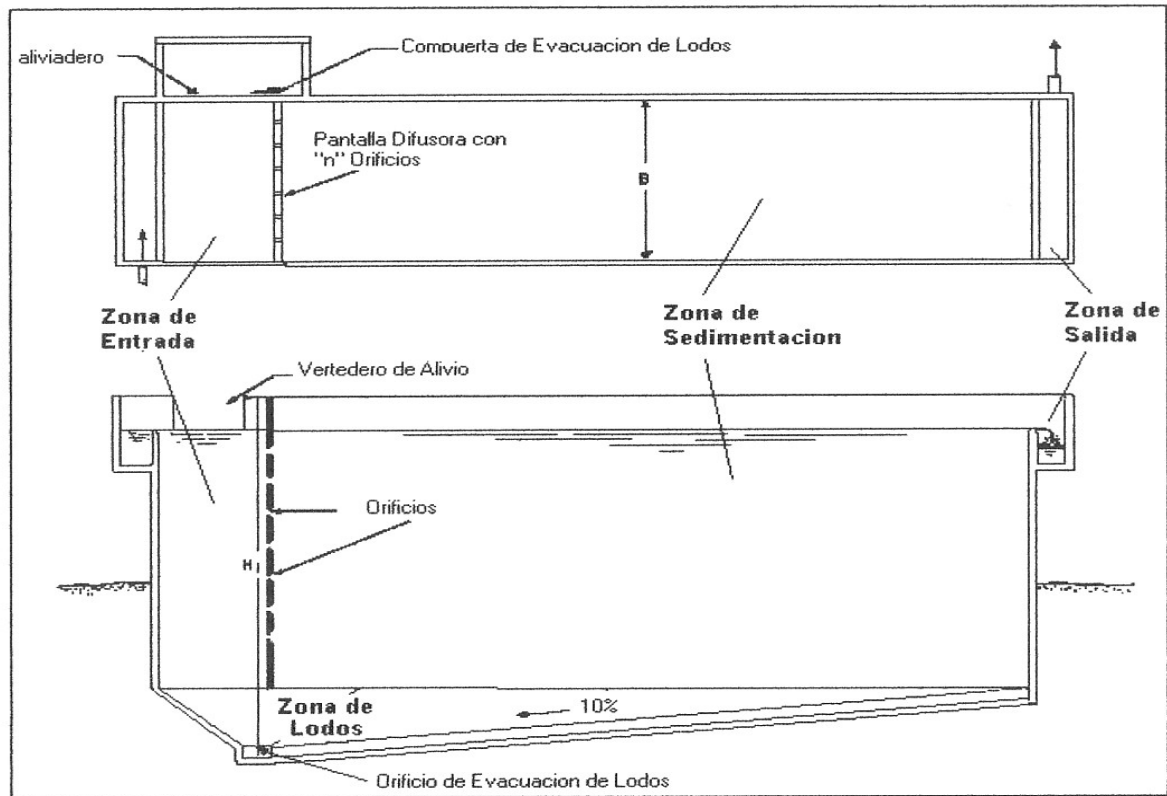


FIGURA.9.1. SEDIMENTADOR PRIMARIO SIN EQUIPO DE REMOCIÓN DE LODO.

9.6. REACTOR EGSB DE DOS ETAPAS

Las reacciones bioquímicas y los procesos de contacto y separación que se llevan a cabo en el reactor EGSB, se dividen básicamente en 4 zonas bien definidas: La zona de alimentación en el fondo del reactor, la zona de lodo biológico concentrada (densa), la zona del lecho expandido (zona de reacción) y un separador de 3 fases sólido/ líquido / gaseoso, ubicado en la parte alta del reactor, en donde también se encuentran las canaletas para “sacar” el agua tratada y la campana de recolección de biogás en la parte más alta del reactor.

La alimentación es distribuida en toda la base del reactor, para promover el mezclado; la materia orgánica se adhiere a los gránulos del lodo biológico y se inicia el proceso de degradación en la zona de la cama de lodos, continuando y culminando la reacción bioquímica, a todo lo largo del volumen de la zona de reacción, donde se degrada a la mezcla de AGV (acetato - butirato) y donde al llegar a la parte alta del reactor, (zona de separación-sedimentación), el biogás que ha actuado como un “elevador” del gránulo, es liberado en el separador trifásico al “chocar” con los deflectores y la partícula (gránulo) “entrega” su “carga” de gas y regresa al fondo del reactor, para reiniciar el ciclo. En el último compartimiento, se da la separación del gas y agua tratada, que salen del reactor por conductos diferentes.

En el reactor EGSB de dos etapas, esta acción se presenta fraccionada, es decir en el primer módulo, se presentan las acciones arriba descritas, pero el agua residual que abandona este primer módulo, es alimentada (por el fondo al segundo módulo), en donde al agua tratada en el primer módulo, se le somete al mismo proceso, pero ahora solamente para degradar al propionato.

El balance de masa en un reactor EGSB, que se comporta como un reactor completamente agitado de flujo continuo (CSTR), operando en estado estacionario, establece que el tiempo de residencia hidráulica (TRH), depende de la concentración de la biomasa; de los parámetros microbiológicos; de la afinidad por el sustrato (K_s) y del coeficiente metabólico (K_{max}), así como, de la

diferencia de concentración de entrada y de salida de la DQO, en la que se asume, que esta última es la misma que en el medio de reacción, que se da en el seno del reactor. El diagrama 9.2, ilustra la distribución básica de un reactor EGSB de dos etapas.

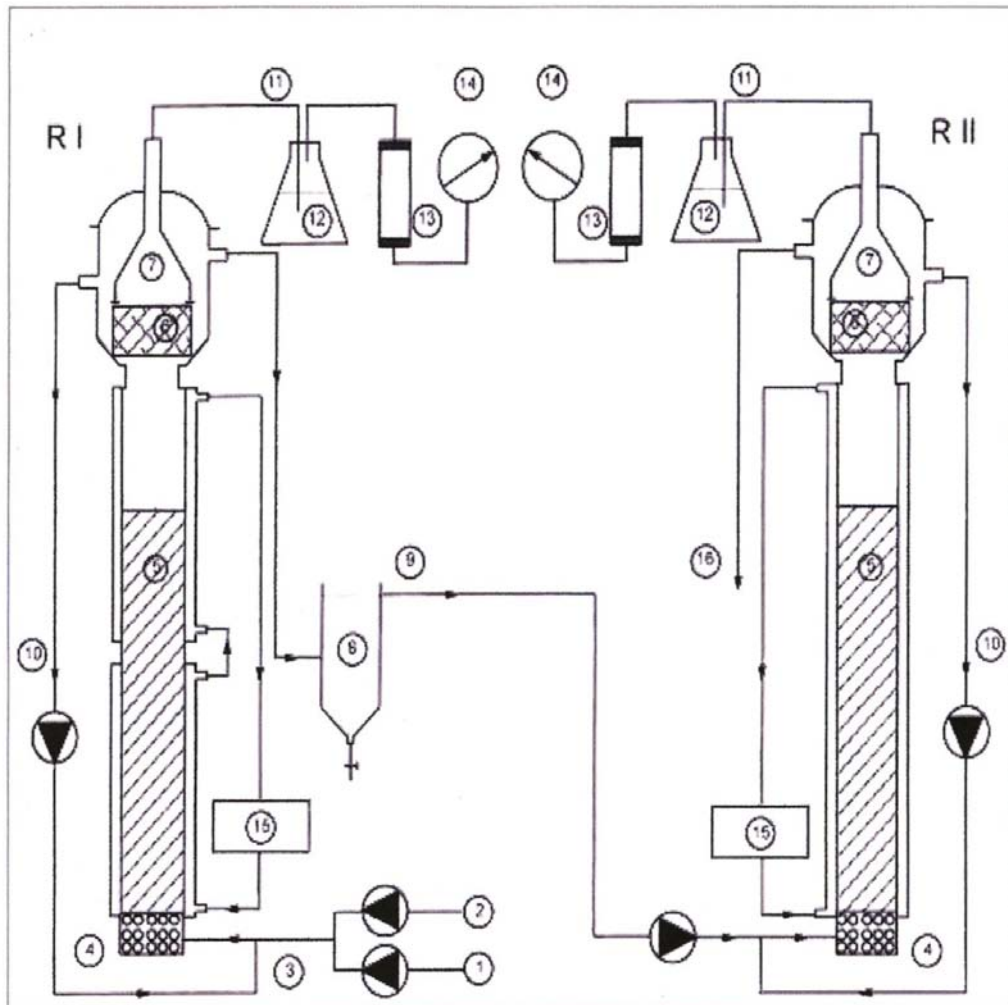


FIG. 1

FIGURA.9.2. DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN REACTOR EGSB DE DOS ETAPAS. 1).Alimentación; 2).Agua corriente;3).Influente;4).Distribución de alimentación;5).Lecho de lodo expandido;6).Separador G/L/S;7).Campana recolectora de gas;8).Sedimentador externo;9).Efluente del primer módulo = influente del segundo módulo;10).Recirculación del efluente;11).Biogás; 12).Separador de biogás;13).Cal granulada;14).Gasómetro15).Recirculación,16) Efluente del sistema.

Las actividades específicas, así como otros parámetros cinéticos de la digestión anaerobia en un reactor EGSB a 10°C (*), son los siguientes:

Tabla.9.1. Parámetros cinéticos observados en reactores EGSB a 10°C (*).

	μ_m (d ⁻¹)	Y (gSSV/ gDQO)	K _s gDQO/L	r _s gDQO/g SSV·d
Acidogénicos	2.0	0.15	0.2	13
Homoacetogénicos	0.648	0.05	0.286	1.744
Hidrogenotróficos	0.496	0.05	0.350	0.296
Acetoclásticos	0.361	0.04	0.037	0.331

(*) Se toman los datos a 10°C, por ser estas las condiciones más adversas reportadas experimentalmente, para un reactor EGSB. (Rebac, y Lettinga, 2003).

Las elevadas actividades específicas, pueden atribuirse al adecuado y estable enriquecimiento de las bacterias metanogénicas, acetogénicas y homoacetogénicas, bajo condiciones psicrófilas. Sorprendentemente, las temperaturas óptimas para la conversión del sustrato, por el lodo biológico en el reactor, después de que han sido expuestas a largos periodos de tiempo, en condiciones extremas de bajas temperaturas, fue muy similar a aquellas del inóculo mesofílico original. Los experimentos en un reactor EGSB, tipo batch, revelaron que las constantes aparentes de saturación media, de los degradadores del acetato y propionato, estuvieron en el rango de 39-58 mg DQO/dm³ y de 7-14 mg DQO/dm³ respectivamente. Para los degradadores del butirato, los valores de K_m, fueron mayores, del orden de, 142-243 mg DQO/dm³. Los valores bajos de K_m, están en concordancia con las altas eficiencias de remoción de un reactor EGSB, durante el tratamiento anaerobio de aguas residuales, a bajas temperaturas y de baja concentración (G: Lettinga, J.B. Van Lier, 2003).

Para dimensionar el reactor, tomamos como válidos los supuestos de las experimentaciones del Dr. Lettinga, en lo que se refiere a los parámetros

biocinéticos consignados en párrafos anteriores, e iniciaremos el cálculo, a partir del valor de la carga orgánica:

$$Q_{\text{med}} = 7,200 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_r = 0.3Q_{\text{med}}$$

$Q_{\text{max}} = 10,800 \text{ m}^3/\text{d}$; El cálculo se hará con los valores de Q_{max} , ya que es superior a Q_r lo que nos permite ajustar los valores de TRH y V_{up} cuando se presenten los “picos” o caídas en el caudal, lo que es mas conveniente (económicamente), que instalar un tanque de regulación, previo al tratamiento en el reactor.

$$DQO_i = 500 \text{ mg/L (influyente del reactor)}$$

$$DQO_e = 50 \text{ mg/L (efluente)}$$

$$SST = 300 \text{ mg/L}$$

$$\text{Temp H}_2\text{O} = 15^\circ\text{C}$$

$$\text{Eficiencia de remoción DQO (soluble): } \eta = 90\%$$

La DQO a la entrada del primer módulo del reactor será:

$$S_{M1} = S_i + 0.5 * (SST)$$

$$S_{M1} = 500 \text{ mg/L} + 0.5 * 300 \text{ mg/L}$$

$$S_{M1} = 650 \text{ mg/L}$$

$$S_{M1} = 0.65 \text{ Kg/m}^3$$

CARGA ORGÁNICA:

$$CO = S_{M1} * Q_{\text{max}}$$

$$CO = 0.65 \text{ Kg/m}^3 * 10,800 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$CO = 7020 \text{ Kg/d}$$

VOLUMEN DEL REACTOR (V):

Eficiencia = $\eta = 90\%$

Carga orgánica de diseño = $CO_d = 12 \text{ Kg DQO/m}^3 \cdot d$

$$V_{EGSB} = \frac{CO}{CO_d}$$

$$V_{EGSB} = \frac{7020 \text{ Kg/d}}{12 \text{ Kg/m}^3 \cdot d}$$

$V = 585 \text{ m}^3$ (para ambos módulos del reactor)

TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO (TRH):

$$TRH = V_{EGSB}/Q_{med}$$

$$TRH = \frac{585 \text{ m}^3}{\frac{7,200 \text{ m}^3}{d} * d / 24 \text{ h}}$$

$TRH = 1.95 \text{ h}$; $TRH = 1.95 \text{ h} = 117 \text{ min}$. Adoptamos $TRH = 120 \text{ min}$.

$TRH = 120 \text{ min} = 2 \text{ h}$.

VELOCIDAD ASCENDENTE (V_{up}):

Seleccionamos la altura del reactor como: $H = 18 \text{ m}$

$$V_{up} = H/TRH$$

$$V_{up} = 18 \text{ m} / 2 \text{ h}$$

$$V_{up} = 9 \text{ m/h}$$

DIMENSIONES DE LOS MÓDULOS DEL REACTOR

Como: $H = 18$ m, para cada uno de los módulos del reactor:

El volumen para cada módulo será:

$$V_{MR} = 585 \text{ m}^3/2$$

$$V_{MR} = 292.5 \text{ m}^3 \text{ (PARA CADA MÓDULO)}$$

Entonces:

$$V = \pi * r^2 * H$$

$$r = \sqrt{\frac{V}{\pi * H}}$$

$$r = \sqrt{\frac{292.5}{56.54}}$$

$$r = 2.274 \text{ m} \quad \therefore \quad D = 4.54 \text{ m}$$

Para cumplir con la relación: $\frac{H}{D} = 4$ (mínima), establecida en los parámetros de diseño para reactores EGSB (BIOTHANE, CORP.), hacemos:

$$H/4 = D \quad \therefore \quad D = 4.50 \text{ m; que es prácticamente el valor que habíamos calculado.}$$

Y entonces el volumen de cada módulo será:

$$V_{M1/M2} = \pi * r^2 * H$$

$$V_{M1/M2} = 3.1416 * (2.25\text{m})^2 * 18\text{m}$$

$$V_{M1/M2} = 286 \text{ m}^3$$

El volumen de cada uno de los módulos del reactor, será de 286 m^3 , que sumados dan un volumen total de 572.5 m^3 , que será el volumen del reactor EGSB, para las dos etapas y que es un poco menor a los 585 m^3 calculados originalmente; sin embargo los 12.5 m^3 adicionales, serán usados para colocar los separadores trifásicos (soporte libre), cuyo volumen no sumergido, requiere aproximadamente de 5 a 6 m^3 por módulo.

LODOS PRODUCIDOS (P_{LS}):

$$\text{Rendimiento de lodo} = R_L = 0.04 \frac{\text{Kg lodos secos}}{\text{Kg DQO removido}}$$

$$P_{LS} = (CO * \eta_{DQO}) * R_L$$

$$P_{LS} = (7020 \text{ Kg/d} * 0.9) * 0.04 \text{ Kg } L_s/\text{DQO}_R$$

$$P_{LS} = 252 \text{ Kg } L_s/\text{d}$$

(Este cálculo se hace solamente de manera teórica, para conocer la magnitud del lodo producido, ya que hemos apuntado que, hasta en tanto no se alcance la concentración promedio necesaria en el reactor, de aproximadamente, 30Kg/m^3 de reactor, no deberá hacerse ninguna purga a los módulos del reactor.)

PRODUCCIÓN DE GAS METANO (G_{CH_4}):

La tasa de conversión de metano a partir de DQO es:

$$TG_{CH_4} = 0.34 \frac{\text{m}^3 \text{ CH}_4}{\text{Kg DQO}}$$

La generación de metano, será:

$$G_{CH_4} = TG_{CH_4} (CO * \eta_{DQO})$$

$$G_{CH_4} = (0.34 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{Kg DQO}) (7020 \text{ Kg/d} * 0.9)$$

$$G_{CH_4} = 2.15 \times 10^3 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$$

PODER CALORÍFICO DEL BIOGÁS (P_{CCH_4}):

$$H_{CCH_4} = 8000 \text{ Kcal/m}^3$$

$$P_{CCH_4} = H_{CCH_4} * G_{CH_4}$$

$$P_{CCH_4} = \left(8000 \text{ Kcal/m}^3 \text{ CH}_4 \right) \left(2150 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d} \right)$$

$$P_{CCH_4} = 1.72 \times 10^7 \text{ Kcal/d}$$

VALOR CALORÍFICO DEL BIOGÁS:

$$1\text{Kw}\cdot\text{h} = 859.84 \text{ Kcal}$$

$$V_{\text{CCH}_4} = (1.72 \times 10^7 \text{ Kcal/d}) (d/24\text{h}) (\text{Kw} \cdot \text{h}/859.84\text{Kcal})$$

$$V_{\text{CCH}_4} = 833.5 \text{ Kw}$$

En el proceso EGSB, el agua residual influente, es alimentada desde el fondo del primer módulo de manera uniforme y fluye hacia arriba, asegurando el máximo contacto entre la biomasa y el agua por tratar. En la parte superior del sector, se instala el separador de 3 fases, que separa al biogás y a los sólidos (biomasa granular) del agua. Esto asegura que la biomasa se mantenga dentro del reactor y que se produzca un efluente libre de sólidos.

Las velocidades ascendentes que pueden aplicarse al reactor EGSB, son muy altas, lo cual hace posible re-circular grandes cantidades de efluente anaerobio, que diluye al agua residual del influente, permitiendo niveles no tóxicos de estos compuestos químicos, presentes en la alimentación del reactor. Esto permite reactores con necesidades de superficies más pequeñas y por ende, volúmenes menores en formas más esbeltas, (más altos y con menor diámetro) y ha hecho que la tecnología EGSB, haya sido designada en 2008, como una tecnología BAT (Best Available Technology), la mejor tecnología disponible.

El cuerpo principal de los módulos del reactor, pueden ser de acero, recubiertos internamente con una resina epóxica o pueden ser construidos modularmente, en plástico reforzado con fibra de vidrio, (PRFV), usando una resina poliéster (ácido HET), como aglutinante, resistente a la corrosión.

ALIMENTACIÓN (A_{FR})

Para calcular el número de boquillas en la alimentación, se calcula primero, el área del fondo del reactor:

$$A_{FR} = \pi * r^2$$

$$A_{FR} = 3.1416 (2.25)^2$$

$$A_{FR} = 15.9 \text{ m}^2$$

Los fabricantes de reactores de EGSB, recomiendan instalar una boquilla por m^2 o una boquilla por cada $2 m^2$, por lo que tendríamos que instalar entre 8 y 15 boquillas en la alimentación en el fondo del reactor.

La posición de las boquillas en el sistema de alimentación desde el fondo del reactor, tendrían un arreglo similar al del diagrama de la Figura 9.3.

Figura. 9.3. Sistemas de alimentación más comunes en un reactor EGSB.



SEPARADOR DE TRES FASES

El reactor cuenta con 3 separadores de fase, que separan al gas del sólido y del líquido. Al entrar al reactor por la parte inferior, el agua residual entra en contacto con los gránulos de lodo biológico y se inicia el proceso de degradación de los diversos sustratos contenidos en el agua residual, a través de los diversos consorcios microbianos, que se encuentran agrupados en el interior del gránulo; ahí se desarrollan las diversas reacciones bioquímicas, hasta generar los productos finales, que son básicamente CH_4 , CO_2 y nuevo material celular. El biogás (CH_4-CO_2) producido, -mucho del cual permanece dentro del gránulo- actúa como un “elevador” del gránulo, subiéndolo a la parte superior del reactor, en donde este gránulo “choca” con los deflectores del separador “entregando” su carga de gas, y regresando a la parte inferior del reactor para reiniciar el proceso. En el trayecto, en la zona de reacción, el agua es separada de los sustratos que la enturbian y contaminan y un agua más limpia, accede a la superficie (en la parte superior del separador trifásico), en

donde es colectada a través de un sistema de canaletas, que la sacan del reactor.

El reactor tiene 3 separadores de fase de longitudes y características iguales. Tienen un área efectiva de sedimentación de 25 m² cada uno, que son el resultado del paquete de placas inclinadas de 0.150 mm de espesor cada una, que se posicionan en un ángulo de 60° y con 50mm de separación (con deflexión en un extremo), para impedir el paso de los gránulos de lodo, hacia la parte superior del reactor.

La carga superficial efectiva sobre el separador trifásico es de 6.0 m³/m² ·h (450 m³/h/75m²).

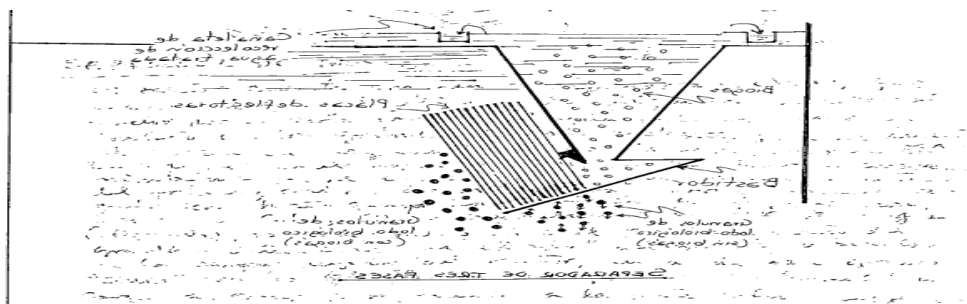
La altura del separador GLS, debe estar entre 2 y 3 metros.

Este separador, se construye en forma modular, con estructuras auto-portantes en chapa de acero inoxidable, las cuales se apoyan sobre soportes de acero inoxidable, ligados mecánicamente al cuerpo del reactor.

El efluente tratado, se recolecta sobre el separador GLS, y mediante canaletas se saca del reactor hacia la línea de agua tratada.

La recolección del biogás, se da por la circulación del mismo desde el separador, hacia un colector superior (campana). Como alternativa, puede ser enviado a un gasómetro que la almacena para su consumo o combustión en una antorcha.

9.4. Separador de tres fases G/S/L para un reactor EGSB



9.7. DESINFECCIÓN

La desinfección dentro de los sistemas de tratamiento de agua residual, sirve para destruir microorganismos, capaces de causar enfermedades de origen hídrico y es considerada como el mecanismo esencial para proteger a los seres humanos de la posible exposición a focos infecciosos por este medio.

Existen diversos métodos de desinfección; métodos físicos, como la filtración, sedimentación, radiación con luz UV y procesos electrolíticos y métodos químicos; como el uso de yodo, bromo, plata coloidal, ozono y cloro.

Para el caso particular de este estudio, se ha seleccionado realizar la desinfección con cloro, por las múltiples ventajas que representa, entre las que se encuentran, su efectividad, su bajo costo, su disponibilidad y su facilidad de manejo, cuando éste se hace con soluciones de cloro. Estas ventajas son importantes, ya que con este estudio pretendemos dirigir la necesidad de tratamiento de aguas residuales, a ciudades pequeñas y medianas del país, donde puede no ser factible, tener acceso a otros productos y sistemas, así como a mano de obra calificada, sin contar con las necesidades de capital y costo de mantenimiento, que son renglones importantes cuando se toman decisiones de esta importancia.

La desinfección con cloro, puede realizarse con cloro gas (Cl_2), hipoclorito de sodio (NaOCl) o hipoclorito de calcio (Ca(OCl)_2). Por las razones expuestas anteriormente, aquí trataremos el proceso de desinfección con cloro gas en su forma hidrolizada. El cloro en forma gaseosa, se hidroliza rápidamente en agua, para formar ácido hipocloroso (HOCl):



El ácido hipocloroso se ioniza para formar ión hipoclorito:



Las especies HOCl y OCl^- en el agua, constituyen lo que se denomina como cloro libre disponible. El ácido hipocloroso HOCl , es el desinfectante más

efectivo y junto con el ión hipoclorito, constituyen las especies más letales para exterminar a los microorganismos patógenos y su prevalencia, está en función del pH; así, a pHs bajos, la especie dominante es el HOCl y a pH alcalino, prevalece el ión hipoclorito.

DOSIS DE CLORO

La dosis de cloro ideal, es la necesaria para destruir todos los organismos patógenos presentes en el agua, antes de que sea usada por la población o descargada al medio ambiente.

La efectividad de un desinfectante puede expresarse como, C/t, donde C representa la concentración del desinfectante y t, el tiempo requerido para inactivar cierto porcentaje de la población de patógenos, bajo condiciones específicas de pH y temperatura. Algunos valores de C/t para diferentes organismos y cloro como desinfectante, se dan en la tabla 9.2.

Tabla.9.2. Valores de C/t para diferentes organismos y cloro como desinfectante.

Microorganismos	Cloro (mg/L)	Tiempo de inactivación (min)	C/t
Escherichia coli	0.1	0.4	0.04
polivirus	1.0	1.7	1.7
Quistes de entamoeba hystolytica	5.0	18	90
Giardia lamblia	1.0	50	50
Giardia muris	2.5	100	250

Como el objetivo principal de esta desinfección es eliminar al máximo las 3 primeras especies, ubicadas en la tabla 9.2, seleccionamos un tiempo de contacto en el tanque de cloro, de 20 minutos y una concentración de cloro de 10mg/L.

TANQUE DE CONTACTO DE CLORO

Consideraciones de diseño:

Número de unidades: 1

$$Q_{\text{med}} = 7,200\text{m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{max}} = 10,800 \text{ m}^3/\text{d}$$

Tiempo de contacto: 15 – 30 min

Dosis de cloro empleada: 10mg/L

Altura propuesta: (tirante): 2m

Relación Largo (L)/Ancho (W): 3:1 (mínimo)

Dimensiones del tanque:

$$V = Q_{\text{max}} * t$$

$$V = \left(\frac{10,800\text{m}^3}{\text{d}}\right) \left(\frac{\text{d}}{1440\text{min}}\right) (20 \text{ min})$$

$$V = 150\text{m}^3$$

Con la altura propuesta, se determina el área:

$$A = \frac{V}{H}$$

$$A = \frac{150\text{m}^3}{2\text{m}}$$

$$A = 75 \text{ m}^2$$

Si: $L/W = 3$ (mínimo); entonces; $L = 3W$ y $A = 3W^2$

$$W = \sqrt{75/3}$$

$W = 5 \text{ m}$ (ancho del tanque)

Y como, $L = 3W$, entonces:

$$L = 3 * 5 \text{ m}$$

$$L = 15 \text{ m (largo del tanque)}$$

Las dimensiones del tanque de cloración serán:

Tirante hidráulico: 2 m

Bordo libre: 0.5 m

Largo: 15 m

Ancho: 5 m

Material de construcción: Concreto

NECESIDADES DE CLORO

1 L de cloro comercial al 5%(vol.) = 50,000 ppm \approx 50,000 mg/L

La cantidad de cloro requerida será:

$$Q = 10,800 \text{ m}^3/\text{d} = 1.08 \times 10^7 \text{ L/d}$$

$$\text{Ccl}_2 = 1.08 \times 10^7 \text{ L/d} * 10 \text{ mg/L} * 1 \text{ Kg}/1 \times 10^6 \text{ mg}$$

$$\text{Ccl}_2 = 108 \text{ Kg} \text{ - Cloro/d}$$

Cantidad de cloro comercial requerida:

$$1 \text{ L cloro comercial (5\%)} = 50,000 \text{ mg/L} * 1 \text{ Kg}/10^6 \text{ mg}$$

$$1 \text{ L cloro comercial (5\%)} = 0.05 \text{ Kg/L}$$

$$\text{Ccl}_2 \text{ (comercial)} = \frac{108 \text{ Kg/d}}{0.05 \text{ Kg/L}} = 2,160 \text{ L/d} \text{ - cloro al 5\% en volumen}$$

(Al final de este tratamiento, las características del efluente, cumplirían con los valores contemplados en la norma NOM-003-ECOL-1997)

COMPROBACIÓN DE LA HIPÓTESIS

El cumplimiento de la hipótesis planteada, es posible, ya que al manejar una velocidad de flujo ascendente de 9 m/h, del agua residual en el influente, combinada con la recirculación de agua tratada del efluente, y con un tiempo de residencia hidráulico de 2 horas, es posible alcanzar un eficiente contacto, entre el agua residual y la biomasa granular en el lecho expandido, lo que permite que se desarrollen las cuatro etapas de la degradación bioquímica, de los diversos sustratos contenidos en el agua residual; especialmente el de la metanogénesis, que es la fase que controla el proceso.

Adicionalmente, la separación de la conversión de los ácidos grasos volátiles en dos etapas diferentes, que permiten que en el primer módulo del reactor, se produzca la estabilización del acetato – butirato, y en el segundo módulo la del propionato, generan una degradación más efectiva de dichos ácidos grasos volátiles, ya que al evitar la conversión mezclada de estos, se incrementa la eficiencia de la degradación en general, al evitar la inhibición que naturalmente se da, cuando la conversión de los tres principales ácidos grasos, se realiza en forma conjunta, en un solo reactor.

Todo esto contribuye a que la eficiencia del proceso en general, cuando se usa la tecnología de lecho granular expandido, se sitúe en los valores de la hipótesis planteada.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El tratamiento de los desechos líquidos de cualquier comunidad, debe ser un imperativo, no solo para preservar el ambiente libre de los contaminantes que arrastran las aguas residuales, - lo que por si solo justificaría el hecho, - sino porque la disponibilidad de agua para otros usos alternativos, mas allá del uso y consumo personal, debe ser una prioridad y una necesidad ingente, para las sociedades modernas, ya que no solo se aprovecha el agua que ya ha sido usada en el consumo primario, sino porque al hacerlo, se libera una gran cantidad de agua potable, que de otra manera es usada para satisfacer las llamadas necesidades secundarias, (riego agrícola, de jardines, sanitarios, uso industrial, etc.), con las implicaciones de costo y dispendio que ello conlleva.

En México, las ciudades pequeñas y de tamaño medio (10,000-150,000 habitantes.), enfrentan actualmente un problema muy serio, ya que a pesar de representar casi el 20% de la población total del país, solamente un número muy reducido de ellas, tiene acceso, de alguna forma, al tratamiento de sus aguas residuales, y solo un pequeño porcentaje, (menos del 5%), cuenta con plantas que provean un adecuado tratamiento a sus residuos líquidos.

Los dos grandes problemas que enfrentan estas poblaciones, son fundamentalmente, la insuficiencia de recursos económicos y/o técnicos, que les limitan el acceso al financiamiento necesario, para construir las unidades de tratamiento de sus aguas residuales y el nulo o deficiente asesoramiento, en relación a las nuevas tecnologías de tratamiento, que están disponibles para este propósito, que además requieren de menores extensiones de terreno que las tradicionales y muy poco personal calificado para operarlas y mantenerlas.

La intención del presente trabajo, se focaliza en plantear la posibilidad, - apoyado en la información tecnológica de vanguardia,- de que el tratamiento de las aguas residuales urbanas o domésticas, para las poblaciones mencionadas,

es posible a costos e inversiones accesibles, con altas eficiencias de remoción de los contaminantes orgánicos.

El diseño de nuevos reactores, con geometrías novedosas que permiten manejar elevadas cargas orgánicas, (hasta 35 kg DQO/m³.d), apoyados en las nuevas tecnologías de tratamiento anaerobio, que incorporan velocidades ascendentes del flujo de agua residual, de entre 4 y 12 m/h, que permiten tiempos de residencia hidráulicos muy cortos y que debido a las grandes alturas que manejan los nuevos reactores, asociados a diámetros relativamente pequeños, posibilitan un adecuado contacto entre el flujo de agua y la biomasa granular, que se da en todo el volumen del reactor, permitiendo la degradación y conversión de la materia orgánica compleja, a biogás (CH₄ y CO₂) como productos finales, con una limitada generación de lodo biológico.

En el pasado reciente, el tratamiento anaerobio con procesos de flujo ascendente, solo se aplicaba al tratamiento de aguas residuales industriales, con altas concentraciones de materia orgánica, (DQO > 2000 mg/L), particularmente en la industria alimenticia, (conservas, cerveza, leche, etc.) donde el agua residual estaba prácticamente libre de sólidos suspendidos inertes, y las temperaturas de tratamiento, eran superiores a los 15°C. En la última década, se desarrollaron nuevos conceptos de tratamiento, usando como base esa tecnología (UASB) y solo recientemente, se empezaron a construir los primeros reactores de las características descritas, para tratar agua residual urbana, con bajas concentraciones de materia orgánica y a temperaturas inferiores a 15°C, con resultados que al principio, solo eran medianos - en lo que se refiere a la eficiencia de remoción -, pero que al analizar el potencial de la digestión anaerobia y proliferar los estudios, - particularmente en Holanda, China y Japón, - el tratamiento de las aguas residuales urbanas con esta tecnología, es una realidad que apenas empieza a mostrar las grandes ventajas de su implementación, a través de los primeros reactores de alta tasa, del tipo EGSB e IC, que se construyen a escala industrial, en los países desarrollados, para tratar aguas residuales domésticas de baja concentración, a bajas temperaturas y con eficiencias de remoción de 85 – 92%, sin necesidad de complementos en el tratamiento biológico, como filtros anaerobios, sedimentadores secundarios o reactores aerobios.

Uno de los factores que hace mas relevante este desarrollo, es el hecho de que, los equipos e instalaciones que son necesarios para proveer este tratamiento, no solamente no tienen un costo de construcción, instalación o mantenimiento, elevado, sino que son,- merced a su sencillez,- de más bajos requerimientos de inversión, de costos de operación inferiores a los tradicionales y con mantenimiento mínimo, ya que no usan equipos de mezclado o difusión y su construcción puede hacerse (el reactor), en acero al carbón con recubrimiento interior epóxico, o de plástico reforzado con fibra de vidrio modular.

Por todo lo expuesto, creo que es indispensable que estas nuevas y revolucionarias tendencias en el tratamiento de aguas residuales urbanas, empiecen a difundirse entre los técnicos, académicos y sectores interesados, de tal manera que puedan llegar a los responsables de tomar las decisiones correspondientes, para intentar avanzar en la cobertura del tratamiento que se realiza en los núcleos de población del país, para revertir el rezago que se tiene en este renglón en México y que en términos generales indica, que solo un máximo de 7% del total de aguas residuales nacionales, recibe tratamiento eficiente, antes de ser vertido a los cuerpos receptores o ser re-usado, particularmente en la agricultura, con las dramáticas repercusiones ambientales que ya experimentamos.

Este trabajo, pretende exponer las ventajas tecnológicas de este novedoso tratamiento, con la intención de que los sectores interesados, por acción o por gestión, puedan tener un referente adicional, cuando tomen decisiones relacionadas con el tratamiento de las aguas residuales de sus respectivos centros de población.

CONCLUSIONES

Podríamos resumir las conclusiones del presente trabajo, en los siguientes términos:

- Las remociones de la demanda química de oxígeno soluble, del orden de 85 – 92%, son posibles, si se cumplen con los parámetros de diseño y control del proceso, propuestos para aguas residuales urbanas de baja concentración.
- Es posible mantener la eficiencia del proceso considerada, aún a bajas temperaturas (10 – 15°C), si se mantienen los valores de caudal, con la velocidad de flujo ascendente y con un tiempo de residencia hidráulico, no mayor a 3 horas para cada etapa del reactor.
- La eficiencia de remoción global en el tren de tratamiento, debe poderse establecer en valores del orden de 90 – 95%, en las condiciones descritas, asumiendo la remoción que se da en el sedimentador primario, que puede establecerse entre el 15 y 25% de la DQO que ingresa a esta unidad de tratamiento.
- Aunque no fue uno de los objetivos específicos del presente trabajo, se puede establecer, por información recopilada del tratamiento con esta tecnología incipiente en otros países, que el monto de la inversión es de entre 30 y 40% menor que con los tratamientos tradicionales de lodos activados o usando reactores UASB de un solo paso, y el mantenimiento y operación de los mismos (EGSB), disminuye hasta en un 50%.
- Sería deseable esperar que con estos datos, las ciudades pequeñas y medianas de México, puedan estar en mejor posición para darle tratamiento a sus aguas residuales, en un futuro no muy lejano, al tener una tecnología que combina inversiones accesibles, bajos costos de operación y mantenimiento, con elevadas eficiencias de remoción de los contaminantes de esas aguas residuales.

RECOMENDACIONES

Las recomendaciones pertinentes podrían enlistarse como sigue:

- Existe muy poca experiencia, aún en los países desarrollados, en la construcción, operación y mantenimiento de reactores o trenes de tratamiento EGSB de dos etapas, como el que aquí se propone, por lo que la recomendación obligada es, llevar a cabo las experimentaciones necesarias a nivel laboratorio y piloto, para conocer el desarrollo y funcionamiento práctico de estos reactores, cuando traten aguas residuales urbanas con las características de las que se tienen en México.
- Desarrollar una investigación más profunda y exhaustiva, en relación con las experiencias prácticas en otros países, como Holanda, Alemania, Japón, Estados Unidos e incluso Brasil, que están llevando a cabo un desarrollo intenso de esta tecnología a nivel experimental e industrial.
- Conducir un estudio técnico – económico de una planta completa de tratamiento de aguas residuales urbanas, que incorpore un tren de tratamiento con la tecnología EGSB, para dimensionar de manera más real y efectiva, los montos de inversión y costos de operación y mantenimiento con estándares mexicanos, para poder realizar un análisis comparativo con esos mismos conceptos, de las plantas tradicionales que operan en México y plantear la situación real de eficiencia y costo – inversión efectiva. para dimensionar su potencial real en nuestro país.

GLOSARIO DE TÉRMINOS

ACEPTOR DE ELECTRONES. Compuesto inorgánico que participa en la fermentación anaerobia como aceptor de electrones (CO₂, nitratos, sulfatos).

ACETOGÉNESIS. Las bacterias acetogénicas convierten a los ácidos grasos y alcoholes en acetato, CO₂ e hidrógeno.

ACIDOGÉNESIS. Conversión que realizan las bacterias acidogénicas, para transformar los productos de la hidrólisis en ácidos orgánicos, alcoholes y cetonas.

AGUAS RESIDUALES URBANAS. Residuos líquidos que resultan del uso y consumo del agua potable y pluvial por las comunidades urbanas o municipales.

ALCALINIDAD. Valor del pH de las aguas residuales, ubicado entre 7 y 14

BIOGÁS. Gas producido en el tratamiento de aguas residuales y que esta compuesto principalmente por 65% de CH₄ y 35% de CO₂, principalmente.

BIOGRANULACIÓN. Procedimiento de asociación que desarrollan algunos microorganismos durante el tratamiento anaerobio de aguas residuales.

BIOMASA. Consorcio de microorganismos que degradan a la materia orgánica.

COT. Carbono orgánico total.

DBO. Demanda bioquímica de oxígeno.

DIGESTIÓN ANAEROBIA. Proceso de degradación de la materia orgánica presente en las aguas residuales en condiciones de ausencia de oxígeno.

DONADOR DE ELECTRONES. Compuesto normalmente orgánico (sustrato) que participa en la cadena transportadora de electrones como donador.

DQO. Demanda química de oxígeno.

EGSB. Lecho de lodos granular expandido

ENZIMAS. Sustancias de naturaleza proteica que catalizan reacciones bioquímicas.

FASE ENDÓGENA. Etapa del crecimiento bacteriano, en la que disminuye la disponibilidad de alimento y la muerte de las bacterias no viables, es usada por otras bacterias para producir energía para funciones de mantenimiento.

HIDRÓLISIS. Proceso que realizan las bacterias hidrolíticas para permitir la solubilidad de la materia orgánica insoluble presente en el influente.

LECHO DE LODOS. Cama de lodo biológico ubicado principalmente en la parte baja del reactor, antes de la expansión del manto y a donde retornan después de la sedimentación.

LECHO EXPANDIDO. Expansión de la cama de lodos durante el proceso

LODO ANAEROBIO. Biomasa formada durante la digestión anaerobia.

MATERIA ORGÁNICA. Materia orgánica compleja, constituida principalmente por proteínas, carbohidratos y lípidos.

METANOGÉNESIS. Las bacterias metanógenas, que son de dos tipos, utilizan al acetato y al hidrógeno y CO₂, para producir metano.

MICROORGANISMOS. Colonia y consorcios de bacterias, que degradan la materia orgánica presente en las aguas residuales.

ORDEN DE REACCIÓN. Está definida como la suma de los exponentes de las concentraciones en la ley de rapidez de la reacción.

PARTÍCULAS DISCRETAS. Partículas sólidas que no cambian su forma o masa durante la sedimentación.

REACTOR ANAEROBIO. Equipo en el que se lleva a cabo la digestión de la materia orgánica en condiciones anaerobias

SEPARADOR TRIFASICO. Aditamento ubicado en la parte superior del reactor, para separar al agua residual del lodo biológico y biogás.

SÓLIDOS COLOIDALES. Sólidos que se mantienen en suspensión, debido principalmente a su tamaño ($0.45\mu\text{m} - 2.0 < \mu\text{m}$).

SÓLIDOS DISUELTOS. Sólidos que se encuentran disueltos en el líquido que los contiene.

SÓLIDOS SUSPENDIDOS NO-VOLATILES. Sólidos en suspensión normalmente discreto inorgánicos, que no se volatilizan a 600°C .

SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES. Sólidos en suspensión, mayoritariamente orgánicos que se volatilizan a 600°C .

SÓLIDOS SUSPENDIDOS. Sólidos que se mantienen en suspensión en el seno de un líquido.

TASA DE CARGA ORGÁNICA. Cantidad de materia orgánica que puede tratarse en un reactor biológico, por día y por m^3 de reactor.

TASA DE CONSUMO ESPECÍFICO. Velocidad a la que se consume un sustrato, normalmente el sustrato limitante.

TASA DE CRECIMIENTO ESPECÍFICO. Velocidad a la que crecen y se desarrollan los microorganismos de un consorcio.

TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO. Tiempo teórico promedio que tarda el agua residual en su paso por el reactor desde su entrada hasta su salida.

TRATAMIENTO AEROBIO. Es el tratamiento al que se someten las aguas residuales apoyándose en bacterias que realizan la degradación de los contaminantes en presencia de oxígeno molecular.

TRATAMIENTO ANAEROBIO. Tratamiento al que son sometidas las aguas residuales para remover los contaminantes orgánicos, usando bacterias que realizan la degradación bioquímica, en ausencia de oxígeno molecular.

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. Procedimiento al que se someten las aguas residuales para eliminar los contaminantes contenidos en ella.

UASB. Cama de lodos anaerobio de flujo ascendente.

VELOCIDAD DE FLUJO ASCENDENTE. Velocidad que adquiere el agua residual desde su entrada en la parte inferior del reactor hasta su salida por la parte superior del mismo.

VELOCIDAD DE REACCIÓN. Velocidad a la que desaparecen los reactantes o a la que se forman los productos.

VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN. Distancia que recorre una partícula hacia el fondo del sedimentador en un tiempo determinado, desde su ingreso al mismo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Abreu A. Danko, S. Alves, M. Bio-Hydrogen Production in an EGSB Reactor Under Mesophilic, Thermophilic and hyperthermophilic Conditions. Institute for Biotechnology and Bioengineering, University of Minho, Braga, Portugal. (2007).

Benfield Larry – Randall Clifford. Biological Process Design for Wastewater Treatment. Prentice-Hall, Inc.. Englewood Cliffs, NJ (1980).

Brito, A. G., Melo L. F. A Simplified Analysis of Reaction and Mass Transfer in UASB and EGSB Reactors. University of Minho. Department of Biological Engineering. Largo do Paso. Portugal. (1996).

Caldera, Y. Madueño, P. Griborio. A. Effect of the Organic Load in the Performance of the UASB Reactor Treating Slaughterhouse Effluent. Universidad de Zulia, Maracaibo, Venezuela.(2005).

Dulkadinoglu, E. Cokgor, A. The Effect of Temperature and Sludge Age on COD Removal and Nitrification in a Moving Bed Sequencing Batch Reactor. Istanbul Technical University. Istanbul, Turkey.(2002).

Fair . Geyer Purificación de aguas y tratamiento y remoción de aguas residuales. Vol. II Editorial Limusa. México, D. F. (2005)

Field J. Anaerobic Granular Sludge Bed Technology. UASB Organization. Wageningen, The Netherlands. (2005).

Florencio,L. Field, J. Lettinga, G. Anaerobic Treatment of Alcoholic Wastewaters. Department of Civil Engineering. Federal University of Pernambuco. Pernambuco, Brazil. (1997).

Franklin RJ Full Scale Experiences with Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters. Water Science Technology. **44**(8) 1-6. (2001).

Gonzalez-Gil,G., Lens,P., Van Aelst,H. Cluster Structure of Anaerobic Aggregates of an Expanded Granular Sludge Bed Reactor. Sub-Department of Environmental Technology. University of Wageningen. The Netherlands. (2001).

Hammer J. Mark Water and wastewater Technology. John Wiley and Sons. Second Edition. New York. (1985).

Hu JC. Theory and Technology of Anaerobic Biological Treatment. China Architecture Industrial Publishing Company. Beijing, China. (2002).

Hulshoff Pol LW. The Phenomenon of granular anaerobic sludge. University of Wageningen, The Netherlands. (1999).

Imachi,H., Sekiguchi, Y. Lettinga, G. Cultivation and in Situ Detection of a Thermophilic Bacterium Capable of oxidizing Propionate in Syntrophic Association with Hydrogenotrophic Methanogens in Thermophilic Methanogenic Granular Sludge. *Appl. Environ. Microbiology.* 3608-3615.

Jeison, D Chamy, R. Comparison of the Behavior of Expanded Granular Sludge Bed (EGSB) and Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors in Dilute and Concentrated Wastewater Treatment. School of Biochemical Engineering. Universidad Católica de Valparaiso. Chile. (1999).

Kato MT, Field JA, and Lettinga G. Feasibility of Expanded Granular Sludge Bed Reactors for the Anaerobic Treatment of Low-Strength Soluble Wastewaters. *Biotechnology – Bioeng.* **44** 469-479. (1994).

Kato, M. Rebac, S. Lettinga, G. Anaerobic Treatment of Low-Strength Brewery Wastewater in Expanded Granular Sludge Bed Reactor. Federal University of Pernambuco. Recife, Brazil.(1998).

Kato, M., Field, J. Lettinga, G. Anaerobe Tolerance To Oxigen and Potentials of Anaerobic and Aerobic Cocultures for Wastewater Treatment. Department of Environmental Technology. Wageningen Agricultural University, The Netherlands. (1997).

Lamo, P. Dias, N. Reatores Anaerobios de Leito Expandido para o Tratamento de Efluentes das Industrias de Bebidas. DEDINI S/A. Industrias de Base. Sao Paulo, Brasil. (2006).

Lettinga, G. Rebac, S. Parshina, S. High-Rate Anaerobic Treatment at Low Temperatures. Wageningen Agricultural University. The Netherlands. (1999).

Lettinga,G., Van Lier, J., Psicrofilic Anaerobic Treatment of Low Strength Wastewaters. Wageninge Agricultural University. The Netherlands. (1999).

Li, J. Zuo-Je, Xing, W. Performance and Microbiology Characteristics of an EGSB reactors Trating Brewery Wastewater Under 20 Degrees.Dept. of Environmental Science and Engineering. Tshinghua University, Beijing, China.(2008).

Liu Y, Xu HL, Show KY and Tay JH. (Anaerobic Ganulation Technology for Wastewaters Treatment. *World . Microbiol. Biotechnol.* **18** 99-113. (2002).

Luostarinen, S. Anaerobic On-Site Watewater Treatment at Low Temperatures. University of Ivaskyala. Ivaskyala Studies in Biological and Environmental Science. Ivaskyala,, Finland. (2005).

Medhat, M. Saleh, A.Mahmood, F. UASB/EGSB Applications for Industrial Wastewater Treatment. Seventh International Water Technology Conference. El Azhar University. Egypt. (2003).

Metcalf . Eddy. Tratamiento y Depuración de las Aguas Residuales. Editorial Labor. 3ª. Edición. Madrid. (1977).

Metcalf and Eddy Inc. Wastewater Engineering. Treatment, Disposal and Reuse. Third Edition. Mc Graw-Hill Inc. New York. (1991).

Monaco, R. D. Influencia da Temperatura e da Carga Organica no Tratamento Anaerobio de Esgoto Sintetico em Biorreator Operando em Batelada Sequencial Contendo Biomasa Granulada. Escola de Engenharia Maua, Instituto Maua de Tecnologia. Sao Caetano do Sul. Brasil.(2007).

Monroy H.O.,La Digestión Anaerobia como Parte Medular de la Sustentabilidad Ambiental. Universidad Autónoma Metropolitana. México, D.F.(2007).

Monteggia, Luis Olinto. Analise dos Fatores Intervenientes no Desempenho de Reatores Anaerobios de Manto de Lodos de Fluxo Ascendente Tratando Esgotos Sanitarios. Instituto de Pesquisas hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Brasil.(2006).

Mulligan,C. Gibbs, B. Innovative Biological Treatment Processes for Wastewater in Canada. Concordia University. Montreal, Canada. (2003).

Pavlostathis, S.- Giraldo-Gomez, E. Kinetics of Anaerobic Treatment: x Critical Review. Crit. Rev. Environ. Control. **21**: 411 – 490. (1991).

Pontes, R. Pinto, J. Analysis of Integrated Kinetic and Flow Models for Anaerobic Digesters. Department of Chemical Engineering. University of Sao Paulo, Brazil.(2006).

Ramalho, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. Editorial Reverté S.A. Edición Castellana. México D. F.(1992).

Rodriguez, J. Arranque y Operación de Reactores Anaerobios. Departamento de Ingeniería sanitaria. Universidad del Valle de Cali. Cali, Colombia. (2001).

Rodriguez-Fdez, A. Leton, G. Rosat, R. Tratamientos Avanzados de Aguas Residuales Industriales. Innovación en tecnologías Medioambientales y Energía. Comunidad de Madrid, España, (2005).

Ruiz, I. Alvarez, J. Soto, M. El Potencial de la Digestión Anaerobia en el Tratamiento de Aguas Residuales Urbanas y Efluentes de Baja Carga Orgánica. Facultad de Ciencias, Universidad de La Coruña.España.(2001).

Sawyer C. and Mc Carty P. Chemistry for Environmental Engineering. Mc Graw-Hill Kogakusha, Ltd. Third Edition. Tokyo, Japan.(1980.)

Schroeder D. Edward. Water and Wastewater Treatment. Mc Graw-Hill Book Co.New York. (1977).

Seghezzo, L. , Zeeman G. Van Lier J.B. and Lettinga G. A Review of Anaerobic Treatment of Sewage in UASB and EGSB Reactors. Bioresource. Technology 165-190.(1990)

Sundstrom W.Donald – Klei E. Herbert Wastewater Treatment. Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, NJ. (1979).

Tchobanoglous G. Water Treatment : Principles and Design. John Wiley and Sons, Inc. Second Edition. (2004).

Van Der Last A. and Lettinga G. Anaerobic Treatment of Domestic Sewage Under Moderate Climatic Conditions Using Upflow Reactors at Increased Superficial Velocities. Water Science Technology. Roermond, The Netherlands. (2000).

Van Der Last A., Lettinga G. Anaerobic treatment of Industrial Wastewaters Using Cultivated Seed on Subtropical Regions. Water Science Technology. Dept. of Environmental Technology. Wageningen Agricultural University. Wageningen, The Netherlands. (2005).

Van Handel,A. Kato, M. Cavalcanti,P. Anaerobic Reactor Design Concepts for the Treatment of Domestic Wastewater. Federal University of Campinha Grande. Brazil. (2006)

Van Lier Jules. Anaerobic Industrial Wastewaters Treatment.. Wageningen University, Department of Environmental Technology. The Netherlands. (2002)

Van Lier, J. Anaerobic Industrial Wastewater Treatment Perspectives for Closing Water and Resources Cycles. Wageningen Agricultural University. Wageningen, The Netherlands.(2001).

Wentzel, M.C., Moosbrugger, R. E. Tentative Guidelines for Waste Selection, Process Design, Operation and Control of Upflow Anaerobic Sludge Bed Reactors. Department of Civil Engineering, University of Cape Town, South Africa.(2000).

Xiao-Ming, L. Liang Guo, Qi Yang. Removal of Carbon and Nutrients from Low Strength Domestic Wastewater by Expanded Granular Sludge Bed – Zeolite Bed Filtration (EGEB-ZBF) Integrated treatment Concept. College of Environmental Science and Engineering, Hunan University, Hunan Changsha, China. (2007).

Yong-Hong L., Yang-Ling H., Shu-Cheng Y., Studies on the Expansion Characteristics of the Granular Bed Present in EGSB Bioreactors. Department of Environmental Engineering. Xi-an University of Engineering Science and Technology. Xi-an, China. (2004).

Yoochatchaval, W. Ohashi, A. Harada, H. Intermittent Effluent Recirculation for the Efficient Treatment of Low Strength Wastewater by an EGSB Reactor. Nagaoka University of Technology. Nigata, Japan.(2008).

Yu-Liu, Joo-Hwa,T. State of the Art of Biogranulation Technology for Wastewater Treatment. School of Civil and Environmental Engineering. Nanyang Technology University. Singapore. (2004).