



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

DISEÑO DE REACTORES DE LODOS ACTIVADOS CON ÉNFASIS EN LA SELECCIÓN, ESPECIFICACIÓN Y ANÁLISIS DE COSTOS DEL SISTEMA DE AERACIÓN (SOPLADOR-DIFUSIÓN DE AIRE) EN UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES DE AERACIÓN EXTENDIDA.

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

CARLOS ANDRÉS RÍOS CAVAZOS

MÉXICO, D.F.

DICIEMBRE 2009





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: Antonio Valiente Barderas

VOCAL: Profesor: Jose Antonio Ortiz Ramírez

SECRETARIO: Profesor: Juan Mario Morales Cabrera

1er. SUPLENTE: Profesor: Mariano Pérez Camacho

2° SUPLENTE: Profesor: Néstor Noé López Castillo

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: _____

CIUDAD DE MÉXICO, DISTRITO FEDERAL, DELEGACIÓN IZTAPALAPA.

ASESOR DEL TEMA: JUAN MARIO MORALES CABRERA

(Nombre y firma)

SUPERVISOR TÉCNICO (Si lo hay): N/EXISTE

(Nombre y firma)

SUSTENTANTE (S): CARLOS ANDRÉS RÍOS CAVAZOS

(Nombre (s) y firma (s))

A mis padres: por darme la vida, por su grande amor, por ser un ejemplo;

A mi hermana: Por todo el apoyo y por todo el amor.

A mis amigos: por brindarme su amistad y aceptarme como soy;

A mis compañeros de trabajo: por brindarme su apoyo y permitirme
compartir con ellos tanto tiempo;

A mis maestros: por compartir generosamente sus conocimientos.

A la UNAM, FACULTAD DE QUIMICA: Por permitir desarrollar mis
capacidades dentro de sus aulas.

INDICE

INDICE	1
1.- INTRODUCCIÓN:.....	2
BIBLIOGRAFÍA:.....	7
2.- OBJETIVOS:	8
3.- METODOLOGÍA.....	9
3A.- TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES.....	9
3A1.- BREVE HISTORIA DEL TRATAMIENTO DEL AGUA:.....	9
3A2.- FUNDAMENTOS BIOLÓGICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES:	20
3A3.- FUNDAMENTOS TÉCNICOS DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS:.....	41
3B.- SISTEMAS DE DIFUSION DE AIRE:	78
3B1.- FUNDAMENTOS TECNICOS DE LA DIFUSION DE AIRE:.....	78
3B2.- SISTEMAS DE DIFUSION DE AIRE:.....	88
3C.- COMPRESORES Y SOPLADORES:.....	101
3C1.- GENERAL _(1, 2, 3, 4, 5)	101
3C2.- COMPRESORES DE TIPO CENTRÍFUGO _(1, 2, 3, 4)	103
3C3.- SOPLADORES DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO	109
3C4.- COMPRESORES TIPO VENAS VARIABLES.....	114
3D.- DISEÑO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO PARA UNA P.T.A.R. DE INFLUENTE MUNICIPAL EN LA CIUDAD DE MEXICO:	117
3D1.- DATOS DE DISEÑO	117
3D2.- TRATAMIENTO BIOLOGICO.....	120
3D3.- ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE DIFUSIÓN DE AIRE	126
3D4.- ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE PRODUCCION DE AIRE.....	132
3D5.- ANÁLISIS DE COSTOS DE LAS ALTERNATIVAS PRESENTADAS (INVERSIÓN INICIAL, OPERACIÓN, MANTENIMIENTO).	139
4.- CONCLUSIONES	145
BIBLIOGRAFÍA:.....	147

1.- INTRODUCCIÓN:

Existen en la actualidad numerosas tecnologías encaminadas a purificar y reutilizar las aguas residuales que se obtienen después de la incorporación del agua potable a los procesos productivos, de transformación o del goce y disfrute de la vida humana (agua que al pasar por estos procesos adquiere contaminantes que alteran su calidad y dañan al ecosistema).

Debido a la gran cantidad de alternativas existentes, el ingeniero encargado de seleccionar e implementar el sistema de tratamiento (Ingeniero Químico, Ingeniero Civil, Ingeniero Ambiental, etc.), se encuentra ante un vasto escenario que le permite una amplia gama de posibilidades.

Se suma a esta diversidad el hecho de que las aguas residuales que se pretenden tratar son tan numerosas como los procesos que las originan, lo que ocasiona que los sistemas de tratamiento difieran entre sí dependiendo de estas características, habiendo un mayor número de posibilidades entre las cuales poder elegir.

En México, desde hace más de 40 años se realiza el diseño y construcción de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales (P.T.A.R). En la actualidad, acorde a la Comisión Nacional del Agua (CNA) en su reporte de "*Estadísticas del Agua en México, Edición 2007*"⁽¹⁾ se produce un total de 13.4 kilómetros cúbicos por año de aguas residuales, de las cuales un 56.94% pertenece a aguas residuales municipales (Equivalente a 7.63 km³/año ó 242 m³/seg) y el restante 43.06% pertenece a aguas residuales no municipales (Incluyendo la industria y equivalente a 5.77 km³/año ó 183 m³/seg).

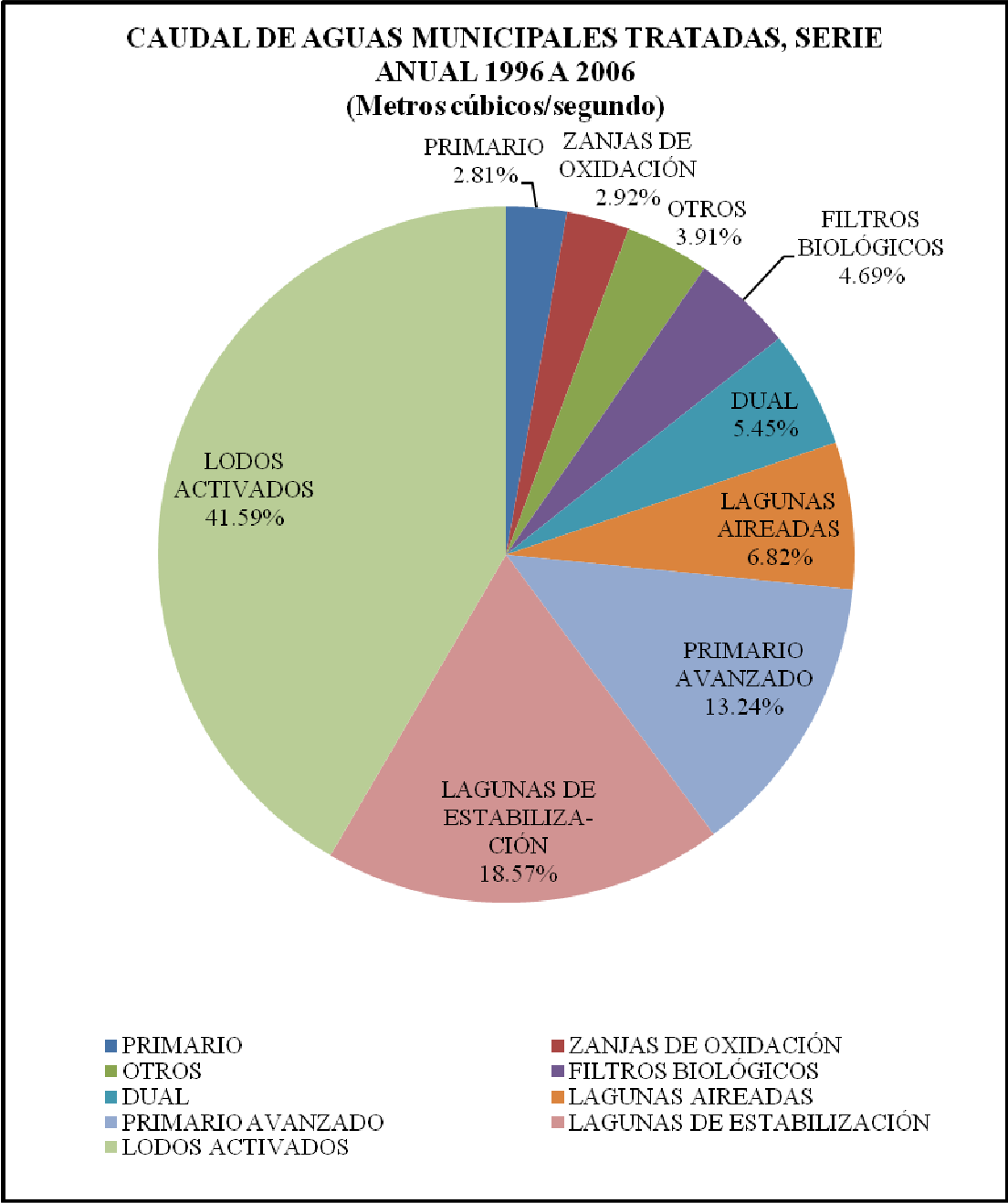
Del total del volumen de aguas residuales producido por año, nuestro país solo trata un 36% de las aguas residuales municipales (equivalente a 74.4 m³/seg) y un 15.1 % de las aguas residuales no municipales (equivalente a 27.7 m³/seg).

Las aguas residuales municipales que se tratan en nuestro país, son procesadas mediante diversas tecnologías, las cuales se desglosan en la tabla adjunta:

PRINCIPALES PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES (m3/SEG)			
PROCESO	NÚMERO DE INSTALACIONES	CAUDAL TRATADO m3/seg	PORCENTAJE
LODOS ACTIVADOS	372	30.93	41.59%
LAGUNAS DE ESTABILIZACIÓN	622	13.81	18.57%
PRIMARIO AVANZADO	17	9.85	13.24%
LAGUNAS AIREADAS	19	5.07	6.82%
DUAL	9	4.05	5.45%
FILTROS BIOLÓGICOS	43	3.49	4.69%
ZANJAS DE OXIDACIÓN	23	2.17	2.92%
PRIMARIO	15	2.09	2.81%
REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE	122	1.06	1.43%
BIODISCOS	7	0.48	0.65%
TANQUE IMHOFF	63	0.42	0.56%
HUMEDALES	110	0.42	0.56%
OTROS	39	0.28	0.38%
TANQUE SÉPTICO	82	0.16	0.22%
REACTOR ENZIMÁTICO	50	0.09	0.12%
TOTAL	1593	74.37	100.00%

Fuente: (1)

Lo que se representa gráficamente en la siguiente figura:



Fuente: (1)

Como se puede apreciar, los procesos del tipo lagunas de estabilización representan el mayor número de instalaciones existentes en nuestro país; sin embargo, son los reactores de lodos activados los que se encargan del tratamiento del mayor caudal de aguas residuales municipales (41.59%).

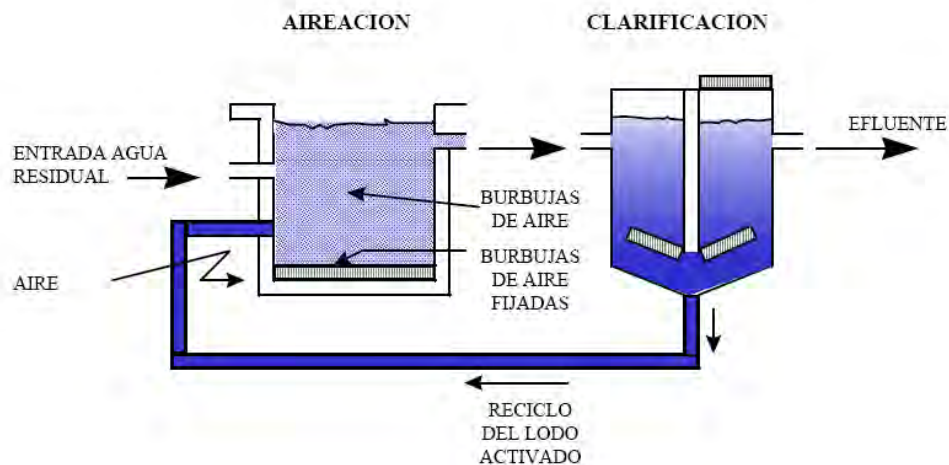
Las aguas residuales no municipales que se producen en nuestro país son tratadas a su vez acorde a la siguiente tabla:

TIPOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES, 2006			
PROCESO	NÚMERO DE INSTALACIONES	CAUDAL TRATADO m3/seg	PORCENTAJE
TERCIARIO	71	0.82	2.97%
NO ESPECIFICADO	25	1.59	5.75%
PRIMARIO	725	10.05	36.35%
SECUNDARIO	1047	15.19	54.94%
TOTAL	1868	27.65	100.00%

Fuente: (1)

Como se puede observar al comparar ambos recuadros, los sistemas de tratamiento de aguas que más caudal tratan en la actualidad en nuestro país, son los sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales mediante tecnologías de reactores de lodos activados.

El tratamiento de aguas mediante la tecnología de lodos activados (Véase Figura sig.), es un proceso que se ocupa del tratamiento de las aguas residuales, en el cual aire atmosférico u oxígeno puro se burbujea a través de estas junto con una combinación de microorganismos biológicos los cuales, al alimentarse y multiplicarse, reducen el contenido orgánico de las aguas residuales (contaminantes disueltos en el agua). A la combinación de aguas residuales crudas (sin ningún tratamiento) y masa biológica de microorganismos, se le conoce comúnmente como licor mezclado. En todas las plantas de lodos activados, una vez que las aguas residuales han recibido el suficiente tratamiento, el exceso de mezcla de aguas residuales y lodo biológico (Licor mezclado) se descarga en tanques de sedimentación y el sobrenadante es mandado a un tratamiento adicional antes de su descarga al cuerpo receptor final (Pues ya se ha convertido en agua tratada). Parte del material sedimentado, el lodo, se mezcla con las aguas que entran en el tanque. Esta fracción que retorna se llama Lodos Activados de Retorno (R.A.S. por sus siglas en inglés-Return Activated Sludge). El lodo sobrante que se va acumulando, se llama Lodo Activado de Desperdicio (W.A.S. por sus siglas en inglés-Waste Activated Sludge).



PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

Existen muy diversos equipos utilizados para proveer aire u oxígeno a un reactor de lodos activados, dentro de los más comunes tenemos los sistemas de aeración superficial, que mezclan el aire y agua mediante turbulencia, y el de difusores sumergidos, que distribuyen aire u oxígeno en el fondo de un reactor mediante un equipo mecánico de difusión.

El sistema de producción del aire utilizado, consiste típicamente en un compresor de aire (también existirán sopladores), tuberías de distribución de aire y sistemas de difusión (difusores) que producen burbujas que se dispersan de manera adecuada en el reactor, promoviendo el contacto de este con los microorganismos presentes en el medio.

Los compresores de aire pueden ser de diferente tipo, predominando los compresores tipo centrífugo, tipo lobular y tipo venas variables o turbina.

Los difusores se clasifican, históricamente, acorde al tipo de burbuja producido en: burbuja gruesa ó burbuja fina y acorde al material del cual se encuentran fabricados: membranas plásticas, materiales cerámicos, metal, etc.

Mediante el análisis de las tecnologías utilizadas en sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales por lodos activados, el lector podrá obtener información relacionada con los parámetros de diseño, características biológicas, costos de inversión y de mantenimiento que le permitan realizar diseños similares y que continúe en la búsqueda de nuevas alternativas a dichos sistemas conforme al avance y desarrollo de la ciencia y tecnología lo permita.

BIBLIOGRAFÍA:

INTRODUCCIÓN

1. COMISION NACIONAL DEL AGUA, Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales. Estadísticas del agua en México, 2007. México, D.F., 2007.

2.- OBJETIVOS:

1. Proporcionar al estudiante de la carrera de Ingeniería (Química, Civil, etc.) las bases teóricas de diseño que permitan obtener lineamientos para diseñar, seleccionar y especificar un adecuado sistema de tratamiento que aplique a determinadas condiciones.

2. Analizar y seleccionar, en un caso real de diseño y construcción de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales con lodos activados, la alternativa de diseño más eficiente por capacidad de tratamiento biológico y estructuración de costos entre diversas tecnologías existentes para difusión y suministro de aire.

3.- METODOLOGÍA

3A.- TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES

3A1.- BREVE HISTORIA DEL TRATAMIENTO DEL AGUA:

Al estudiar el desarrollo de los sistemas de tratamiento de aguas residuales, podemos encontrar evidencias de sistemas primitivos de tratamiento en culturas tan antiguas como el imperio mesopotámico o el imperio babilonio; en cuyas ruinas se han encontrado sistemas que se encargaban de recolectar las aguas residuales producto de la transformación humana y de alejar las mismas y los residuos que estas contenían de los centros de población, promoviendo con esta actitud una separación de los contaminantes de las fuentes de agua potable y evitando enfermedades por insuficiencia sanitaria. Esta misma evidencia la podemos encontrar en culturas antiguas en todo el globo terráqueo, tal como se ha demostrado en diversos lugares tales como el gran baño de Mohenjo-Daro (Pakistán)⁽¹⁾, los baños del palacio de Cnosos (Creta)⁽²⁾, la calzada de los muertos de Teotihuacán (México) ó el templo mayor (México).



Drenaje en el palacio de Cnosos ⁽²⁾Drenaje en Mohenjo-Daro ⁽¹⁾



Drenaje en el Templo Mayor

Con el paso del tiempo, se llegó al desarrollo de las ciudades planificadas, en donde podemos apreciar que la tendencia de desalojar las aguas residuales lejos de los centros de población y vivienda se convirtió en una práctica modeladora del desarrollo. Un ejemplo de ello es la construcción de la “Cloaca Máxima” en roma, en el siglo VI A.C., la cual se encargaba de drenar las aguas residuales del foro romano y de los valles entre las colinas, descargando las mismas al río Tíber y que permaneció intacta hasta mucho después del colapso del imperio romano de occidente en el año 476 D.C. (4, 5, 6)



“Cloaca Máxima” en Roma (4), (5), (6)

Estas prácticas poco higiénicas, aunadas al olvido de las técnicas sanitarias y la falta de sistemas médicos y, en general, al descuido por parte de los pobladores, permanecieron intactas hasta casi 1000 años después de la caída del Imperio Romano de Occidente.

De esta forma, no fue sino a partir del año de 1830 que los ingenieros de diversas partes del mundo (Tales como Sir Edwin Chadwick ⁽⁹⁾ y el Barón Haussman en Londres, y el Ing. Eugene Belgrand ⁽¹⁰⁾ en París) retomaron los antiguos conceptos de separación de las aguas residuales, que se retornó a la práctica de conducir las aguas lejos de los centros de población reconstruyendo o diseñando sistemas de drenajes para este fin.



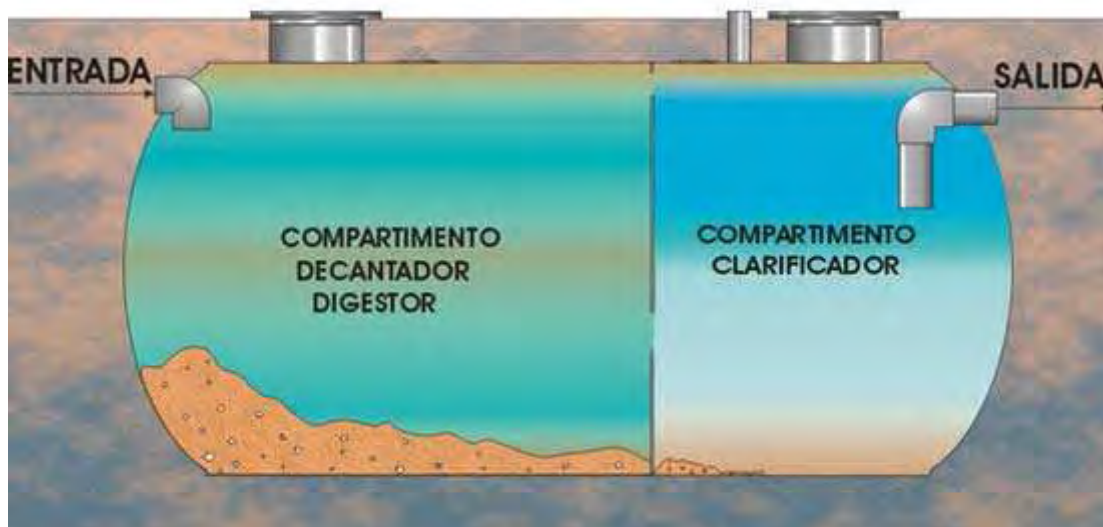
Sir Edwin Chadwick ⁽⁹⁾

Eugene Belgrand ⁽¹⁰⁾

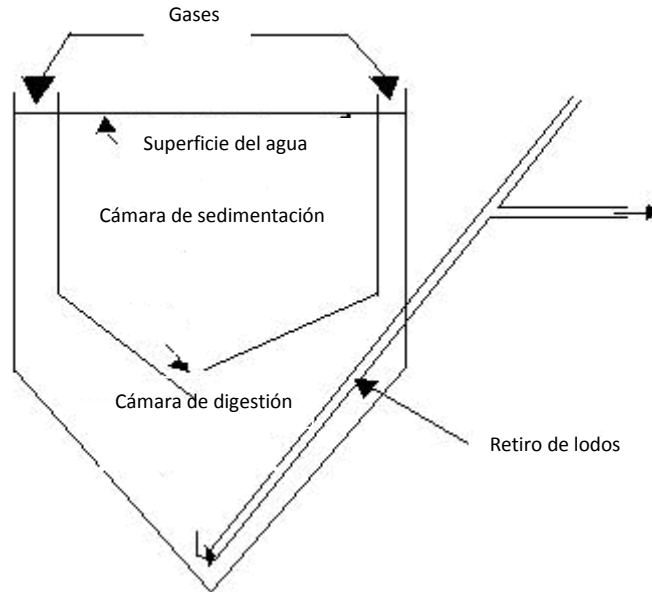
Sin embargo, los 1000 años de prácticas poco sanitarias habían afectado severamente el entorno, contaminando las fuentes de agua potable y generando problemas de toda índole. Esto llevó a que se buscara una forma de lograr que las aguas residuales volvieran a ser útiles y que se evitase más contaminación debido a dicho proceso. Así pues, se comenzó a dirigir mediante drenajes las aguas residuales lejos de los centros de población y estas eran depositadas en zanjas ó pozos a cielo abierto, donde se iban acumulando los residuos generados y el agua era absorbida por el terreno hasta que era necesario construir más depósitos debido a su saturación. Estas zanjas o pozos fueron el antecedente de lo que hoy llamamos zanjas de oxidación y aún se puede encontrar restos de estas ya que cuando una zanja se llenaba era cubierta con tierra como un medio para no atraer

vectores (organismo que transmite un agente infeccioso desde los individuos afectados a otros que aún no portan ese agente) por lo que existen vestigios de las mismas aún hoy día.

Las zanjas o pozos a cielo abierto derivaron a un sistema en el cual un pozo, generalmente construido en arcilla, servía de depósito de las aguas residuales y la infiltración de las aguas al terreno era realizada mediante un sistema de sifón. Este sistema llevó al descubrimiento de que si se dejaba reposar suficiente tiempo las aguas residuales y sus sólidos en suspensión, estos se licuificaban disminuyendo su volumen y pasando a formar parte del agua que entraba al sifón. De estas observaciones surgió el diseño de la “Fosa Mouras”, realizado por Jean Louis Mouras alrededor de 1860, y al descubrimiento de la “Fosa Séptica” ⁽¹¹⁾, por Donald Cameron y F.J. Cummings en 1895, cuyo diseño continúa de manera muy similar aún en nuestros días. Así mismo, llevo al descubrimiento en 1906, por parte de Karl Imhoff ⁽¹²⁾ de su tanque séptico el cual permitía la separación de residuos y la digestión séptica de lodos.

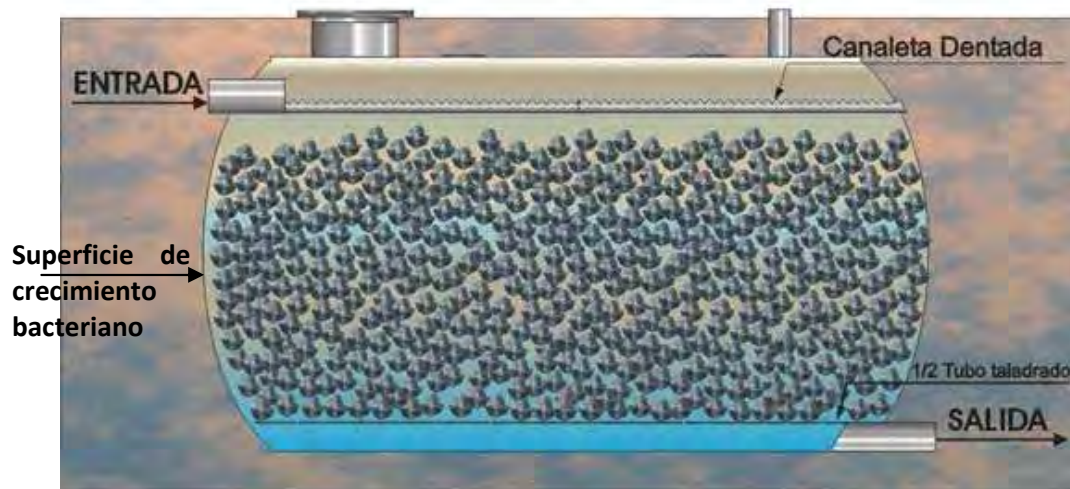


FOSA SÉPTICA SIMPLE ⁽¹¹⁾



Tanque Imhoff (12)

La asociación entre el proceso de licuefacción bacteriana de los sólidos y la calidad obtenida del agua en instalaciones sépticas o del tipo Imhoff, fue explorada a profundidad por hombres como Sir Edward Frankland, William Dibdin, Baldwin Latham, etc. Ellos experimentaron al crear medios artificiales donde se pudieran desarrollar bacterias a través de las cuales se pasara agua residual; a este proceso de "Filtrado" en el cual se podía observar la descomposición de la materia orgánica del agua al pasar por el medio bacteriano, se le llamo de "Filtros Biológicos o Percoladores" (13) y aún es utilizado hoy en día.



FILTRO BIOLÓGICO O PERCOLADOR (13)

Luego del desarrollo de los filtros biológicos, en el año de 1920, el Dr. Gilbert Fowler de la Universidad de Manchester visitó la Estación Experimental Lawrence de la Comisión Estatal de Salud de Massachusetts; en dicho lugar, el Dr. Fowler presencié una serie de experimentos con aguas residuales en donde aguas con contenido residual eran aireadas en una botella que se encontraba impregnada de algas verdes; mediante dicho sistema el Dr. Fowler atestiguó que se lograba obtener una reducción de contaminantes en el agua residual. A su regreso a Manchester, les informó de dichos experimentos a sus colegas Edward Arden y William Lockett los cuales trataron, en el periodo comprendido entre 1914 y 1917, aguas residuales mediante aireación de su mezcla. Con este procedimiento, lograron un proceso de reducción de contaminantes que contemplaba hasta un proceso de desnitrificación (Tal y como descrito por el biólogo ruso Sergei Nikolaievich Winogradsky^(14, 15) consistiendo en la transformación de amoniaco a nitritos, a nitratos y a nitrógeno atmosférico); Así mismo, descubrieron que el proceso de decantado de la mezcla aireada producía agua “clara” que se podía recuperar de la parte superior del tanque y que en su parte inferior se formaba un lodo al que denominaron “Lodo Activado” por su contenido biológico. Posteriores manipulaciones de este sistema, los llevaron a descubrir que la adición de nuevas aguas residuales a la mezcla decantada de lodo biológico activado producía un aumento en el volumen de este último y reducía el tiempo requerido para una completa remoción de contaminantes.



Ciclo del Nitrógeno de Winogradsky (14, 15)

En el año de 1914, Ardern y Lockett establecieron la primera planta de tratamiento de aguas residuales con tecnología de aireación de lodos activados, a escala piloto.

Este proceso se fue implantando en todo el mundo y hasta el año de 1972 se publicó el primer material referente al diseño de este tipo de instalaciones.

Al avanzar la implementación del tratamiento mediante lodos activados, se descubrió que en muchos casos la sola adición de aire no producía el proceso de desnitrificación deseado o el mismo no era confiable o predecible; esto llevó a que en 1964 Downing y colegas desarrollaran la teoría necesaria para lograr la nitrificación de las aguas residuales, dicha teoría se basaba en el descubrimiento de que este proceso dependía de múltiples variables pero se veía principalmente afectado por el tiempo de retención hidráulica y variaba acorde a las concentraciones de amoníaco, alcalinidad del agua, cantidad de oxígeno disuelto, etc. Así pues, surgió la necesidad de buscar mecanismos que afectasen al metabolismo microbiano de forma tal que se obligase a los mismos a consumir los contaminantes requeridos; Ludzack y Ettinger propusieron como solución a este particular, en 1962, un proceso de nitrificación-desnitrificación, en el cual se utiliza material biodegradable para la desnitrificación. El proceso consistía en la utilización de 2 reactores en serie, separados uno de otro, en el cual el agua del influente se mantenía en el primero en un estado anóxico, mientras que en el segundo se producía aireación logrando la nitrificación. Con esta configuración, el licor nitrificado y el licor anóxico eran puestos en contacto y el nitrato entrando el reactor anóxico era transformado a nitrógeno gas. ⁽¹⁹⁾

Este proceso fue ampliamente difundido y demostró su viabilidad en instalaciones en todo el mundo y aún hoy día sigue siendo la base de la desnitrificación controlada.

Una vez resuelto de manera confiable el proceso de desnitrificación, la atención se centró en la remoción de fósforo de las aguas residuales; en 1974, James Barnard introdujo el concepto de remoción biológica de fósforo, el cual modifica las características prevalecientes en el sistema de lodos activados, promoviendo que

las bacterias retengan fósforo disuelto en su interior y logrando con ello la remoción de dicho contaminante del agua residual.

A partir de 1970 y hasta la fecha, numerosos estudios se han realizado a fin de entender y modificar los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales; se han desarrollado mejoras a todos los procesos descritos hasta el momento (Fosas sépticas, Zanjas de Oxidación, Lodos Activados, Remoción Biológica de Nitrógeno y Fósforo, etc.) y los nuevos materiales han permitido que procesos anteriores sean reevaluados (Tal es el caso de la existencia de membranas plásticas para difusores de aire o crecimiento de material biológico de filtros percoladores) y reacondicionados. Así mismo, se han realizado grandes avances en el desarrollo de tecnologías anaerobias (sin oxígeno-aire) de remoción de contaminantes en el agua residual o en el desarrollo de tecnologías de filtración de aguas residuales (Membranas u Ósmosis) que han permitido que hoy en día el tratamiento de aguas residuales sea una disciplina que requiere de constante preparación y de adaptación constante.

En los siguientes capítulos se discutirá y ampliará los conceptos descritos hasta aquí y se profundizará en las bases teóricas y de diseño de los procesos en estudio.

BIBLIOGRAFIA

3A1.- BREVE HISTORIA DEL TRATAMIENTO DEL AGUA

1. FORSEY, CHRIS. The Mohenjo - daro drainage system en "Dkimages".
<<http://www.dkimages.com/discover/home/History/Asia/Early-Civilisations/Indus-Civilisation/Indus-Civilisation-7.html>>
2. TURNER, DAVID. A quick tour of Minos's palace at Knossos. Lake forest program On Greece and Turkey en "Quick Tours".
<<http://campus.lakeforest.edu/academics/greece/KnosTour.html>>
3. COOPER, P.F. "Historical aspects of wastewater treatment" en Decentralized Sanitation and Reuse. Estados Unidos: IWA Publishing, 2002. Pág. 11 a 38.
4. TARDIEU, GREG. The Roman Water System: its contribution to the succes and failure of ancient rome. En
<http://www.romanaqueducts.info/aquapub/tardieu_photos.htm>
5. "CLOACA MAXIMA" en Wikipedia online. Keyword: Cloaca Máxima
< http://en.wikipedia.org/wiki/Cloaca_Maxima>
6. "IMPERIO ROMANO DE OCCIDENTE" en Wikipedia online. Keyword: Imperio Romano de Occidente
7. "LUTECIA" en Wikipedia online. Keyword: Historia de París,
8. "LONDINIUM" en Wikipedia online. Keyword: Londinium,
9. "EDWIN CHADWICK" en Wikipedia online. Keyword: Edwin Chadwick,
10. "EUGENE BELGRAND" en Wikipedia online. Keyword: Eugene Belgrand,
11. "FOSA SÉPTICA" en <<http://www.bupolsa.com/depu/septica.html>>
12. "IMHOFF TANK" en "Water/Wastewater distance learning" en
<<http://water.me.vccs.edu/courses/ENV149/Imhoffb.htm>>
13. "FILTROS BIOLÓGICOS" en <<http://www.bupolsa.com/depu/filtro.html>>
14. "CICLO DEL NITRÓGENO" en Wikipedia online. Keyword: Ciclo del Nitrógeno
15. "WINOGRADSKI" en Wikipedia online. Keyword: Winogradsky,

16. TRILLO MONTSORIU, JUAN DE DIOS. “El saneamiento. Historia reciente, estado actual y perspectivas de futuro” en OP, Revista del Colegio de ingenieros de caminos, canales y puertos. España: 1995. Número 31, “SANEAMIENTO, I”
17. SEEGER H. The history of German waste water treatment. En <<http://www.valt.helsinki.fi/projects/enviro/articles/Seeger.pdf>>
18. SEABLOOM, ROBERT W. Septic tanks. Washington: University of Washington: S/F
19. ANDERSON, GRAEME. Pushing the boundaries of energy efficiency - SBR technology incorporating simultaneous nitrification / denitrification. En <<http://publications.ksu.edu.sa/Conferences/Wastewater%20management%20for%20a%20Better%20Environment%20Abu%20Dhabi%20UAE%202000/Graeme%20Anderson.doc>>

3A2.- FUNDAMENTOS BIOLÓGICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES:

3A2-1.- PRINCIPALES PROBLEMAS EN LA CONTAMINACIÓN DE AGUAS RESIDUALES.

El principal problema de la contaminación de las aguas residuales, radica en que los contaminantes que se encuentran en mayor proporción en las mismas son los productos carbonáceos (Ricos en carbono/nutrientes y por tanto excelentes fuentes de energía), dichos productos demandan (Consumen) oxígeno de sus alrededores dado que tienden a reaccionar con este elemento en una transformación a productos químicamente más estables (Dióxido de carbono y agua)(1). Así pues, al permitir que aguas residuales entren en contacto con aguas frescas (en las cuales existe un promedio de 9.1 mg/l de oxígeno disuelto a temperatura de 20° C(2)) los productos carbonáceos presentes reducirán la concentración de oxígeno disuelto, ocasionando factores adversos a aquellos organismos que dependen del mismo para vivir.

Otro factor importante presente en la contaminación de aguas residuales es la alta concentración de nitrógeno y fósforo en las mismas(3). Al entrar en contacto aguas residuales que contienen estos elementos con aguas frescas, se promueve el crecimiento de algas (en un proceso llamado eutrofización-Véase Figura 2.1) las cuales bloquean los rayos solares y consumen el oxígeno disuelto, esto ocasiona que las plantas acuáticas o terrestres que requieren de dicho oxígeno para su sustento se vean afectadas y mueran, creándose un ciclo en el cual el aumento de materia orgánica en descomposición reduce el oxígeno presente en el agua lo que ocasiona una mayor mortalidad. Este proceso durará hasta que las aguas frescas no tengan virtualmente oxígeno disuelto.

Así pues, surge la necesidad de realizar un tratamiento de las aguas residuales producto de la transformación humana cuyo objetivo sea la remoción de los contaminantes dañinos presentes en las mismas (Productos carbonáceos, nitrógeno, fósforo, metales pesados, etc.) ya sea transformando (Oxidando) los constituyentes biodegradables disueltos o en suspensión en productos aceptables, capturando e incorporando los sólidos coloidales suspendidos en flóculos biológicos susceptibles de ser removidos, transformando o removiendo nutrientes,

compuestos no orgánicos y metales pesados y/o alguna variación de los procesos anteriores.

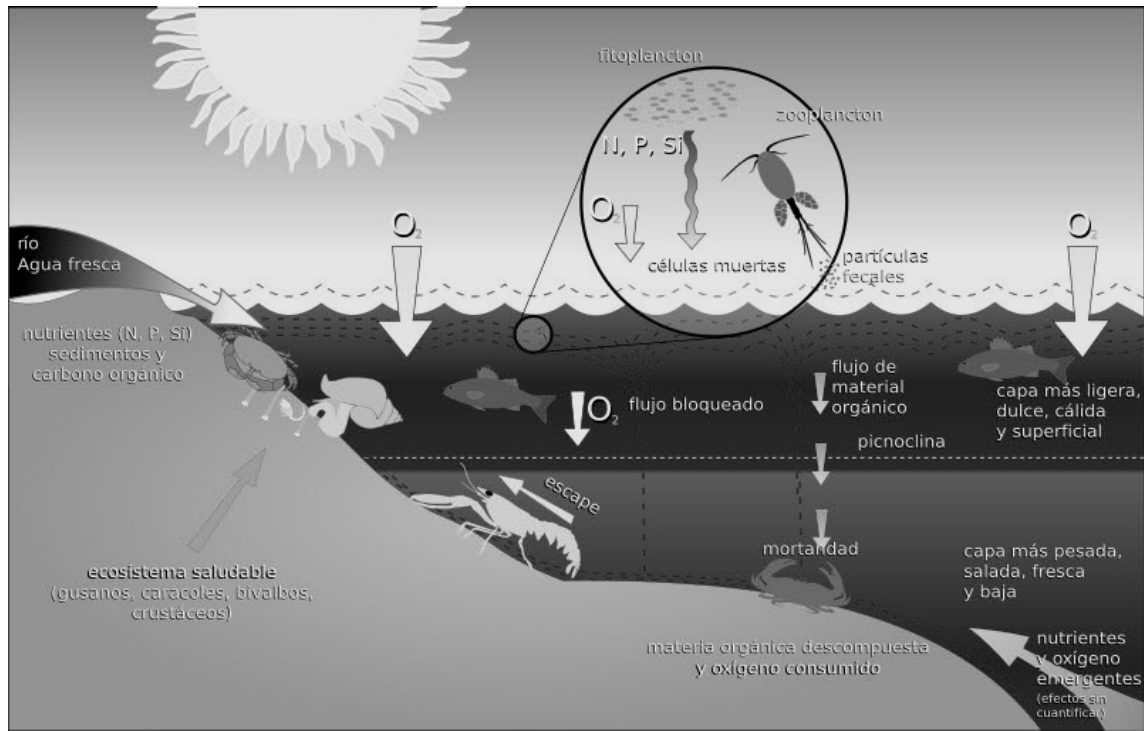
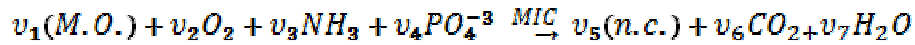


Fig. 2.1 Eutrofización de un estuario (4)

3A2- 2.- LOS MICROORGANISMOS COMO UN MEDIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Tal como se describió anteriormente, experimentos realizados por Arden & Lockett (y otros antes que ellos), llevaron a la realización de que los microorganismos biológicos son capaces de lograr muchas de las funciones de tratamiento descritas anteriormente. Posteriores investigaciones, llevaron a la conclusión de que el tratamiento de aguas residuales mediante sistemas biológicos se logra utilizando ciertos tipos de microorganismos que realizan el tratamiento y remoción de contaminantes principalmente mediante la utilización de los productos carbonáceos como fuentes de energía lo que les permite crecer y reproducirse al transformar los mismos a productos simples como el dióxido de carbono y el agua. Este proceso de tratamiento mediante microorganismos se puede expresar en forma teórica mediante la siguiente ecuación⁽⁵⁾:



Tratamiento mediante microorganismos₍₅₎:

Donde:

v_n = Coeficiente estequiométrico

M.O. =Materia orgánica presente en las aguas residuales

O₂ = Oxígeno

NH₃ = Amoniaco.

PO₄⁻³ = Fosfato

MIC = Microorganismos necesarios para la reacción

n.c. = Nuevas células formadas

CO₂ = Dióxido de carbono

H₂O = Agua

La anterior ecuación puede ser interpretada de la siguiente manera:

“El oxígeno, el fósforo y el amoniaco presentes en las aguas residuales, son utilizados por los microorganismos para transformar la materia orgánica en productos simples y en la formación de células nuevas. Este proceso es el fundamento del tratamiento biológico de aguas residuales y resuelve los principales problemas que se encuentran en las mismas.”

Los microorganismos que se encuentran en las aguas residuales, y a los cuales podemos considerar como responsables del tratamiento biológico, son principalmente bacterias y protozoarios; sin embargo, también presentes en las aguas residuales podemos encontrar variedades de hongos, algas, plantas, animales y virus en sus formas microscópicas. Todos estos organismos son encontrados en su forma unicelular, pero se han dado casos de formas multicelulares aunque de forma aislada y escasa. A continuación se estudiará las características de dichos microorganismos.

3A2-2.1 CLASIFICACIÓN MICROBIANA

Los microorganismos formados por una sola célula, son clasificados en función de su información genética y su complejidad celular en organismos procariontes y organismos eucariontes. (Véase Figura 2.2 y 2.3). (6), (7), (8)

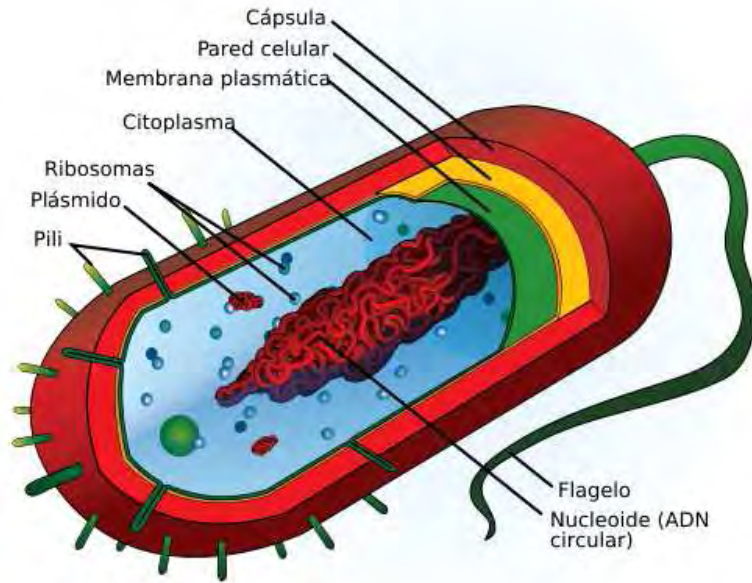


Figura 2.2 Célula Procarionte^{(6), (7), (8)}

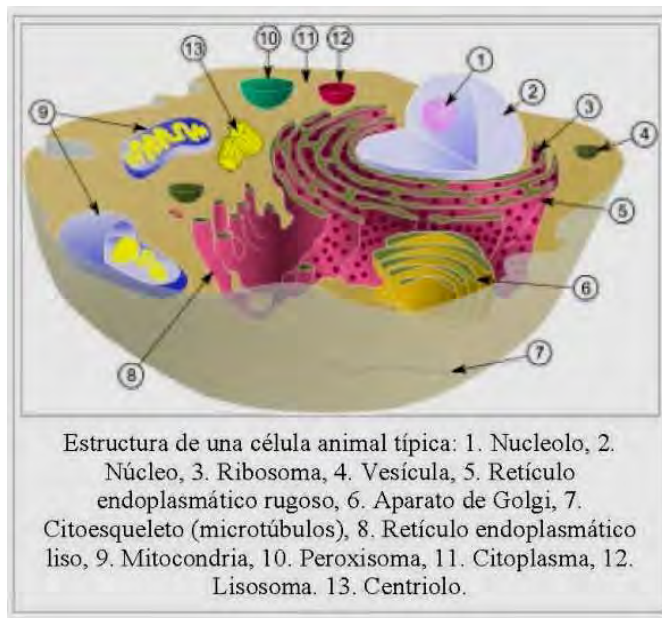


Figura 2.3 Célula Eucarionte^{(6), (7), (8)}

Los organismos procariontes son más sencillos e incluyen a las bacterias, algas verde-azules, arqueas. Los organismos eucariontes son más complejos y contienen a plantas, animales, protozoarios, hongos, y cierto tipo de algas.

Las principales diferencias entre ambos tipos de organismos se desglosan a continuación ⁽⁵⁾:

Características celulares	O. Procariontes	O. Eucariontes
Grupo filogenético	Bacterias, algas verde-azules, arqueas	Algas, hongos, protozoarios, plantas y animales (unicelulares)
Tamaño	0.2-3.0 μm	2-100 μm
Pared celular	Compuesta de peptidoglicano (O Mureina), polisacáridos, proteínas o glicoproteínas (Fig. 2.4)	Ausente en animales y protozoarios, presente en algas, plantas y hongos, usualmente polisacáridos
Membrana nuclear	Ausente	Presente
DNA	Plásmidos unimoleculares	Varios cromosomas
Membranas internas	Simples o limitadas	Complejas: Retículo endoplásmico, aparato de golgi, mitocondrias,
Organelos	Ausentes	Presentes
Pigmentos fotosintéticos	En membranas internas, sin cloroplastos	Cloroplastos
Sistema respiratorio	Parte de la membrana citoplasmática.	Mitocondria

DIFERENCIAS ENTRE ORGANISMOS PROCARIONTES Y ORGANISMOS ECUARIONTES (6, 7, 8)

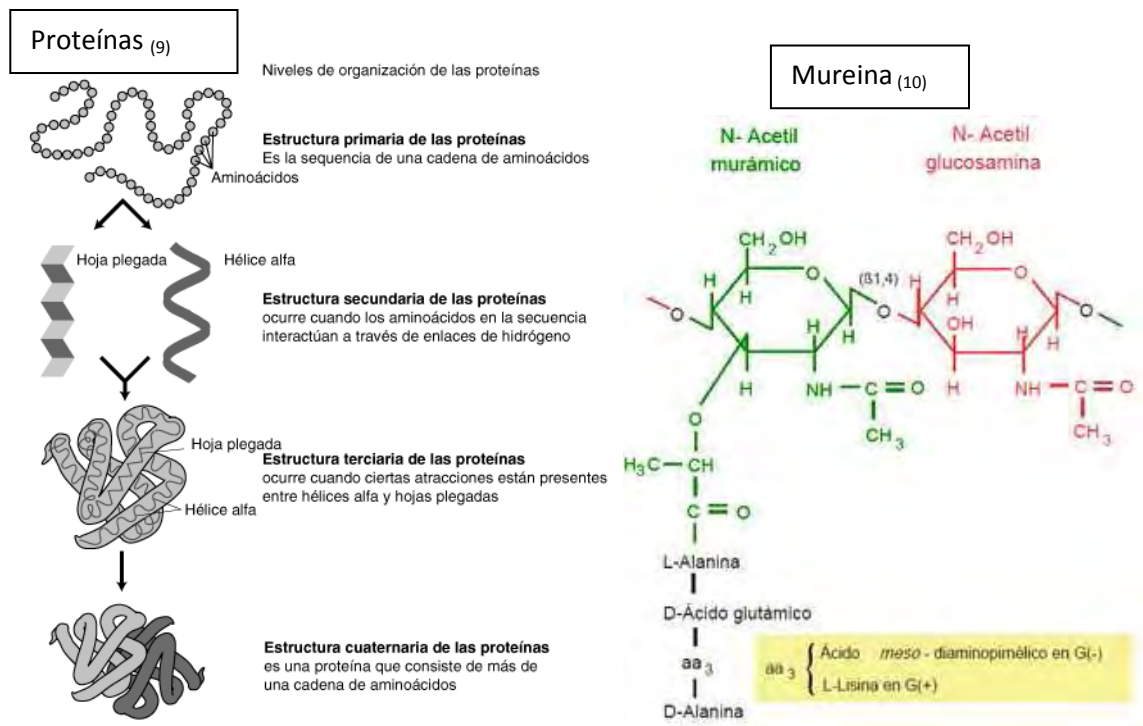
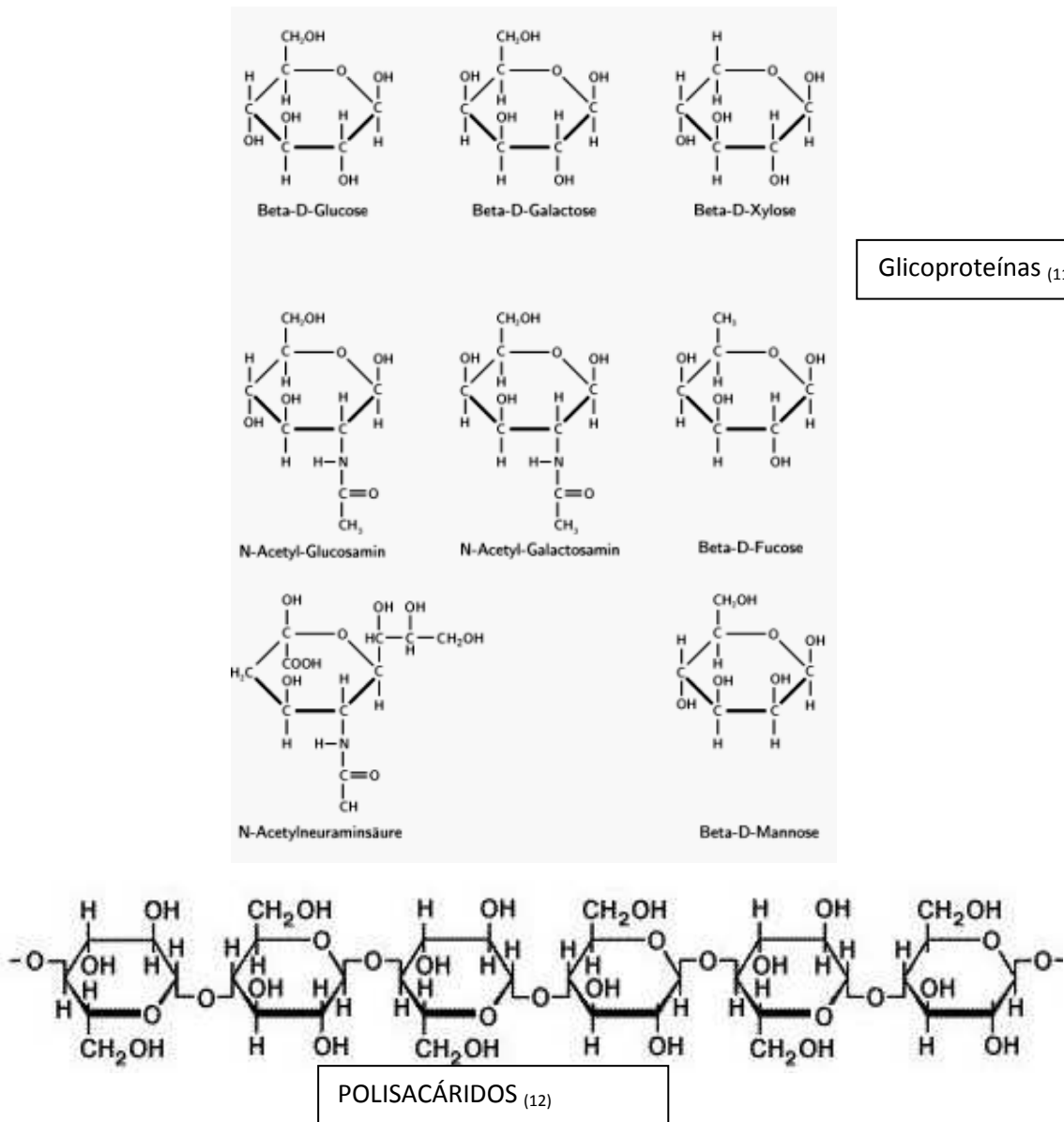


Figura 2.4 Estructura de las proteínas y de la Mureina(10, 11)



Glicoproteínas (11)

Figura 2.5 Estructura de Glicoproteínas y Polisacáridos(11, 12)

3A2-2.2 REQUERIMIENTOS PARA EL DESARROLLO MICROBIANO

Tal como se describió en párrafos anteriores, los organismos unicelulares realizan un proceso metabólico en el cual los productos carbonáceos son transformados a productos más simples, produciendo dióxido de carbono, agua y nuevos organismos (reproducción). A fin de lograr este proceso, son necesarias las siguientes condiciones tal como se demostró en la ecuación 3.2.2 (5):

1. Deben existir fuentes de energía para el proceso de transformación biológico,
2. Debe existir carbono para la nueva síntesis de material celular
3. Deben existir elementos inorgánicos y nutrientes orgánicos,

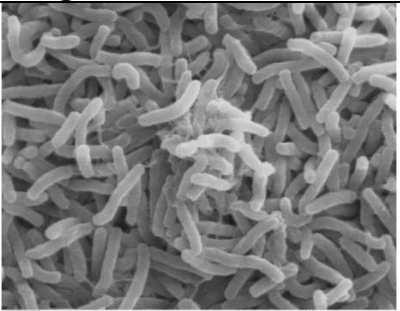
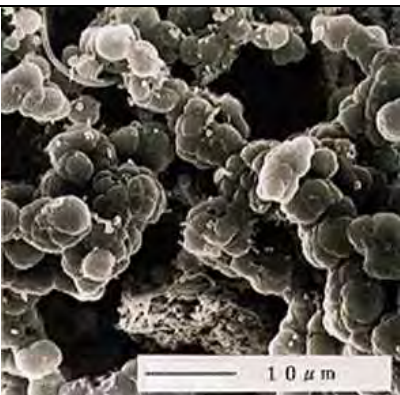
Energía: Los organismos microscópicos obtienen energía principalmente de 2 fuentes: a través de la luz o a través de una reacción química de oxidación. A los organismos que son capaces de utilizar la luz como una fuente de energía se les llama *autótrofos* y a los que son capaces de utilizar una reacción química se les llama *quimótrofos*.

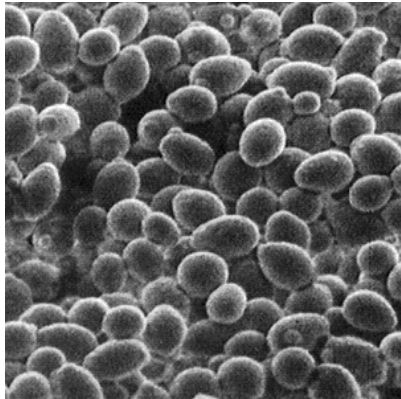



Carbono: El carbono requerido en el proceso es obtenido de 2 fuentes: De la materia orgánica disuelta cuya descomposición integra este elemento a la célula que realiza el metabolismo, o del dióxido de carbono ya sea presente o producido a través de reacciones de oxidación. A los organismos que utilizan materia orgánica se les llama *heterótrofos* y a los que utilizan dióxido de carbono se les denomina *autótrofos*.


Nutrientes: Los nutrientes pueden ser a veces el factor determinante que impida el crecimiento y reproducción microbiana; Una célula requiere principalmente de Nitrógeno, Azufre, Fósforo, Potasio, Magnesio, Calcio, Hierro, Sodio y Cloro y se requieren pequeñas cantidades de Zinc, Manganeso, Molibdeno, Selenio, Cobalto, Cobre y Níquel. Estos elementos se encuentran principalmente en forma de aminoácidos, bases nitrogenadas (purinas y pirimidinas) y vitaminas o minerales.

A continuación se describe brevemente a la gran variedad de organismos que se encargan del tratamiento de aguas acorde a lo descrito hasta este momento ⁽⁵⁾

3A2-2.3.- MICROORGANISMOS MÁS COMUNES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Organismo	Descripción	Imagen
Bacterias (13)	Las bacterias son organismos unicelulares procariontes. El interior de su célula contiene una suspensión coloidal rica en proteínas, carbohidratos, y otros compuestos denominada citoplasma. En este se encuentra el ARN (Acido Ribonucleico) cuya principal función es la síntesis de proteínas; así mismo, se encuentra el ADN (Ácido DesoxirriboNucleico). Se reproducen principalmente por fusión binaria, aunque también lo pueden realizar sexualmente o por unión.	 <p data-bbox="1019 730 1312 766">Bacteria del Cólera</p>
Arqueas (14)	Similares a las bacterias pero con pared celular, material celular y RNA de diferente composición. Son encontradas en ambientes extremos de temperatura y composición química.	 <p data-bbox="1019 1325 1432 1390">Arqueas metanógenas termófilas (Kajima Co.)</p>

Organismo	Descripción	Imagen
Hongos/Levadura (14)	Los hongos son organismos eucariontes, heterótrofos, no fotosintéticos. Los hongos más involucrados en tratamiento de aguas residuales son las levaduras, que no forman micelios y que pueden sobrevivir en condiciones de bajo nitrógeno y pH y que son capaces de degradar a la celulosa.	 <p data-bbox="954 709 1117 741">Levaduras</p>
Protozoarios (16)	Los protozoarios son organismos eucariontes móviles. La mayoría es aeróbica heterótrofa. Son más grandes que las bacterias y las pueden utilizar como su alimento.	
Rotíferos (17)	Son animales eucariontes heterótrofos. Poseen 2 cilios que les permiten moverse y alimentarse. Son consumidores de bacterias y pequeñas partículas de materia orgánica.	
Algas (18)	Son organismos eucariontes fotosintéticos y autótrofos. Son productores de oxígeno en las aguas residuales.	

Organismo	Descripción	Imagen
Virus ⁽¹⁹⁾	Son organismos compuestos por un núcleo de ADN u RNA rodeado de una cápsula de proteína llamada cápsida. Su metabolismo requiere la infección de una célula a fin de reproducirse.	 <p>Virus Bacteriófago</p>

Una vez que hemos estudiado el rol de los microorganismos encargados del tratamiento de las aguas residuales y que hemos analizado su composición, estructura, tamaño, etc. Hemos de estudiar el proceso metabólico que da origen a los sistemas de tratamiento de aguas residuales.

3A2-2.4 METABOLISMO MICROBIANO

El metabolismo, es el conjunto de reacciones y procesos físico-químicos que ocurren en una célula. Estos complejos procesos interrelacionados son la base de la vida a nivel molecular, y permiten las diversas actividades de las células tales como crecer, reproducirse, mantener sus estructuras, responder a estímulos, etc.

(20)

El metabolismo se divide en dos procesos conjugados: *catabolismo* y *anabolismo*.

Catabolismo⁽²¹⁾: Las reacciones catabólicas liberan energía. Estas incluyen degradación y oxidación de moléculas (alimento), así como reacciones que retienen la energía del Sol. El propósito de estas reacciones es proveer energía, servir como agentes reductores de otros compuestos y proveer componentes necesitados para otros procesos, tales como las reacciones anabólicas. La naturaleza de estas reacciones catabólicas difiere en todos los organismos. Sin embargo, casi todas las formas de catabolismo dependen de reacciones de reducción-oxidación que involucran transferencia de electrones que se realizan entre moléculas donantes (como las moléculas orgánicas, agua, amoníaco, sulfuro de hidrógeno o iones ferrosos), y moléculasceptoras (como el oxígeno, el nitrato o el sulfato).

En los animales, estas reacciones de oxido-reducción conllevan la degradación de moléculas orgánicas complejas a otras más simples, como dióxido de carbono y agua. En organismos fotosintéticos como plantas y cianobacterias, estas

transferencias de electrones no liberan energía, pero son usadas como un medio para almacenar energía solar.

Anabolismo₍₂₂₎: El anabolismo es el conjunto de procesos metabólicos constructivos en donde la energía (casi siempre liberada por el catabolismo) es utilizada para sintetizar moléculas complejas que servirán a diferentes propósitos en la célula. El anabolismo involucra tres facetas. Primero, la producción de precursores (moléculas simples) como aminoácidos, monosacáridos, isoprenoides y nucleótidos; segundo, su activación en reactivos usando energía del Adenosin Tri Fosfato (ATP-Véase Figura 2.6); y tercero, la transformación de estos precursores en moléculas más complejas como proteínas, polisacáridos, lípidos y ácidos nucleicos.

El catabolismo y el anabolismo son procesos acoplados que hacen al metabolismo en conjunto, puesto que cada uno depende del otro.

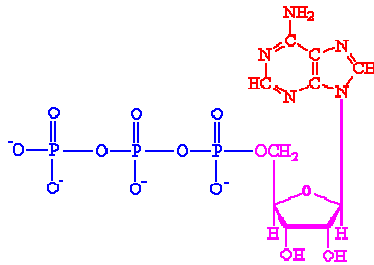


Figura 2.6 Adenosin Tri Fosfato (ATP)

3A2-2.5 RUTAS METABÓLICAS:

Las reacciones químicas del metabolismo se encuentran organizadas en vías o rutas metabólicas, donde un compuesto químico (sustrato) es transformado en otro (producto), y este a su vez funciona como sustrato para generar un producto diferente, siguiendo una secuencia de reacciones bajo la intervención de diferentes catalizadores (conocidos como enzimas, generalmente una para cada sustrato-reacción). Las enzimas son cruciales en el metabolismo porque agilizan las reacciones físico-químicas, pues hacen que posibles reacciones deseadas pero "desfavorables" energéticamente, resulten en reacciones favorables mediante un acoplamiento. Las enzimas también se comportan como factores

reguladores de las vías metabólicas, modificando su funcionalidad en respuesta al ambiente y necesidades de la célula, o según indicaciones de otras células.

Clásicamente, el metabolismo se estudia por una aproximación simplificada que se concentra en una ruta metabólica específica. Las enzimas que catabolizan estas reacciones químicas pueden ser purificadas y así estudiar su cinética enzimática y las respuestas que presentan frente a diversos inhibidores. Otro tipo de estudio que se puede llevar a cabo en paralelo es la identificación de los metabolitos presentes en una célula o tejido. Estos estudios ofrecen una visión de las estructuras y funciones de rutas metabólicas simples, pero son inadecuados cuando se quieren aplicar a sistemas más complejos como el metabolismo global de la célula.

3A2-2.6 REPRODUCCIÓN Y CRECIMIENTO MICROBIANO:

Tal como descrito anteriormente, toda vez que existan suficientes fuentes de carbón, energía y nutrientes, microorganismos realizarán un proceso de metabolismo que desencadenará un proceso de crecimiento y reproducción. Este metabolismo será llevado a cabo a través del consumo de sustratos y con la realización de reacciones de oxidación-reducción, produciendo nuevos organismos y eliminando así los componentes del sustrato presente.

La reproducción de la mayoría de estos microorganismos es llevada a cabo mediante fisión binaria ⁽³¹⁾ (Véase Figura 2.13) en la cual la célula original se convierte en 2 organismos nuevos. El tiempo estimado para esta reproducción puede variar de 20 minutos a varios días.

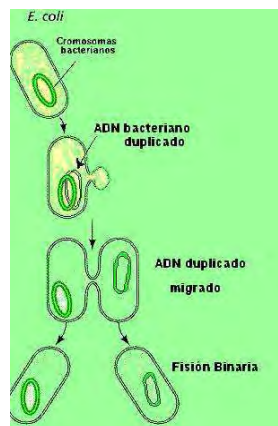


Figura 2.13 Fisión Binaria

En los procesos de tratamiento de aguas residuales, el crecimiento celular vendrá dado por 4 fases ⁽³²⁾ (Véase Figura 2.14):

1. Fase de latencia: Es el tiempo estimado en el que los organismos se adaptarán a sus condiciones de vida.

2. Fase de crecimiento exponencial: Las células crecen y se multiplican ante la abundancia de sustrato.

3. Fase de crecimiento menguante: Las células crecen y mueren en un sistema estable.

4. Fase endógena: No existe sustrato y las células se comienzan a alimentar unas de otras o mueren ante la falta de sustrato.

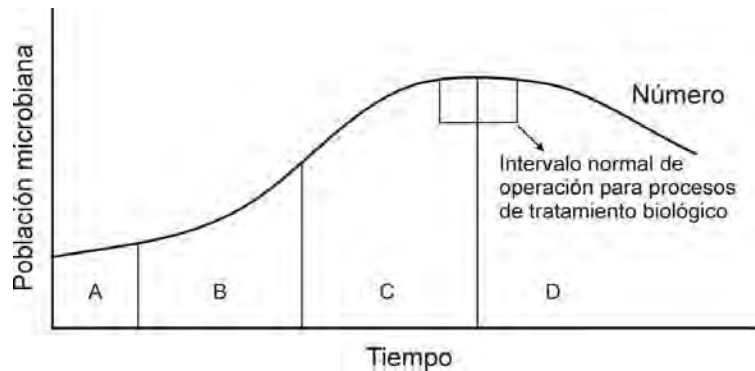


Fig. 2.14: Curva de crecimiento bacteriano tipo⁽³²⁾

3A2-3 SISTEMAS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO:

3A2-3.1 CLASIFICACIÓN DE SISTEMAS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO ⁽⁵⁾

Podemos clasificar los procesos de tratamiento en los cuales se ven involucrados los microorganismos estudiados acorde a 1 de 3 criterios:

1. Por su función metabólica

a. Proceso aeróbico: Proceso biológico de tratamiento en el cual el metabolismo ocurre en presencia de oxígeno.

b. Proceso anaeróbico: Proceso biológico de tratamiento en el cual el metabolismo ocurre en ausencia de oxígeno.

2. Por su proceso de tratamiento

a. Crecimiento suspendido: Proceso biológico de tratamiento en el cual los microorganismos responsables del mismo se mantienen en suspensión junto con el líquido a tratar

b. Película fija: Proceso biológico de tratamiento en el cual los microorganismos responsables del mismo se mantienen adheridos a un medio inerte tal como rocas o materiales plásticos.

3. Por sus funciones de tratamiento

a. Remoción de fósforo: Aquel proceso en el que las rutas metabólicas favorecen la remoción de fósforo

b. Nitrificación: Aquel proceso en el que las rutas metabólicas promueven la conversión del amoníaco en nitrito y luego en nitratos.

c. Desnitrificación: Aquel proceso en el que las rutas metabólicas tienden a convertir los nitratos en nitrógeno gas

d. Estos 3 procesos se caracterizan por que se realiza en su implementación la remoción de material carbonáceo para la realización del metabolismo celular y se realiza así mismo la reducción de nutrientes.

PROCESO ANAEROBIO ^(33,34):

El proceso anaerobio es un proceso metabólico en el que se da una reducción de compuestos en la que el aceptor terminal de electrones es una molécula (en general inorgánica) distinta del oxígeno. La realizan exclusivamente algunos grupos de bacterias, que se dividen en anaerobias estrictas y anaerobias facultativas. En las bacterias anaerobias estrictas el oxígeno es letal ya que se transforma en elementos tóxicos para la célula (Peróxidos); Las bacterias facultativas pueden sobrevivir en presencia de oxígeno y transformar su metabolismo acorde a las características del medio de crecimiento.

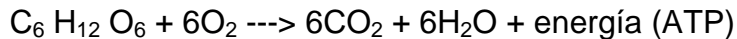
Así pues, en el proceso anaerobio no se usa oxígeno sino que para la misma función se emplea otra sustancia oxidante distinta, como el sulfato o el nitrato

Todos los posibles aceptores en el proceso anaerobio tienen un potencial de reducción menor que el O_2 por lo que, partiendo de los mismos sustratos (glucosa, aminoácidos, triglicéridos), se genera menos energía en este metabolismo que en el proceso aerobio convencional.

PROCESO AEROBIO (35):

El proceso aerobio es un tipo de metabolismo en el que se extrae energía de moléculas orgánicas, como la glucosa, por un proceso complejo en el que el carbono es oxidado y en el que el oxígeno procedente del aire es el oxidante empleado. El proceso aerobio es propio de los organismos eucariontes en general y de algunos tipos de bacterias.

La reacción química global del proceso es la siguiente:



PROCESOS DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO:

Los procesos de crecimiento suspendido son los más usados en el tratamiento de aguas residuales. Generalmente consisten en una cámara o recipiente que contiene a las aguas residuales, en donde aire es mezclado con las mismas promoviendo con ello el crecimiento y reproducción microbiana, a través del desarrollo de rutas metabólicas y de la consecuente reducción de sustrato, manteniendo al sistema en una "Suspensión" de aguas residuales-microorganismos. La cámara de aeración requiere aire u oxígeno que debe ser suministrado y difundido en la mezcla a fin de que alcance a todos los microorganismos (sin generar zonas donde no exista el mismo), lo que se logra con la utilización de productores de aire (compresores o similares) y con la utilización de equipos que promuevan la difusión del mismo en la mezcla (Difusores). Existen también procesos en los que se logra la "suspensión" mediante equipos de bombeo o de agitación, y en estos es posible encontrar sistemas anaerobios de tratamiento.

PROCESOS DE PELÍCULA FIJA:

Los procesos de película fija son aquellos en los que el medio microbiano encargado de realizar el tratamiento, se encuentra "pegado" a un medio o superficie adecuado para ello, formando una película biológica. Este medio fijo de "anclaje" puede ser de materiales plásticos, rocas, etc. Estos sistemas son encontrados en su forma más común con presencia de oxígeno para facilitar las rutas metabólicas adecuadas, pero existen también aquellos en los que se promueve una ausencia del mismo.

REMOCIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO (36,37):

El control de fósforo en las aguas residuales municipales es un factor primordial en el diseño de los modernos sistemas utilizados hoy en día.

El fósforo se encuentra presente en las aguas residuales en sus formas de ortofosfatos (anión PO_4^{3-}) siendo fácilmente utilizables en el metabolismo bacteriano sin necesidad de una transformación de la molécula. Así mismo, se puede encontrar en forma de polifosfatos, que presentan uno o dos átomos de fósforo, conteniendo además oxígeno e hidrógeno en formación de moléculas complejas; este tipo de moléculas debe sufrir una hidrólisis a fin de transformarse en la forma ortofosfato que es altamente precipitable.

La remoción de fósforo de las aguas residuales es un proceso que ha estado en estudio por más de 20 años; tal como se entiende hoy en día, la reducción de fósforo se realiza generalmente mediante la transformación de los fosfatos presentes a sólidos suspendidos totales, que pueden ser removidos con facilidad. Esta transformación se logra ya sea incorporando los mismos a los microorganismos o mediante precipitación química, ambos procesos requieren una decantación posterior a fin de eliminar este elemento.

En la remoción biológica de fósforo, los sistemas de tratamiento promueven el crecimiento selectivo de microorganismos fósforo-acumuladores (PAO por sus siglas en inglés) sobre el crecimiento de otros microorganismos. Estos organismos podrán así incorporar los fosfatos y ortofosfatos a sus rutas metabólicas reduciendo la cantidad de fósforo en el agua. Los sistemas de este tipo, típicamente, constan de 1 etapa anaeróbica y un sistema de crecimiento suspendido aerobio (Lodos activados).

REMOCIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO (NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN-) (38,41):

El nitrógeno, se encuentra en las aguas residuales principalmente en su forma de ion amonio (NH_4^+) y en su forma no iónica de amonio (NH_3). En la remoción biológica de nitrógeno, se realizan 2 procesos metabólicos que pueden ser independientes o existir en conjunto, dependiendo de los objetivos que se persigan y que llamamos *Nitrificación* y *Desnitrificación*.

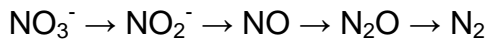
Se define a la nitrificación⁽³⁹⁾ como a la oxidación del amoníaco a nitratos. Este proceso ocurre mediante una ruta metabólica de 2 pasos en los cuales intervienen 2 tipos de microorganismos: La oxidación de amoníaco a nitrito se produce por las bacterias nitrosomonas ó nitrococos y la oxidación de nitrito a nitrato por las bacterias nitrobacter.

Químicamente, este proceso se representa mediante las mismas ecuaciones descritas por Sergei Winogradsky en sus estudios de los ciclos del nitrógeno:

1. $\text{NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + 3\text{H}^+ + 2\text{e}^-$
2. $\text{NO}_2^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ + 2\text{e}^-$

Los organismos nitrificadores obtienen la energía requerida para este proceso del amoníaco y nitrito y su carbón del dióxido de carbono.

La desnitrificación⁽⁴⁰⁾ es la reducción del ion nitrato (NO_3^-) obtenido del proceso anterior o existente en el medio a nitrógeno molecular o diatómico (N_2). La desnitrificación es un proceso que realizan ciertas bacterias durante la respiración usando el nitrato como aceptor de electrones en condiciones anóxicas (ausencia de oxígeno). El proceso de reducción de nitratos hasta nitrógeno gas ocurre en etapas seriales, catalizadas por sistemas enzimáticos diferentes, apareciendo como productos intermedios nitritos, óxido nítrico y óxido nitroso. Esto queda expresado como:



La desnitrificación requiere un sustrato oxidable ya sea orgánico o inorgánico que actúe como fuente de energía. En la desnitrificación heterótrofa, un sustrato orgánico, como metanol, etanol, ácido acético, glucosa, etc. actúa como fuente de energía (donador de electrones) y fuente de carbono. En la desnitrificación autótrofa, la fuente de energía es inorgánica, como hidrógeno o compuestos reducidos de azufre: ácido sulfhídrico (H_2S) o tiosulfato ($\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$), la fuente de carbono, también inorgánica, es el CO_2 .

En el proceso de desnitrificación existe además la posibilidad de acumulación de intermediarios (NO_2^- , N_2O , NO) debido al tipo y concentración del sustrato empleado o a las condiciones de operación (temperatura, pH, tiempo de residencia hidráulico, tiempo de retención celular). En base a esto, para que la

transformación culmine en N_2 , se controla el nivel de oxígeno, la fuente de carbono orgánico, la concentración de nitratos, la relación Carbono/Nitrógeno, la disponibilidad de fósforo, pH, temperatura y posible presencia de tóxicos.

Tal como podemos apreciar de lo que se ha discutido hasta este momento, existen numerosas formas de clasificar y estudiar los procesos de tratamiento biológico; en este estudio, se abundará particularmente sobre los procesos biológicos de crecimiento suspendido, cuyo máximo representante es el proceso de “Lodos Biológicos Activados” -estudiado en sus inicios por Arden & Lockett. En los capítulos subsecuentes, se detallará el diseño de los mismos y se analizará la influencia de los sistemas proveedores y distribuidores de oxígeno en ellos como una parte fundamental de la eficacia de diseño.

BIBLIOGRAFIA

3A2.- FUNDAMENTOS BIOLÓGICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

1. "INTRODUCTION: WHY WORRY ABOUT WASTEWATER TREATMENT?" en "Seair Septic Canada". En <http://www.seairseptic.ca/wastewater.htm>
2. MECK, NORM. "Dissolved Oxygen" en "Koi Club of San Diego" en <http://users.vcnet.com/rrenshaw/do.html>
3. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. Biological Nutrient Removal Processes and Costs. Washington, DC: Office of Water. Junio 2007.
4. "EUTROFIZACIÓN" en Wikipedia online. Keyword: Eutrofización
5. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
6. "CÉLULA PROCARIOTA" en Wikipedia Online. Keyword: Célula procariota
7. "EUKARYOTA" en Wikipedia Online. Keyword: Célula procariota
8. "INTRODUCTION TO THE EUKARYOTA" en "University of California museum of paleontology." En <http://www.ucmp.berkeley.edu/alllife/eukaryota.html>
9. "PROTEINA" en "National Human Research Institute". En <http://www.genome.gov/sglossary.cfm?ID=162&action=ver>
10. "PEPTIDOGLICANO" en Wikipedia Online. Keyword: Mureina
11. "GLICOPROTEINA" en Wikipedia Online. Keyword: Glicoproteina
12. "POLISACÁRIDO" en Wikipedia Online. Keyword: Polisacárido
13. "COLERA" en "Dartmouth Electron Microscope Facility, Dartmouth College". En <http://remf.dartmouth.edu/imagesindex.html>
14. FAIREN GONZALEZ, ALBERTO. "Arqueas". San Francisco (California), EEUU, 05 de Marzo de 2007. En <http://www.espacial.org/planetarias/astrobiologia/arqueas1.htm>
15. FREIRE, PALOMA DÍAZ. "Micología" 2006-07 en <http://microral.wikispaces.com/5.+Micolog%C3%ADa+general.?f=print>

16. "PROTOZOA" En <<http://www.sacsplash.org/critters/protozoa.htm>>
17. "ROTÍFEROS" en Wikipedia Online. Keyword: Rotífero
18. "ALGA" en Wikipedia Online. Keyword: Alga
19. "VIRUS" en "Microbiología 2o Bachillerato", En
<<http://contenidos.educarex.es/cnice/biosfera/alumno/2bachillerato/micro/contenidos2.html>>
20. "METABOLISMO" en Wikipedia Online. Keyword: Metabolismo
21. "CATABOLISMO" en Wikipedia Online. Keyword: Catabolismo
22. "ANABOLISMO" en Wikipedia Online. Keyword: Anabolismo
23. "GLUCOLISIS" en "Profesor en línea", En
<http://www.profesorenlinea.cl/swf/links/frame_top.php?dest=http%3A//www.profesorenlinea.cl/Ciencias/Energiaseresvivos.htm>
24. "Ciclo de Krebs" en < <http://www.elergonomista.com/biologia/krebs.htm>>
25. "GLUCIDOS" en Wikipedia Online. Keyword: Glucidos
26. "LÍPIDO" en Wikipedia Online. Keyword: Lípido
27. "ÁCIDOS NUCLÉICOS" en Wikipedia Online. Keyword: Ácidos nucleicos
28. "COENZIMA" en Wikipedia Online. Keyword: Coenzima
29. "METABOLISMO MICROBIANO" en Wikipedia Online. Keyword:
Metabolismo microbiano
30. PAUSTIAN, TIMOTHY, "Metabolism –fermentation" en
<<http://lecturer.ukdw.ac.id/dhira/Metabolism/Fermentation.html>>
31. GONZÁLEZ, CARLOS. "Ciclo de vida-Bacterias" en
<<http://www.botanica.cnba.uba.ar/Pakete/3er/Ciclo-Vida/bacterias.htm>>
32. FONTÚRBEL, FRANCISCO & IBAÑEZ, CARLOS. "Fuentes de energía biológica: empleo del metabolismo microbiano para la descontaminación de aguas" en
<<http://www.biologia.org/?pid=5001&id=85>>
33. "RESPIRACIÓN ANAEROBIA" en Wikipedia Online. Keyword: respiración anaerobia

34. "ANAEROBIC PROCESSES" en
< http://library.thinkquest.org/27819/ch4_5.shtml>
35. "CELLULAR RESPIRATION" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Cellular Respiration
36. "PHOSPHOROUS REMOVAL FROM WASTEWATER" en
< <http://www.lenntech.com/phosphorous-removal.htm>>
37. VAN HAANDEL, ADRIANUS & VAN DER LUBE, JEROEN. [Handbook of biological Wastewater treatment](#) en
<http://www.wastewaterhandbook.com/webpg/hb_intro1.htm>
38. "NITRIFICATION" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Nitrification
39. "NITROGEN CICLE" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Nitrogen cycle
40. "DENITRIFICATION" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Denitrification
41. RICH, LINVIL G., "[Nitrification in aerated lagoons and with intermittent sand filters](#)" en <<http://www.lagoonsonline.com/technote6.htm>>
42. "ADENOSIN TRIFOSFATO" en [Wikipedia Online](#), Keyword: ATP.
43. "COENZIMA" en [Wikipedia Online](#), Keyword: Coenzima,
44. "FISIÓN BINARIA" en [Wikipedia Online](#), Keyword: Fision Binaria,

3A3.- FUNDAMENTOS TÉCNICOS DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS:

3A3-1.- DEFINICIONES BÁSICAS:

Antes de comenzar el estudio del diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales mediante el sistema de lodos activados, es necesario se entiendan algunas definiciones básicas que servirán para una mejor comprensión de dicho proceso; se deberá comprender acerca de la composición de las aguas residuales, indicadores de la calidad de las aguas residuales, etc. En los siguientes párrafos de describirá los conceptos que serán útiles a este propósito.

3A3-1.1- COMPOSICIÓN DE LAS AGUAS RESIDUALES:

La composición de aguas residuales puede variar enormemente, viéndose afectada por aspectos tales como el país donde se originan, el horario, el clima, el cumplimiento de la ley por parte de los que descargan a los cuerpos conductores, etc. Sin embargo, podemos afirmar que el agua residual se encuentra compuesta de la siguiente manera:

Parámetro	Descripción:
Agua (>95%)	Normalmente adicionada en el proceso de desalojo de residuos de sanitarios, descarga de regaderas, agua pluvial, etc.
Agentes patógenos	Virus, bacterias, helmintos, parásitos
Partículas orgánicas	Heces, cabellos, comida, fibras de papel, material vegetal, etc.
Material orgánico soluble	Urea, azúcares, proteínas, drogas farmacéuticas, etc.
Material inorgánico	Arena, metales, cerámicos, etc.
Material inorgánico soluble	Amoniaco, sal, cianuros, tiosulfatos, etc.
Macro sólidos	Toallas femeninas, pañales, condones, agujas, animales muertos, partes humanas, etc.
Animales	Insectos, artrópodos, peces, perros, etc.
Gases	Sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, metano, etc.
Emulsiones	Pinturas, adhesivos, mayonesas, aceites emulsificados, colorantes, etc.
Toxinas	Pesticidas, venenos, herbicidas, etc.

Fuente: (1)

3A3-1.2.- INDICADORES DE LA CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL:

DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO:

Uno de los parámetros más comúnmente utilizados en la caracterización de las aguas residuales es la demanda bioquímica de oxígeno (DBO ó BOD por sus siglas en inglés).

Las aguas residuales se encuentran compuestas, tal como descrito en párrafos anteriores, de una gran variedad de sustancias orgánicas que presentan carbono en su estructura y que incluyen a la materia fecal, detergentes, jabones, grasas, partículas de comida, etc. Estas sustancias orgánicas son fácilmente degradadas por los microorganismos presentes en los sistemas de conducción o en los sistemas de tratamiento biológico (mediante las rutas metabólicas adecuadas); a fin de que esto ocurra, es necesario que exista oxígeno presente a fin de promover las rutas de descomposición adecuadas y obtener dióxido de carbono y agua. A la cantidad de oxígeno requerido por los organismos biológicos para degradar la materia orgánica presente en las aguas residuales, se le conoce como Demanda Bioquímica de Oxígeno. La medición de este parámetro se realiza, principalmente, mediante una medición inicial del oxígeno en una muestra y luego de un periodo de 5 días al final de los cuales se mide la cantidad de oxígeno consumido en la misma; a este parámetro se le denomina DBO₅ a fin de diferenciarlo en relación a los días transcurridos.

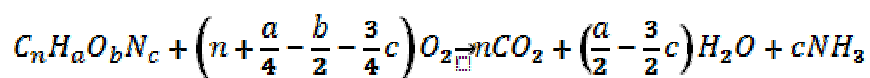
A continuación se resumen algunas de las definiciones de DBO más usadas:

Abreviatura (Esp.-Ing.)	Nombre	Definición
DBO-BOD	Demanda bioquímica de oxígeno	Cantidad de oxígeno requerido por los organismos biológicos para degradar la materia orgánica presente en las aguas residuales.
DBO ₅ -BOD ₅	Demanda bioquímica de oxígeno a 5 días	Cantidad de oxígeno requerido por los organismos biológicos para degradar la materia orgánica presente en las aguas residuales en un periodo de 5 días.
DBOu-BOD _u	Demanda bioquímica de oxígeno última	Cantidad de oxígeno requerido por los organismos biológicos para degradar completamente toda la materia orgánica presente en las aguas residuales.

Fuente: (1)

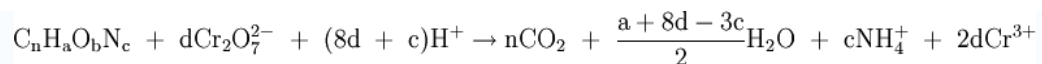
DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO₍₅₎:

La demanda química de oxígeno (DQO), es un parámetro que realiza una medición indirecta de la cantidad de compuestos orgánicos que se encuentran en el agua residual. La base de la medición de DQO radica en que casi todos los compuestos orgánicos pueden ser completamente oxidados a dióxido de carbono si se utiliza un agente oxidante potente en condiciones ácidas. La cantidad de oxígeno requerido para oxidar un compuesto orgánico a dióxido de carbono, amoníaco y/o agua se encuentra dada por la fórmula:



Ecuación 3.1:

Dado que el amoníaco presente en la muestra de agua residual se puede convertir a nitratos mediante una oxidación, en la medición de la DQO se utiliza agentes que eviten esta oxidación, tal como el dicromato de potasio, cuya reacción de oxidación de la materia orgánica sería:



Ecuación 3.2:

Como se puede apreciar, el dicromato de potasio se reduce a su estado Cr^{3+} que será el elemento indicador de la cantidad de materia orgánica presente en la muestra.

Dado que la medición de DQO determina la cantidad de oxígeno demandado por los compuestos orgánicos presentes en la muestra, es importante que ningún compuesto adicional sea añadido a la misma. Para controlar esto, se crea un "blanco" al añadir todos los reactivos a una muestra de agua destilada y se mide la DQO de ambas muestras. La DQO de la muestra "Blanco" se resta de la DQO de la muestra de agua residual.

Para que toda la materia orgánica presente en el agua residual sea oxidada, un exceso de dicromato de potasio debe estar en la muestra. Una vez que la

oxidación se ha llevado a cabo, se debe cuantificar la cantidad en exceso de dicromato, que permitirá determinar la cantidad de Cr^{3+} existente

Se considera que la demanda química de oxígeno (DQO) se encuentra compuesta, principalmente, por una parte biodegradable y una parte no Biodegradable (DQOb ó bCOD por sus siglas en inglés y DQOnb ó nbCOD, respectivamente). Así mismo, cada una de estas partes se identificará ya sea se encuentren disueltas (o solubilizadas) o si se encuentran particuladas y se identificará al agregar el sufijo “s” si son solubles o “p” si son particuladas a su definición (DQObs es DQO biodegradable soluble y DQObp biodegradable particulada)

La DQO se podrá considerar, así mismo, como compuesta de diversas fracciones: DQO altamente biodegradable (DQOab ó rbCOD) y DQO de baja biodegradabilidad (DQObb ó sbCOD).

A continuación se realiza un resumen de los parámetros anteriores.

Abreviatura (Esp-Ing.)	Nombre	Definición
DQO-COD	Demanda química de oxígeno	La cantidad de oxígeno requerido para oxidar un compuesto orgánico a dióxido de carbono, amoniaco y/o agua.
DQOb-bCOD	Demanda química de oxígeno biodegradable	Demanda química de oxígeno susceptible de ser biodegradada.
DQOnb-nbCOD	Demanda química de oxígeno no biodegradable	Demanda química de oxígeno que no puede ser biodegradada.
DQOs-sCDO	Demanda química de oxígeno soluble	Demanda química de oxígeno que se encuentra en forma de compuestos solubles.
DQOp-pCDO	Demanda química de oxígeno particulada	Demanda química de oxígeno que se encuentra en forma de compuestos coloidales o particulados.
DQOab-rbCOD	Demanda química de oxígeno altamente biodegradable	Demanda química de oxígeno susceptible de ser asimilada de manera rápida por los microorganismos.
DQObb-sbCOD	Demanda química de oxígeno de baja biodegradabilidad	Demanda química de oxígeno que es difícilmente asimilada por los microorganismos.

Fuente: (1)

Adicional a las definiciones anteriores, podemos utilizar las siguientes ecuaciones en nuestro estudio del diseño de sistemas de lodos activados⁽¹⁾:

Ecuación 3.3: $DQO = DQOb + DQOnb$

Ecuación 3.4: $DQOb \approx 1.6 \cdot DBO$

Ecuación 3.5: $DQOnb = DQOnbs + DQOnbp$

Ecuación 3.6: $DQOb = DQObb + DQOab$

NITRÓGENO TOTAL KJELDAHL:

El nitrógeno total Kjeldahl⁽¹³⁾, refleja la cantidad total de nitrógeno en el agua analizada y es la suma del nitrógeno orgánico en sus diversas formas (proteínas y ácidos nucleicos, urea, aminos, etc.) y el ion amonio NH_4^+ . Es una medida del nitrógeno total capaz de ser nitrificado a nitritos y nitratos y, posteriormente y en su caso, desnitrificado a nitrógeno gaseoso. No incluye, por tanto, los nitratos ni los nitritos.

El nombre procede del método de análisis inventado por Johan Gustav Christoffer Thorsager Kjeldahl⁽¹⁴⁾ en 1883 en el cual los compuestos nitrogenados de la muestra se descomponen con ácido sulfúrico concentrado en caliente⁽¹⁵⁾, transformándose el nitrógeno de la mayoría de los grupos funcionales orgánicos en amonio. Cuando la descomposición se ha completado la disolución se enfría, se diluye y se alcaliniza con hidróxido de sodio concentrado. El amoniaco liberado se destila y se adsorbe en una disolución de concentración conocida de ácido bórico. Puede clasificarse, a su vez, en Nitrógeno total Kjeldahl biodegradable y Nitrógeno total Kjeldahl soluble.

NITRÓGENO AMONIAL:

El amoniaco es uno de los componentes transitorios en el agua puesto que es parte del ciclo del nitrógeno y se ve influido por la actividad biológica. Es el producto natural de descomposición de los compuestos orgánicos nitrogenados. En el agua puede aparecer en forma molecular o como ion amonio, dependiendo del pH. Las aguas superficiales no deben contener normalmente amoniaco. En general, la presencia de amoniaco libre o ion amonio es considerado como una prueba química de contaminación reciente y peligrosa. Si el medio es aerobio, el nitrógeno amoniacal se transforma en nitritos.

SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES:

Las aguas residuales contienen grandes cantidades de sólidos filtrables que son orgánicos e inorgánicos en su naturaleza. A estos sólidos se les conoce como Sólidos Suspendidos Totales (SST ó TSS por sus siglas en inglés). Se calculan al verter una cantidad fija de agua a través de un filtro de porosidad definida que ha sido pesado previamente, los sólidos quedarán atrapados en el filtro y, al pesar nuevamente el filtro luego de que ha sido lavado con agua desionizada y ha sido secado a una temperatura entre 100 y 105 grados centígrados, se obtendrá la cantidad de sólidos presentes en la muestra.

SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES Y FIJOS:

Lo sólidos volátiles (SSV ó VSS por sus siglas en inglés) son una porción de materia orgánica presente en los Sólidos Suspendidos Totales, que puede volatilizarse cuando estos se queman en un horno a una temperatura mayor o igual a 550° C. Para obtener este dato, primero se realiza el procedimiento de medición de los SST y, una vez que se ha obtenido el dato de peso de SST, se calienta nuevamente la muestra filtrada a 550° C por 20 minutos y se vuelve a pesar una vez enfriado. La diferencia de pesos entre ambas mediciones, representa los sólidos suspendidos volátiles y lo que permanece en el filtro representa los sólidos suspendidos fijos. El contenido de sólidos volátiles se interpreta en términos de materia orgánica, teniendo en cuenta que a 550±50°C la materia orgánica se oxida formando dióxido de carbono y agua, que se volatilizan. Sin embargo, la interpretación no es exacta puesto que la pérdida de peso incluye también pérdidas debido a descomposición o volatilización de ciertas sales minerales como por ejemplo las sales de amonio o carbonato de magnesio.

A los sólidos suspendidos volátiles que se encuentran en la mezcla de agua residual y lodo biológico recirculado, se le conoce como Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezcla (SSVLM ó MLVSS por sus siglas en inglés). Estos sólidos se componen de biomasa (microorganismos), sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (SSVnb ó nbVSS) y sólidos suspendidos totales inertes (SSTi ó iTSS).

3A3-2.- FUNDAMENTOS DEL DISEÑO DE SISTEMAS DE LODOS ACTIVADOS:

3A3-2.1.- REPRODUCCIÓN MICROBIANA Y PRODUCCIÓN DE BIOMASA_(1, 5):

En los procesos de tratamiento de aguas residuales, tal como descrito con anterioridad, serán los microorganismos presentes en las mismas los que llevarán a cabo la función de tratamiento al realizar las funciones vitales que les son propias (Nacimiento, alimentación, crecimiento, reproducción, etc.). La principal función vital que podemos observar, es aquella de reproducción microbiana que conlleva un aumento del número de organismos presentes en el sistema (Biomasa). Dicha reproducción se lleva a cabo mediante la eliminación de sustratos (contaminantes) en el agua residual al incorporar elementos (comida) a la célula por las diversas rutas metabólicas llevadas a cabo por los microorganismos presentes y por el posterior aumento de los mismos (reproducción sexual o asexual).

Así pues, podemos estimar el coeficiente de producción de nuevas células como una relación muy simplificada de los gramos de células producidas entre los gramos de sustrato (alimento) utilizado. Este coeficiente es definido con la notación “Y” y por él se entiende a los organismos presentes en un sistema de lodos activados

$$\text{Ecuación 3.7: } Y = \frac{\textit{gramos de biomasa producida}}{\textit{gramos de sustrato utilizado}}$$

Dado que la biomasa se encuentra compuesta casi en su totalidad de material orgánico, la producción de biomasa se ha determinado se puede medir en función de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) o en función de la Demanda Química de Oxígeno particulada (DQOp), aunque también se puede medir, así mismo, el contenido de proteína, DNA, ATP, etc. Los SSV representan una medida confiable para fines de diseño a pesar de que en su medición se encontrará sólidos no biodegradables o inertes y proveen una medida útil del contenido de sólidos en un sistema de tratamiento en general.

En un sistema real de tratamiento de aguas residuales, se encuentran presentes una cantidad muy numerosa de sustratos disponibles para la actividad microbiana: así pues, se ha definido que se utilizará en su identificación parámetros fácilmente medibles tales como la DBO removida ó la DQO

biodegradable removida ya que sería prácticamente imposible la cuantificación de la variación de cada uno de los sustratos presentes. (Más adelante se discutirá, así mismo, el problema que representa la adaptabilidad microbiana, la variabilidad ocasionada por la mezcla de sustratos, y la ineficiencia de los métodos estadísticos de determinación de comportamientos microbianos y que refuerzan esta decisión).

Acorde a lo anterior, el coeficiente de producción de biomasa se expresaría de la siguiente forma:

Ecuación 3.8:

$$Y = \frac{\textit{gramos de SSV}}{\textit{gramos de DBO removida}} = \frac{\textit{gramos de SSV}}{\textit{gramos de DQO removida}}$$

3A3-2.2.- CINÉTICA DEL CRECIMIENTO MICROBIANO^(21,22,23):

En los últimos 40 años, se han realizado esfuerzos encaminados a predecir el comportamiento microbiano en cuanto a la relación existente entre su crecimiento específico y la disminución de la concentración de sustrato presente en el medio donde se desarrollan. A estos esfuerzos, que no son privativos del campo del tratamiento de aguas residuales, se les ha denominado estudio de la cinética del crecimiento microbiano.

La cinética del crecimiento microbiano, a pesar de sus años de esfuerzos, no ha logrado la obtención de modelos que predigan acertadamente y confiablemente el comportamiento microbiano, debido, principalmente, a las siguientes problemáticas:

1.Los datos experimentales al estudiar el comportamiento de colonias simples de microorganismos en presencia de un único sustrato, presentan inconsistencias y falta de repetitividad debido principalmente a la dificultad analítica de medir la concentración de sustratos y al hecho de que los microorganismos, como parte de su forma de vida, se adaptan a las condiciones imperantes en el medio a fin de lograr su supervivencia. Esto ocasiona que un estudio de un mismo tipo arroje resultados experimentales diferentes o con variaciones tan significativas que es difícil determinar su validez estadística.

2.La mayoría de los sistemas en la naturaleza donde se desarrolla el crecimiento microbiano, tienen presente varios sustratos y no un solo sustrato

limitante (Que si se acaba no permite el crecimiento) y al estudiar estos sistemas se han encontrado situaciones donde la suma de los mismos promueve el crecimiento microbiano, cuando cada uno de ellos por separado no solo no lo logra sino que es fatal al mismo. Así mismo, la utilización por parte de los microorganismos de ciertos sustratos o combinaciones de los mismos y la renuencia a utilizar otros, no sigue un comportamiento repetible en la experimentación variando incluso en estudios de grandes concentraciones de microorganismos (colonias) que seguían un comportamiento predecible y sin ninguna causa aparente.

3.Las propiedades cinéticas de las células (Su respuesta a la presencia o ausencia de un sustrato) varían debido a la adaptabilidad propia de los microorganismos y a la presencia o ausencia de otras células, metabolitos provenientes del medio, temperatura, pH, alcalinidad, etc.

4.Específicamente, en los sistemas de tratamiento de aguas residuales existe una variedad incontable de microorganismos presentes en el medio y la respuesta de cada especie a la presencia, ausencia o combinación de sustratos variará significativamente, dificultando la realización de un modelo predictivo acertado y confiable.

Sin embargo, y a pesar de estas dificultades, se han desarrollado modelos de crecimiento microbiano basados en los estudios de la cinética de las enzimas, que permiten diseñar sistemas de tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados y que a continuación detallaremos. Estos modelos trataran de encontrar ya sea la relación existente entre la variación de sustratos y el aumento de biomasa, las formas de calcular la producción de biomasa y su consiguiente aumento de sólidos o los requerimientos de oxígeno para el desarrollo del sistema.

*TASA DE UTILIZACIÓN DE SUSTRATOS SOLUBLES*_{(1,5):}

Se ha descrito que el objetivo primordial en el tratamiento de aguas residuales es la disminución de los contaminantes; esto quiere decir, en la mayoría de los casos, que se busca disminuir la concentración del compuesto donador de electrones en las rutas metabólicas predominantes en el medio, las cuales son sustancias orgánicas que se degradan en el caso del metabolismo mediante

bacterias heterótrofas ó compuestos inorgánicos que se reducen en el caso de metabolismo mediante bacterias autótrofas. Dado que los contaminantes se encontraran en su forma solubilizada o en su forma particulada, acorde a la naturaleza del agua residual a tratar, los estudios realizados hasta este momento han identificado que la tasa de utilización de sustratos solubles es un modelo que describe el cambio de concentración de los sustratos presentes en un sistema de lodos activados en relación al aumento de la concentración de biomasa; esto quiere decir, que la máxima producción de biomasa ocurre con la máxima concentración de sustrato disponible y la ausencia del mismo ocasiona una baja producción de biomasa (Al haber más alimento hay mas bacterias y viceversa). Dado lo anterior, se ha propuesto la siguiente ecuación que explica este comportamiento:

$$\text{Ecuación 3.9: } r_{su} = -\frac{k * X * S}{K_s + S}$$

r_{su} = Tasa de utilización de sustrato soluble

k = Tasa máxima de utilización de sustrato

X = concentración de biomasa

S = concentración de sustrato limitante

K_s = Constante de afinidad que representa la concentración del sustrato al 50% de la tasa máxima de utilización de sustrato

Acorde lo descrito anteriormente, cuando el sustrato se está utilizando a su tasa máxima, los microorganismos crecen, también, a tasa máxima. La tasa máxima de crecimiento microbiano se encontrará dada, entonces, por la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.10: } \mu_m = k * Y$$

En donde:

μ_m = Tasa máxima de crecimiento microbiano

k = Tasa máxima de utilización de sustrato

Y = Coeficiente de producción de biomasa

Y sustituyendo en la formula anterior obtenemos:

$$\text{Ecuación 3.11: } r_{su} = -\frac{\mu_m * X * S}{Y * (K_s + S)}$$

En estas ecuaciones, se aplican ciertas constantes empíricas que fueron originalmente descritas por Jacques Monod⁽²⁵⁾ en sus estudios de la cinética enzimática⁽²⁶⁾ (Tasa máxima de utilización de sustrato y constante de afinidad) y posteriormente se explicarán sus rangos de acción o los valores que pueden tomar. Por el momento, bastará con saber que en un reactor de lodos activados la variación del sustrato soluble medido mediante parámetros fácilmente identificables (SSV ó DQO, tal como descrito anteriormente) proporcionará un parámetro de identificación del comportamiento de los microorganismos presentes en el mismo y permitirá el diseño de un sistema de tratamiento por medio de lodos activados.

TASA DE UTILIZACIÓN DE SUSTRATOS PARTICULADOS^(1,5):

La tasa de utilización de sustratos particulados, es un modelo que describe el cambio de concentración de los sustratos particulados presentes en un sistema de lodos activados en relación al aumento de la concentración de biomasa.

En los sistemas de tratamiento de aguas residuales, aproximadamente un 20 a un 50% de los sustratos presentes se encuentran en forma soluble y el resto se encuentra en forma particulada. Dado que los microorganismos no pueden consumir los sustratos particulados directamente, emplean enzimas extracelulares para hidrolizar las partículas y volverlas solubles. Así pues, la tasa de conversión de sustrato particulado a sustrato soluble es un proceso limitante del desarrollo y dependerá de la concentración de sustrato particulado y la concentración de biomasa.

Lo anterior se puede resumir en la siguiente ecuación:

Ecuación 3.12:
$$r_{sc,p} = -\frac{k_p * (P/X) * X}{(K_x + P/X)}$$

En donde:

r_{sc,p} = Tasa de cambio de sustrato particulado a soluble

k_p = Tasa máxima de conversión

P = concentración de sustrato particulado

X = concentración de biomasa

$K_x = \text{Constante de degradación}$

La degradación de sustrato particulado así descrita, se encuentra expresada en términos de la concentración de biomasa debido a que la hidrólisis del sustrato particulado se encuentra relacionada con el área de contacto entre el material orgánico no soluble y la biomasa.

En esta ecuación, al igual que en la anterior, se aplican ciertas constantes empíricas que fueron originalmente descritas por Jacques Monod⁽²⁵⁾ en sus estudios de la cinética enzimática⁽²⁶⁾ de las que posteriormente se explicarán sus rangos de acción o los valores que pueden tomar. Por el momento, bastará con saber que en un reactor de lodos activados la variación del sustrato particulado medido mediante parámetros fácilmente identificables (SSV ó DQO) proporcionará un parámetro de identificación del comportamiento de los microorganismos presentes en el mismo.

*TASA DE CRECIMIENTO DE BIOMASA CON SUSTRATOS SOLUBLES*_(1,5):

La biomasa presente en un reactor de lodos activados, será proporcional a la tasa de utilización de sustrato en función del coeficiente de producción de biomasa. Así mismo, es necesario entender que existirá una disminución de biomasa debido al decaimiento microbiano producto de la pérdida de células por completarse el ciclo de vida de las mismas o por algún mecanismo que ocasione su muerte.

Se ha definido la siguiente ecuación que relaciona la tasa de crecimiento de microorganismos (producción neta de biomasa) y la tasa de utilización de sustrato, con la tasa de decaimiento microbiano (Muerte celular)

Ecuación 3.13:
$$r_g = -Y * r_{su} - k_d * X = Y * \frac{k * X * S}{K_s + S} - k_d * X$$

En donde:

$r_g = \text{Tasa de producción de biomasa neta}$

$Y = \text{Coeficiente de producción de biomasa}$

$r_{su} = \text{Tasa de utilización de sustrato soluble}$

$k_d = \text{Tasa de decaimiento endógeno}$

$X = \text{concentración de biomasa}$

$k = \text{Tasa máxima de utilización de sustrato}$

S = concentración de sustrato limitante

Esta ecuación representa el cambio de biomasa por día en función de la cantidad relativa de biomasa presente en el sistema, siendo función de la variación en la concentración del sustrato y del decaimiento endógeno.

La tasa de decaimiento endógeno, representará la pérdida de material celular debido al mantenimiento celular, la muerte celular y la depredación por otros organismos. Esta tasa variará con la edad celular y se ha definido arbitrariamente que su variación es proporcional a la concentración de biomasa presente (estadísticamente).

COEFICIENTES CINÉTICOS_(1,5):

Los términos definidos en las ecuaciones anteriores fueron originalmente descritos por Jacques Monod₍₂₅₎ en sus estudios de la cinética enzimática y presentan valores que se han obtenido de forma empírica y que se utilizan para predecir la tasa de utilización de sustratos o la producción de biomasa. Típicamente, presentarán valores acorde a la siguiente tabla para el caso de la oxidación aerobia de DBO en aguas municipales:

Coefficiente	Unidades	Rango de valores	Valor típico
K	1/Día	2-10	5
K_s	Mg DBO/L	25-100	60
	Mg DQObs/L	10-60	40
Y	mg SSV/mg DBO	0.4-0.8	0.6
	mg SSV/mg DQObs	0.3-0.6	0.4
K_d	1/Día	0.06-0.15	0.1

Fuente: (1)

TASA DE UTILIZACIÓN DE OXÍGENO_(1,5):

La tasa de utilización de oxígeno se relaciona estequiométricamente con la tasa de utilización de sustrato y la tasa de crecimiento de biomasa, acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.14: } r_o = r_{su} - (1.42 * r_g)$$

En donde:

$$r_o = \text{Tasa de utilización de oxígeno} = \frac{gO_2}{m^3 * D}$$

$$r_{su} = \text{Tasa de utilización de sustrato soluble}$$

$r_g = \text{Tasa de producción de biomasa neta}$

$$1.42 = \text{DQO de material celular} = 1.42 \frac{\text{g DQObs}}{\text{gSSV}}$$

EFFECTOS DE LA TEMPERATURA:

Los coeficientes cinéticos descritos hasta este momento, ven afectado su desempeño debido a variaciones que la temperatura acarrea al metabolismo, también se ve afectada la transferencia de gases en el medio (la liberación de CO₂ por la célula), o la sedimentabilidad se modifica (desequilibrando el medio).

Ante estas situaciones, se ha desarrollado una ecuación de corrección por factor de temperatura que sigue el modelo de Van't Hoff-Arrhenius⁽²⁷⁾ y que tiene la forma

Ecuación 3.15: $k_d_T = k_d_{20} * \theta_c^{T-20}$

Donde:

$k_T = \text{Coeficiente de reacción a la temperatura } T \text{ en } ^\circ\text{C}$

$k_{20} = \text{Coeficiente de reacción a la temperatura } 20^\circ\text{C}$

$\theta_c = \text{Coeficiente de corrección por temperatura cuyo valor oscila entre 1.02 y 1.025}$

$T = \text{temperatura en } ^\circ\text{C}$

SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES Y BIOMASA ACTIVA_(1,5):

Tal como se ha discutido hasta este momento, las expresiones cinéticas que describen el comportamiento biológico se encuentran relacionadas con la concentración de biomasa X en un sistema de tratamiento biológico. Se ha estipulado, por conveniencia, que la misma se puede medir en relación a los sólidos suspendidos volátiles presentes en el sistema. Sin embargo, es necesario identificar a los componentes que forman parte de los sólidos suspendidos volátiles que son los residuos celulares productos de la muerte celular (lisis) también identificados como los sólidos volátiles no biodegradables (SSVnb) y que no contribuyen a la biomasa activa y cuya tasa de producción se puede predecir acorde a la siguiente fórmula.

Ecuación 3.16: $r_{Xd} = f_d * (k_d) * X$

Donde:

r_{Xd} = Tasa de producción por muerte celular

f_d = Fracción de biomasa que permanece como células muertas = 0.1 a 0.15

k_d = Tasa de decaimiento endógeno

X = concentración de biomasa

Normalmente, se considerará que los SSVnb tendrán una concentración estándar de 60 a 100 mg/L a la entrada de un sistema de tratamiento de aguas residuales y de 10 a 40 mg/L después del tratamiento primario.

*PRODUCCIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES*_(1,5):

La tasa de producción de SSV en un sistema de lodos activados, se definirá como la suma de la biomasa producida acorde a la ecuación anteriormente descrita a este respecto, los sólidos volátiles no biodegradables producto de la lisis celular y los SSVnb existentes en el influente. Lo anterior se resume en la siguiente ecuación:

Ecuación 3.17: $r_{X_T,SSV} = -Y * r_{su} - k_d * X + f_d * (k_d) * X + Q * \frac{X_{o,i}}{V}$

Donde:

$r_{X_T,SSV}$ = Tasa de producción de sólidos volátiles

Y = Coeficiente de producción de biomasa

r_{su} = Tasa de utilización de sustrato soluble

k_d = Tasa de decaimiento endógeno

X = concentración de biomasa

f_d = Fracción de biomasa que permanece como células muertas = 0.1 a 0.15 $\frac{gSSV}{gSSV}$

Q = Flujo del influente

$X_{o,i}$ = concentración de SSV en el influente

V = Volumen de reactor

BIOMASA ACTIVA_(1,5)

La fracción activa de biomasa en el licor mezclado, será función de la división de la suma de la tasa de crecimiento y la tasa de decaimiento entre la tasa de producción de sólidos volátiles

Ecuación 3.18: $F_{X,act} = \frac{-Y * r_{su} - k_d * X}{r_{X_T,SSV}}$

Donde los términos son los descritos anteriormente.

TASA NETA DE PRODUCCIÓN DE BIOMASA_(1,5)

La tasa neta de producción de biomasa es el resultado de la relación entre la producción de biomasa y la utilización de sustrato, acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.19: } Y_{bto} = \frac{-r_g}{r_{su}}$$

Donde los términos son los descritos anteriormente.

TASA DE PRODUCCIÓN DE BIOMASA OBSERVADA_(1,5)

La tasa de producción de biomasa observada es la cantidad de sólidos producidos y es acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.20: } Y_{obs} = \frac{-r_{X_{T-SSV}}}{r_{su}}$$

Donde los términos son los descritos anteriormente.

EJEMPLO DE APLICACIÓN:

A continuación se discutirá un ejemplo de aplicación de las ecuaciones descritas hasta este momento:

Una planta industrial de tratamiento de aguas residuales, tiene 300 g/m³ de DQObs (bsCOD) y 50 g/m³ se SSVnb (nbVSS). El flujo de agua a la salida de la misma será de 1000 m³/d, la concentración de biomasa es 2000 g/m³, la concentración de DQObs en el reactor es de 15 g/m³ y el volumen del reactor es 105 m³. La fracción de lisis celular (fd) es de 0.1. Determinar:

- 1.La tasa neta de producción de biomasa,
- 2.La tasa de producción de biomasa observada,
- 3.La fracción activa de biomasa en el licor mezclado.
- 4.La tasa de utilización de oxígeno:

Primera parte: Tasa neta de producción de biomasa:

Se definió previamente a la Tasa neta de producción de biomasa (Ecuación 3.19) como:

$$Y_{bto} = \frac{-r_g}{r_{su}}$$

Donde r_g es la tasa de crecimiento de biomasa con sustratos solubles y r_{su} es la tasa de utilización de sustrato soluble.

Si consideramos que, acorde a lo descrito en la Ecuación 3.9:

$$r_{su} = -\frac{k * X * S}{K_s + S}$$

Y en esta ecuación tenemos, acorde a la tabla anteriormente descrita, lo siguiente:

Coefficiente	Unidades	Valor
K	1/D	5
K _s	g DQObs/m ³	40

Podemos resolver la ecuación:

$$r_{su} = -\frac{k * X * S}{K_s + S} = -\frac{(5 D^{-1}) * \left(2000 \frac{gDQObs}{m^3}\right) * \left(15 \frac{gDQObs}{m^3}\right)}{\left[\left(40 \frac{gDQObs}{m^3}\right) + \left(15 \frac{gDQObs}{m^3}\right)\right]}$$

$$r_{su} = -2727.27 \frac{g DQObs}{m^3 * D}$$

Así mismo, si consideramos que la tasa de crecimiento de biomasa con sustratos solubles, acorde a la ecuación 3.13, es igual a:

$$r_g = -Y * r_{su} - k_d * X$$

Y en esta ecuación tenemos, acorde a la tabla anteriormente descrita, lo siguiente:

Coefficiente	Unidades	Valor típico
Y	mg SSV/mg DQObs	0.4
K _d	1/Día	0.1

Entonces:

$$r_g = -Y * r_{su} - k_d * X$$

$$r_g = -\left[\left(0.4 \frac{g SSV}{g DQObs}\right) * \left(-2727.27 \frac{g DQObs}{m^3 * D}\right)\right] - \left[\left(0.1 \frac{1}{D}\right) * \left(2000 \frac{g SSV}{m^3}\right)\right]$$

$$r_g = 890.90 \frac{gSSV}{m^3 * D}$$

Por lo que se obtiene la Tasa neta de producción de biomasa

$$Y_{bio} = \frac{-r_g}{r_{su}} = \frac{890.90 \frac{gSSV}{m^3 * D}}{-2727.27 \frac{g DQObs}{m^3 * D}} = 0.3266 \frac{gSSV}{gDQObs}$$

Segunda Parte:

Se ha definido a la tasa de producción de biomasa observada, acorde a la ecuación 3.20, como:

$$Y_{obs} = \frac{-r_{X_T,SSV}}{r_{su}}$$

Así pues, se deberá calcular la Tasa de producción de sólidos volátiles acorde a la ecuación 3.17 anteriormente descrita:

$$r_{X_T,SSV} = [-Y * r_{su} - k_d * X] + f_d * (k_d) * X + Q * \frac{X_{o,i}}{V}$$

$$r_{X_T,SSV} = r_g + f_d * (k_d) * X + Q * \frac{X_{o,i}}{V}$$

$$r_g = 890.90 \frac{gSSV}{m^3 * D}$$

$$f_d * (k_d) = \left(0.1 \frac{gSSV}{gSSV}\right) * \left(0.1 \frac{1}{Dia}\right) * \left(2000 \frac{gSSV}{m^3}\right) = 20 \frac{gSSV}{m^3 * D}$$

$$Q * \frac{X_{o,i}}{V} = 1000 \frac{m^3}{D} * \left(\frac{50 \frac{gSSV}{m^3}}{105 m^3}\right) = 476.19047 \frac{gSSV}{m^3 * D}$$

$$r_{X_T,SSV} = 891 \frac{gSSV}{m^3 * D} + 20 \frac{gSSV}{m^3 * D} + 476.19047 \frac{gSSV}{m^3 * D} = 1387.09 \frac{gSSV}{m^3 * D}$$

Y sustituyendo:

$$Y_{obs} = \frac{-r_{X_T,SSV}}{r_{su}} = \frac{1387.09 \frac{gSSV}{m^3 * D}}{-2727.27 \frac{gDQObs}{m^3 * D}} = 0.5086 \frac{gSSV}{gDQObs}$$

Tercera parte:

Se ha definido a la fracción activa de biomasa en el licor mezclado, acorde a la ecuación 3.18, de la siguiente manera:

$$F_{X.act} = \frac{-Y * r_{su} - k_d * X}{r_{X_T,SSV}} = \frac{r_g}{r_{X_T,SSV}} = \frac{890.90 \frac{gSSV}{m^3 * D}}{1387.09 \frac{gSSV}{m^3 * D}} = 0.6422$$

Cuarta Parte:

Se ha definido a la tasa de utilización de oxígeno acorde a la Ecuación 3.14:

$$r_o = -r_{su} - (1.42 * r_g)$$

Así pues, podemos calcularla de la siguiente manera:

$$r_o = -2727.27 \frac{gDQObs}{m^3 * D} - \left(1.42 \frac{gDQObs}{gSSV} * 890.90 \frac{gSSV}{m^3 * D}\right) = -3992.34 \frac{gO_2}{m^3 * D}$$

3A3-2.3.- -BALANCES DE BIOMASA_(1,5):

Un balance de biomasa en un proceso de crecimiento suspendido tipo lodos activados se puede definir, de manera general, como:

“La tasa de acumulación de microorganismos en un sistema definido es igual a la tasa de alimentación de microorganismos hacia el sistema menos la tasa de salida de microorganismos fuera del sistema, más la tasa de crecimiento de microorganismos en el sistema”. Lo que se resume como:

$$\text{Acumulación} = \text{Influente} - \text{Efluente} + \text{Crecimiento neto}$$

Y que podemos establecer, matemáticamente, mediante la formulación del siguiente enunciado: “La variación de la biomasa en relación al tiempo, es igual a la biomasa en el influente menos la biomasa en el efluente mas la biomasa producida” y simbólicamente:

$$\text{Ecuación 3.21: } \frac{dX}{dt} * V = Q * X_0 - [(Q - Q_w) * X_e] - (Q_w * X_R) + r_g * V$$

Donde:

$\frac{dX}{dt}$ = cambio de la concentración de biomasa en el reactor con

respecto al tiempo en, $\frac{g \text{ SSV}}{m^3 * D}$

V = Volumen del reactor, m^3

Q = Flujo de alimentación influente, $\frac{m^3}{Dia}$

X_0 = Concentración de biomasa en el influente, $\frac{g \text{ SSV}}{m^3}$

Q_w = Flujo de recirculación de lodo, $\frac{m^3}{Dia}$

X_e = Concentración de biomasa en el efluente, $\frac{g \text{ SSV}}{m^3}$

X_R = Concentración de biomasa en recirculación, $\frac{g \text{ SSV}}{m^3}$

r_g = Tasa neta de producción de biomasa = $\frac{g \text{ SSV}}{m^3 * D}$

Se puede asumir, al diseñar sistemas de crecimiento suspendido por lodos activados con recirculación, que la concentración de microorganismos en el influente es despreciable (en relación a la recirculación o reactor) lo que representa que $Q * X_0 = 0$. Así mismo, se puede asumir que se tienen sistemas que no

cambian en relación al tiempo lo que representa $\frac{dX}{dt} * V = 0$, de lo que obtendríamos la simplificación de la ecuación anterior que quedaría de la siguiente manera:

$$\text{Ecuación 3.22: } [(Q - Q_w) * X_e] - (Q_w * X_R) = r_g * V$$

Y acorde a la definición de la tasa de crecimiento de biomasa con sustratos solubles, que identificamos como $r_g = -Y * r_{su} - k_d * X$, , obtendríamos:

$$\text{Ecuación 3.23: } [(Q - Q_w) * X_e] - (Q_w * X_R) = (-Y * r_{su} - k_d * X) * V$$

Y al dividir entre la concentración de biomasa "X" y realizando una simplificación obtenemos:

Ecuación 3.24:

$$\frac{[(Q - Q_w) * X_e] - (Q_w * X_R)}{V * X} = \left(-\frac{Y * r_{su}}{X} - k_d \right)$$

Por convención, definimos el inverso del lado izquierdo de la ecuación anterior como el tiempo medio de retención celular (Theta ó θ), obtenemos:

$$\text{Ecuación 3.25: } \frac{V * X}{[(Q - Q_w) * X_e] - (Q_w * X_R)} = \theta$$

El numerador de la ecuación anterior representa la masa total de sólidos en el tanque de aireación y el denominador corresponde a la cantidad de sólidos que se pierden por día en el efluente por la pérdida intencional (Purga ó Waste en inglés).

De los argumentos anteriores podemos deducir así mismo:

$$\text{Ecuación 3.26: } \frac{1}{\theta} = \left(-\frac{Y * r_{su}}{X} - k_d \right)$$

Y podemos definir:

$$\text{Ecuación 3.27: } \frac{1}{\theta} = \mu$$

Podemos definir al término $-\frac{r_{su}}{X}$ como la tasa específica de utilización de sustrato el cual se calculará de la siguiente manera:

$$\text{Ecuación 3.28: } U = \frac{r_{su}}{X} = \frac{Q * (S_0 - S)}{V * X} = \frac{(S_0 - S)}{\tau * X}$$

Donde:

$$U = \text{Tasa específica de utilización de sustrato, } \frac{gDBO}{g SSV * D} \text{ ó } \frac{gDQO}{g SSV * D}$$

Q = Flujo de agua residual, m^3

S_0 = concentración de sustrato soluble en el influente, $\frac{gDBO}{m^3}$ ó $\frac{gDQO}{m^3}$

S = concentración de sustrato soluble en el efluente, $\frac{gDBO}{m^3}$ ó $\frac{gDQO}{m^3}$

V = Volumen del reactor, m^3

X = concentración de biomasa, $\frac{g \text{ biomasa}}{m^3}$ ó $\frac{g \text{ SSV}}{m^3}$

τ = Tiempo de retención hidráulica = $\frac{V}{Q}$, Dias

Si sustituimos la ecuación 3.9 en la ecuación 3.25, obtenemos:

Ecuación 3.29:
$$\frac{1}{\theta} = \left(\frac{Y * k * S}{K_s + S} - k_d \right)$$

Que podemos simplificar, al resolver la concentración de sustrato, tal como sigue:

Ecuación 3.30:

$$S = \frac{K_s * [1 + (K_d * \theta)]}{\{\theta * [(Y * k) - K_d]\} - 1}$$

El tiempo de retención celular descrito hasta este momento, es un factor importante para el diseño de sistemas de crecimiento suspendido tipo lodos activados y representa el tiempo promedio que los lodos biológicos permanecen en el sistema.

Tradicionalmente, podemos asumir que el tiempo de retención celular se obtiene de dividir la cantidad de sólidos en el tanque de aireación, entre la cantidad de sólidos contenidos en el efluente y en la purga de lodos (Lograda al remover biomasa de la recirculación de lodos para su disposición final).

3A2-3.4 BALANCES DE SUSTRATOS_(1,5):

Un balance de sustratos en un proceso de crecimiento suspendido tipo lodos activados (Con recirculación de lodo) se puede definir, de manera general, como:

$$\text{Acumulación} = \text{Influente} - \text{Efluente} + \text{Crecimiento neto}$$

Y que tendría una representación simbólica acorde a la siguiente ecuación:

Ecuación 3.31:
$$\frac{dS}{dt} * V = Q * S_0 - Q * S + r_{su} * V$$

Donde:

$\frac{dS}{dt}$ = cambio de la concentración de sustrato en el reactor

V = Volumen del reactor

Q = Flujo de agua residual

S_0 = concentración de sustrato soluble en el influente

S = concentración de sustrato soluble en el efluente

r_{su} = Tasa de utilización de sustrato soluble

Asumiendo que se tiene un sistema que no cambia en el tiempo y sustituyendo la ecuación 3.9 obtendríamos:

$$\text{Ecuación 3.32: } (S_0 - S) = \left(\frac{V}{Q}\right) * \left(\frac{k * X * S}{K_S + S}\right)$$

Donde los términos son los descritos anteriormente.

Si definimos el tiempo de retención hidráulico como el volumen del reactor de lodos activados entre el flujo del influente y se le denomina τ ($\tau = \frac{V}{Q}$) y utilizamos la ecuación 3.29 y sustituimos los términos comunes, obtenemos la siguiente expresión que se refiere a la concentración de biomasa en el reactor de lodos activados en función del tiempo medio de retención celular, el tiempo de retención hidráulico, la cantidad de sustrato removido, el coeficiente de producción de biomasa y el coeficiente de decaimiento.

$$\text{Ecuación 3.33: } X = \left(\frac{\theta}{\tau}\right) * \left(\frac{Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]}\right)$$

Si se tiene un sistema de lodos activados sin recirculación de lodos, el tiempo medio de retención celular es el mismo que el tiempo de retención hidráulico.

PRODUCCIÓN DE SÓLIDOS_(1,5):

La producción de sólidos en un sistema de crecimiento suspendido tipo lodos activados, representa la cantidad de material que debe retirarse del sistema a través del purgado para mantener un sistema estable. Se mide esta producción de sólidos en términos de los sólidos suspendidos totales, los sólidos suspendidos volátiles o biomasa. Por definición, el tiempo medio de retención celular también representa una forma útil de calcular la producción diaria de lodos, acorde a la siguiente ecuación:

Ecuación 3.34:

$$P_{X_T,SSV} = \frac{X_T * V}{\theta}$$

Donde:

$$P_{X_T,SSV} = \text{purga total de sólidos por día} = \frac{g \text{ SSV}}{m^3}$$

$$X_T = \text{concentración de SSV en el licor mezclado} = \frac{g \text{ SSV}}{m^3}$$

$$V = \text{Volumen del reactor} = m^3$$

$$\theta = \text{Tiempo medio de retención celular} = D$$

CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS EN EL LICOR MEZCLADO_(1,5):

Los sólidos suspendidos volátiles en un sistema de lodos activados equivalen a la concentración de biomasa "X" más la concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables X_i , acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.35: } X_T = X + X_i$$

Para determinar la cantidad de sólidos volátiles no biodegradables en el sistema, se realiza un balance de materia, tomando en consideración que los mismos se ven afectados por la cantidad de SSVnb en el influente, la cantidad de SSVnb en la purga de lodos y la cantidad de material celular producto de la lisis celular.

El balance de materia tendría la forma:

$$\text{Acumulación} = \text{Influente} - \text{Efluente} + \text{Crecimiento neto}$$

Y que tendría una representación simbólica acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.36: } \frac{dX_i}{dt} * V = Q * X_{0,i} - \frac{X_i * V}{\theta} + r_{X,i} * V$$

Donde:

$$V = \text{Volumen del reactor}$$

$$Q = \text{Flujo de agua residual}$$

$$X_{0,i} = \text{concentración de SSVnb en el influente}$$

$$X_i = \text{concentración de SSVnb en el reactor}$$

$$r_{X,i} = \text{Tasa de producción de SSVnb por lisis celular}$$

Si consideramos que no existe variación en el tiempo y sustituimos la ecuación 3.16 y obtenemos:

$$\text{Ecuación 3.37: } 0 = Q * X_{0,i} - \frac{X_i * V}{\theta} + f_d * (k_d) * X * V$$

Y simplificando:

$$\text{Ecuación 3.38: } X_i = \frac{(X_{0,i} * \theta)}{\tau} + f_d * (k_d) * X * \theta$$

Y, combinando la ecuación 3.33 y la ecuación 3.38 con la ecuación 3.36, obtenemos:

$$\text{Ecuación 3.39= } X_T = \left[\left(\frac{\theta}{\tau} \right) * \left(\frac{Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + [f_d * (k_d) * X * \theta] + \left[\frac{(X_{0,i} * \theta)}{\tau} \right]$$

Donde el primer término de la ecuación representa la biomasa heterotrófica, el segundo término representa la lisis celular y el tercer término representa los SSVnb en el influente y la suma de los mismos representa la concentración total de sólidos en el licor mezclado.

Si sustituimos la Ecuación 3.39 en la ecuación 3.34, y reemplazamos τ con V/Q , la cantidad de sólidos suspendidos volátiles producidos y purgados diariamente se determina acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.40: } P_{X_T,SSV} = \left[\left(\frac{Q * Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + [f_d * (k_d) * X * V] + [Q * X_{0,i}]$$

Substituyendo la ecuación 3.33 en la ecuación 3.40 obtenemos la expresión para calcular la producción de SSV en función del sustrato removido, los SSVnb en el influente y los coeficientes cinéticos, acorde a la siguiente ecuación:

Ecuación 3.41:

$$P_{X_T,SSV} = \left[\left(\frac{Q * Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + \left[\left(\frac{f_d * (k_d) * Y * Q * (S_0 - S) * \theta}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + [Q * X_{0,i}]$$

La ecuación 3.41, descrita anteriormente, nos provee de una predicción de los sólidos producidos en un reactor de lodos activados que es bastante exacta. Sin embargo, en el diseño de los sistemas de lodos activados nos encontramos con que la caracterización del agua residual a la entrada de la planta no es lo suficientemente adecuada para utilizar esta ecuación, por lo que se han desarrollado métodos alternativos (empíricos) para predecir la cantidad de lodos en un reactor de lodos activados. Uno de dichos métodos se basa en un estimado

de la producción de sólidos de acuerdo a datos de literatura especializada; así pues, en lugar de utilizar la ecuación 3.41 podemos utilizar la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.42: } P_{X_t,SSV} = Q * Y_{OBS} * (S_0 - S) * \left(\frac{1 \text{ Kg}}{10^3 \text{ g}}\right)$$

Donde:

$$P_{X_t,SSV} = \text{Lodos producidos por día} = \frac{\text{Kg SSV}}{\text{m}^3}$$

$$Q = \text{Flujo de agua residual en } \frac{\text{m}^3}{\text{D}}$$

$$S_0 = \text{concentración de sustrato soluble en el influente en } \frac{\text{g}}{\text{m}^3}$$

$$S = \text{concentración de sustrato soluble en el efluente}$$

$$Y_{obs} = \text{Tasa neta de producción observada} = \frac{\text{g SSV}}{\text{g sustrato removido}}$$

La ecuación 3.42, provee el cálculo de la producción de sólidos en términos de los sólidos suspendidos volátiles en el sistema. Si deseamos utilizar los Sólidos Suspendidos Totales del sistema se debe tomar la siguiente consideración:

La masa total de sólidos secos purgados por día se basa en los Sólidos Suspendidos Totales (SST) que incluyen los SSV más los sólidos inorgánicos. Los sólidos inorgánicos se encuentran en el influente (SST menos SSV) y la biomasa contiene de un 10 a un 15% de sólidos inorgánicos en base seca. Los sólidos inorgánicos del influente no son solubles y se asume que son capturados en el licor mezclado y que son removidos al momento de efectuar las purgas. Se considera una relación típica de SSV a SST de 0.85 (Variando de 0.8 a 0.90 (SSV/SST = 0.80 a 0.90) y se adiciona los sólidos inorgánicos del influente, obteniendo la ecuación siguiente:

Ecuación 3.43:

$$P_{X_T,SST} = \left[\frac{(Q * Y * (S_0 - S))}{0.85} \right] + \left[\frac{(f_d * (k_d) * Y * Q * (S_0 - S) * \theta)}{0.85} \right] + [Q * X_{0,i}] + [Q * (SST_0 - SSV_0)]$$

$$P_{X_T,SST} = \text{purga total de sólidos por día medida en SST} = \frac{\text{g SST}}{\text{m}^3}$$

$$SST_0 = \text{Sólidos suspendidos Totales en el influente } \frac{\text{g}}{\text{m}^3}$$

$$SSV_o = \text{Sólidos suspendidos Totales en el influente} \frac{g}{m^3}$$

Si combinamos las ecuaciones 3.41 3.43 y 3.34, obtendremos la masa de SSV en el licor mezclado (mSSVLM) y de SST en el licor mezclado (mSSTLM) acorde a las siguientes ecuaciones:

$$\text{Ecuación 3.44: } mSSVLM = X_{SSV} * V = P_{X_T,SSV} * \theta$$

$$\text{Ecuación 3.45: } mSSTLM = X_{SST} * V = P_{X_T,SST} * \theta$$

Al seleccionar una concentración deseada de sólidos totales en el licor mezclado, se podrá determinar el volumen del reactor de lodos activados. Típicamente, la concentración de SSTLM se encuentra en el rango de los 2,000 a 4000 mg/L para los reactores de lodos activados.

TASA DE PRODUCCIÓN DE BIOMASA OBSERVADA_(1,5):

La tasa de producción de biomasa observada se basa en la cantidad de sólidos producidos en relación a la cantidad de sustrato removido, tal como descrito anteriormente, y si utilizamos las definiciones vistas hasta este momento podemos calcularla en función de los gramos de sólidos suspendidos totales entre los gramos de demanda bioquímica de oxígeno, los gramos de sólidos suspendidos volátiles entre los gramos de demanda bioquímica de oxígeno

Utilizando las ecuaciones 3.34, 3.41 y 3.42 podemos obtener otra definición para la tasa de producción de biomasa observada, que definimos acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.46: } Y_{obs} = \frac{Y}{1 + [(k_d) * \theta]} + \left(\frac{f_d * (k_d) * Y * \theta}{1 + [(k_d) * \theta]} \right) + \frac{X_{o,i}}{(S_o - S)}$$

Donde el primer término representa la biomasa heterotrófica, el segundo término representa la lisis celular y el tercer término representa los SSVnb en el influente.

El tercer término de la ecuación 3.46 se puede simplificar al considerar al considerar que la concentración del sustrato en el efluente es despreciable (S=0). En influentes municipales, este término tendrá valores típicos de 0.1 a 0.3 g/g si existe tratamiento primario y de 0.3 a 0.5 si no existe el mismo.

La fracción de decaimiento f_d , tendrá valores de 0.1 a 0.15.

REQUERIMIENTOS DE OXÍGENO_(1,5):

El oxígeno requerido para la biodegradación de material carbonáceo se determina a través de un balance de materia utilizando la concentración de la DQO del agua tratada y la cantidad de biomasa purgada del sistema por día. Si toda la DQO se oxidase a CO₂ y agua, la demanda de oxígeno equivaldría a la concentración de DQO, pero los microorganismos solo pueden oxidar una porción de la DQO para obtener energía y para crecimiento celular. También se consume oxígeno en la respiración endógena y dependerá del tiempo medio de retención celular. Dado un tiempo medio de retención celular, se realizaría un balance de materia donde la remoción de DQO equivale al oxígeno utilizado más los sólidos suspendidos volátiles (en términos de oxígeno equivalente) que permanecen en la biomasa. Esto se traduce como:

Oxígeno usado = DQO removida – DQO de lodo purgado

Ó:

$$\text{Ecuación 3.47: } R_o = [Q * (S_o - S)] - [1.42 * P_{X,Bio}]$$

Donde:

$$R_o = \text{Oxígeno requerido en } \frac{Kg}{D}$$

$$P_{X,Bio} = \text{biomasa considerada como SSV purgados por día en } \frac{Kg}{D}$$

$P_{X,Bio}$ Incluye la biomasa activa y material celular producto de la lisis celular, siendo suma del primer y segundo término de la ecuación 3.41.

La ecuación 3.47 solo toma en cuenta el oxígeno necesario para oxidar el material carbonáceo, si se realiza el proceso de nitrificación desnitrificación, se deberá sumar a la ecuación el término, $4.33 * Q * NO_x$, donde NO_x representa la concentración de NH₄-N.

EJEMPLO DE APLICACION

A continuación se discutirá un ejemplo de aplicación de las ecuaciones descritas hasta este momento:

Un proceso de lodos activados con recirculación de lodo se utiliza para tratar aguas residuales municipales después de que estas han pasado por una sedimentación primaria. Se tienen las siguientes características de este sistema:

El flujo de alimentación es de 1000 m³/día, la DQObs en el influente es de 192 g/m³, los SSVnb del influente son 30 g/m³, los sólidos inertes en el influente son 10 g/m³, Los sólidos suspendidos en el licor mezclado son iguales a 2500 g/m³. Diseñar un sistema de tratamiento con un tiempo medio de retención celular de 6 días y respóndase a las siguientes preguntas:

1. ¿Cuál es la concentración esperada de DQObs en el efluente?
2. ¿Qué valor de tiempo de retención hidráulico se debe utilizar para tener una concentración de 2500 g/m³ en los Sólidos Suspendidos Volátiles en el licor Mezclado (SSVLM ó MLVSS)?
3. ¿Cuál es la producción diaria de lodos en Kg/día en función de los Sólidos Suspendidos Volátiles y en función de los Sólidos Suspendidos Totales?
4. ¿Cuál es la tasa de producción de biomasa observada en g SSV/ g DQObs y en g SST/ g DQObs?
5. ¿Cuál es el requerimiento de oxígeno en Kg/día?

Los siguientes coeficientes cinéticos se han obtenido de la experimentación de este sistema:

Coeficiente	Unidades	Valor típico
k	g DQO/ (g SSV *D)	12.5
K_s	g DQO/m ³	10
Y	g SSV/g DBO usada	0.4
K_d	g SSV/g SSV *Día	0.1
F_d	g SSV / g SSV	0.15
SSV/SST		0.85

Primera Parte: Concentración esperada de DQObs en el efluente.

Se ha especificado que la concentración de sustrato en un reactor de lodos activados puede ser calculada de la siguiente manera, acorde a la Ec. 30:

$$S = \frac{K_s * [1 + (K_d * \theta)]}{[\theta * (Y * k) - K_d] - 1} = \frac{\left(10 \frac{gDQO}{m^3}\right) * \left[1 + \left\{\left(0.1 \frac{gSSV}{gSSV * D}\right) * (6 D)\right\}\right]}{\left\{\left(6 D\right) * \left[\left(0.4 \frac{g SSV}{g DQO}\right) * \left(12.5 \frac{g DQO}{g SSV * D}\right)\right] - \left(0.1 \frac{g SSV}{g SSV * D}\right)\right\} - 1} = \frac{16 \frac{gDQO}{m^3}}{28}$$

$$S = 0.56 \frac{gDQO}{m^3}$$

Segunda parte: Tiempo de retención hidráulico para tener una concentración de 2500 g/m³ en los Sólidos Suspendidos Volátiles en el licor Mezclado (SSVLM ó MLVSS)

Se ha identificado claramente a la concentración de sólidos en el licor mezclado mediante la ecuación 3.39:

$$X_T = \left[\left(\frac{\theta}{\tau} \right) * \left(\frac{Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + [f_d * (k_d) * X * \theta] + \left[\frac{(X_{0,t} * \theta)}{\tau} \right]$$

Donde el primer término de la ecuación representa la biomasa heterotrófica, el segundo término representa la lisis celular y el tercer término representa los SSVnb en el influente y la suma de los mismos representa la concentración total de sólidos en el licor mezclado.

Y si sustituimos los valores de los coeficientes cinéticos y los valores proporcionados, obtenemos:

$$2500 \frac{gSSV}{m^3} = \left[\left(\frac{6D}{\tau} \right) * \left(\frac{0.4 \frac{gSSV}{gDQO} * (102 - 0.56) \frac{gDQO}{m^3}}{1 + \left(0.1 \frac{gSSV}{gDQO} * 6D \right)} \right) \right] +$$

$$\left[0.15 \frac{gSSV}{gSSV} * 0.1 \frac{gSSV}{gDQO} * X * 6D \right] + \left[30 \frac{gSSV}{m^3} * \frac{6D}{\tau} \right]$$

Lo que numéricamente se simplifica:

$$2500 = \left[\left(\frac{287.16}{\tau} \right) * \right] + [0.09X] + \left[\frac{180}{\tau} \right]$$

Donde la concentración de biomasa se calcula acorde a la ecuación 3.39

$$X = \left(\frac{\theta}{\tau} \right) * \left(\frac{Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right) = \left(\frac{6D}{\tau} \right) * \left(\frac{0.4 \frac{gSSV}{gDQO} * \left(192 \frac{gDQO_{bs}}{m^3} - 0.56 \frac{gDQO_{bs}}{m^3} \right)}{1 + \left[0.1 \frac{gSSV}{gSSV D} * 6D \right]} \right) =$$

$$\left(\frac{6}{\tau} \right) * \left(\frac{76.576}{1.6} \right) = \left(\frac{287.16 \frac{gSSV}{m^3 D}}{\tau} \right)$$

Y sustituyendo en la ecuación anterior:

$$2500 = \left[\left(\frac{287.16}{\tau} \right) * \right] + \left[\frac{25.84}{\tau} \right] + \left[\frac{180}{\tau} \right] = \left[\frac{493}{\tau} \right]$$

Y resolviendo para τ obtenemos:

$$\tau = 0.1972 \text{ Dias}$$

Con lo que se obtiene el volumen de diseño de reactor de lodos activados:

$$V = 0.1972 D * 1000 \frac{m^3}{Dia} = 197.2 m^3$$

Tercera Parte: Producción diaria de lodos en Kg/día en función de los Sólidos Suspendidos Volátiles y en función de los Sólidos Suspendidos Totales.

Se ha definido la producción total de sólidos por día acorde a la siguiente ecuación:

$$P_{X_T,SSV} = \frac{X_T * V}{\theta}$$

Donde:

$$P_{X_T,SSV} = \frac{2500 \frac{g SSV}{m^3} * 197.2 m^3}{6 D} = 82,166.66 \frac{g SSV}{D} = 82.1 \frac{Kg SSV}{D}$$

Se ha definido el cálculo de la producción diaria de lodos en función de los sólidos suspendidos totales, acorde a la ecuación 3.34:

$$P_{X_T,SST} = \frac{\left[\frac{(Q * Y * (S_0 - S))}{1 + [k_d * \theta]} \right]}{0.85} + \frac{\left[\frac{(f_d * (k_d) * Y * Q * (S_0 - S) * \theta)}{1 + [k_d * \theta]} \right]}{0.85} + [Q * X_{0,i}] + [Q * (SST_0 - SSV_0)]$$

Por tanto:

$$\frac{\left[\frac{(Q * Y * (S_0 - S))}{1 + [k_d * \theta]} \right]}{0.85} = \left[\frac{1000 \frac{m^3}{D} \left(0.4 \frac{g SSV}{d DQObs} * \left(192 \frac{g DQObs}{m^3} - 0.56 \frac{g DQObs}{m^3} \right) \right)}{0.85 \frac{g SSV}{g SST} \left(1 + \left[0.1 \frac{g SSV}{g SST D} * 6 D \right] \right)} \right] = 56305.88 \frac{g SST}{D}$$

$$\frac{\left[\frac{(f_d * (k_d) * Y * Q * (S_0 - S) * \theta)}{1 + [k_d * \theta]} \right]}{0.85} =$$

$$\left[\frac{\left(0.15 * 0.1 \frac{g SSV}{g SST D} * 0.4 \frac{g SSV}{d DQObs} * 1000 \frac{m^3}{D} * \left(192 \frac{g DQObs}{m^3} - 0.56 \frac{g DQObs}{m^3} \right) * 6 D \right)}{1 + \left[0.1 \frac{g SSV}{g SST D} * 6 D \right]} \right] \frac{1}{0.85 \frac{g SSV}{g SST}}$$

$$= 5067.52 \frac{g SST}{D}$$

$$[Q * X_{0,i}] + [Q * (SST_0 - SSV_0)] = \left(1000 \frac{m^3}{D} * 30 \frac{g SSV}{m^3} \right) + \left(1000 \frac{m^3}{D} * 10 \frac{g SSV}{m^3} \right)$$

$$= 40,000 \frac{g SST}{D}$$

$$P_{X_T, SST} = 56305.88 \frac{gSST}{D} + 5067.52 \frac{gSST}{D} + 40,000 \frac{gSST}{D} = 101,373.34 \frac{gSST}{D} = 101.37 \frac{kgSST}{D}$$

Cuarta Parte: Tasa de producción de biomasa observada en g SSV/ g DQObs y en g SST/ g DQObs

La tasa de producción de biomasa observada se basa en la cantidad de sólidos producidos en relación a la cantidad de sustrato removido; así pues, dado que se ha calculado la producción total de sólidos volátiles por día acorde a la ecuación 3.34 :

$$P_{X_T, SSV} = \frac{X_T * V}{\theta} = 82.1 \frac{Kg SSV}{D}$$

Y a que se ha calculado la producción diaria de lodos en función de los sólidos suspendidos totales, acorde a la ecuación 3.43:

$$P_{X_T, SST} = \frac{\left[\frac{Q * Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right]}{0.85} + \frac{\left[\frac{f_d * (k_d) * Y * Q * (S_0 - S) * \theta}{1 + [k_d * \theta]} \right]}{0.85} + [Q * X_{0,i}] + [Q * (SST_0 - SSV_0)]$$

$$P_{X_T, SST} = 101.37 \frac{kgSST}{D}$$

Necesitamos únicamente calcular la cantidad de sustrato removido, que se definió sencillamente como:

$$Q * (S_0 - S) = 1000 \frac{m^3}{D} * \left(192 \frac{g DQObs}{m^3} - 0.56 \frac{g DQObs}{m^3} \right) = 191,440 \frac{g DQObs}{Dia} = 191.4 \frac{Kg DQObs}{Dia}$$

Y entonces podemos realizar el cálculo:

$$Y_{obs SSV} = \frac{82.1 \frac{Kg SSV}{D}}{191.4 \frac{Kg DQObs}{Dia}} = 0.42 \frac{Kg SSV}{Kg DQObs}$$

$$Y_{obs SST} = \frac{101.37 \frac{kgSST}{D}}{191.4 \frac{Kg DQObs}{Dia}} = 0.52 \frac{Kg SST}{Kg DQObs}$$

Quinta Parte: Requerimiento de oxígeno en Kg/día

Se ha definido al oxígeno usado como la DQO removida menos la DQO del lodo purgado acorde a la Ec. 3.47:

$$R_o = [Q * (S_0 - S)] - [1.42 * P_{X, Bto}]$$

$$P_{X, Bto} = P_{X_T, SSV} - P_{SSVnb} = 82.1 \frac{Kg SSV}{D} - \left[\left(1000 \frac{m^3}{D} * 30 \frac{g SSV}{m^3} \right) * \frac{1 Kg}{10^3 g} \right] = 52.1 \frac{Kg}{dia}$$

$$R_o = \left[1000 \frac{m^3}{D} * \left(192 \frac{g DQObs}{m^3} - 0.56 \frac{g DQObs}{m^3} \right) \right] * \frac{1 Kg}{10^3 g} - \left[1.42 * 52.1 \frac{Kg SSV}{Dia} \right] = 117.62 \frac{Kg O_2}{Dia}$$

3A3-2.4.-.-PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y DISEÑO

Se ha discutido hasta este momento, que el tiempo medio de retención celular representa un parámetro básico en el diseño de reactores de lodos activados. Sin embargo, se utiliza así mismo otros 2 parámetros en el diseño de dichos reactores: Relación F/M y Carga orgánica volumétrica.

RELACIÓN COMIDA/MICROORGANISMO (FOOD/MICROORGANISM, F/M)_(1, 5,):

Definimos la relación que existe entre la comida presente en un reactor de lodos activados y la cantidad de microorganismos en el mismo, como la razón que existe entre la DBO ó la DQO por unidad de volumen de licor mezclado, lo que se resume en la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.48: } F/M = \frac{\text{Tasa de sustrato total aplicado}}{\text{Masa total de microorganismos}} = \frac{Q * S_0}{V * X} = \frac{S_0}{\tau * X} =$$

Donde:

$$Q = \text{Flujo de agua residual en } \frac{m^3}{D}$$

$$S_0 = \text{concentración de sustrato soluble en el influente en } \frac{g}{m^3}$$

$$V = \text{Volumen del reactor} = m^3$$

$$X = \text{concentración de biomasa en licor mezclado} = \frac{g}{m^3}$$

$$\tau = \text{Tiempo de retención hidráulica} = D = \frac{V}{Q} = D$$

TASA DE UTILIZACIÓN DE SUBSTRATO ESPECÍFICO_(1,2):

La relación F/M definida anteriormente se relaciona a la Tasa de utilización de sustrato específico descrita anteriormente, utilizando a la eficiencia de remoción de carga acorde a la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.49: } U = \frac{(F/M) * E}{100}$$

Y:

$$\text{Ecuación 3.50: } E = \frac{(S_0 - S)}{S_0} * 100$$

Y utilizando la ecuación 3.48 obtenemos:

$$\text{Ecuación 3.51: } U = \frac{(S_0 - S)}{\tau * X}$$

Que se obtiene también al dividir la ecuación 3.9 entre "X", concentración de biomasa.

$$\text{Ecuación 3.52: } U = \frac{k * S}{K_s + S}$$

Combinando la ecuación anterior con la Ecuación 3.29, Obtenemos:

$$\text{Ecuación 3.53: } \frac{1}{\theta} = \left(Y * U - k_d = \frac{Y * (F/M) * E}{100} - k_d \right)$$

En los sistemas de lodos activados, se tienen tiempos medios de retención celular de 20 a 30 días, F/M de 0.1 a 0.05 g DBO/g SSV *D. En valores de SRT de 5 a 7 días el valor sería de alrededor de 0.3 a 0.5. |ljl

*CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA*_(1,2):

La carga orgánica volumétrica es la carga de DBO aplicada al volumen del tanque de aireación por día, Lo que se define con la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 3.54: } COV = \frac{Q * S_0}{V * \frac{10^3 g}{Kg}}$$

Donde:

$$COV = \text{Carga orgánica volumétrica en } \frac{Kg \text{ DBO}}{m^3 * D}$$

$$Q = \text{Flujo de agua residual en } \frac{m^3}{D}$$

$$S_0 = \text{concentración de sustrato soluble en el influente en } \frac{g}{m^3}$$

$$V = \text{Volumen del reactor} = m^3$$

VALORES TIPO DE DISEÑO:

Las ecuaciones que se han descrito en el apartado anterior, nos proporcionan una guía para el diseño de reactores biológicos de lodos activados basadas en la existencia de parámetros experimentales (constantes cinéticas), cuyo objetivo será la determinación del volumen del reactor biológico de aguas residuales, la estimación de la producción de lodo biológico en el mismo y el consumo de oxígeno u aire necesario para el sistema, lo que dará pie a los elementos necesarios para calcular el sistema de aireación y/o producción de aire.

Los parámetros más comunes para este propósito, son el tiempo medio de retención celular, la relación F/M y la carga orgánica volumétrica.

Tiempo medio de retención celular: El tiempo medio de retención celular es, tal como descrito hasta este momento, el periodo de tiempo promedio durante el cual el lodo biológico permanece en el sistema. Este es un criterio que afecta el diseño del desempeño del proceso, volumen del tanque de aireación, producción de lodos y requerimientos de oxígeno. Existe una relación estrecha, explorada mediante la experimentación, entre el tiempo medio de retención celular, la temperatura y la nitrificación y desnitrificación de los procesos.

Dependiendo del objetivo deseado, se han establecido empíricamente tiempos medios de retención celular, tal como se describen en la siguiente tabla.

Objetivo	Rango de TMRC (Días)	Factores que afectan
Remoción de DBO soluble en aguas domésticas	1-2	Temperatura
Conversión de compuestos orgánicos particulados en aguas domésticas.	2-4	Temperatura
Desarrollo de biomasa floculenta para tratamiento de aguas domésticas	1-3	Temperatura
Desarrollo de biomasa floculenta para tratamiento de aguas industriales	3-5	Temperatura Compuestos
Desnitrificación completa	3-18	Temperatura Compuestos
Remoción biológica de fósforo	2-4	Temperatura
Estabilización de lodos activados	20-40	Temperatura
Degradación de compuestos Xenobióticos	5-50	Microorganismos específicos Temperatura Compuestos

Fuente: (1)

Relación $F/M_{(1)}$: La literatura especializada referencia valores para la relación F/M de 0.04 a 1.0 g de sustrato/g de biomasa *D.

Carga orgánica volumétrica₍₁₎: La carga orgánica volumétrica se define como la cantidad de DBO aplicada al volumen del tanque de aireación por día, tal como se describió anteriormente. Las cargas orgánicas volumétricas pueden variar de 0.3 m a 3.0 kg DBO/m³*D.

BIBLIOGRAFIA

3A3.- FUNDAMENTOS TÉCNICOS DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

1. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
2. “AGUAS NEGRAS” en Wikipedia Online. Keyword: Aguas Negras
3. “CONTAMINANTES EN LAS AGUAS RESIDUALES” en:
<http://www.aguamarket.com/sql/temas_interes/027.asp>
4. SOLEDAD, BEATRIZ. “Contaminación del agua. Riesgo ecológico, económico y social” en <<http://www.mailxmail.com/curso-contaminacion-agua-riesgo-ecologico-economico-social/residuales-composicion-aguas>>
5. RAMALHO, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. S. Fecha, Trad. Domingo Jiménez Beltrán. P.p. 705
6. FERNANDEZ-ALVA, ANTONIO R. *et al.* Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales Universidad de Alcalá, España. 2006. P.p.137
7. “BIOCHEMICAL OXYGEN DEMAND” en Wikipedia Online. Keyword: Biochemical Oxygen Demand
8. “DISSOLVED OXYGEN AND BIOCHEMICAL OXYGEN DEMAND” en
<<http://www.epa.gov/volunteer/stream/vms52.html>>
9. “DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXYGEN. METODO TRADICIONAL” en
<http://www.drcalderonlabs.com/Metodos/Analisis_De_Aguas/Determinacion_de_DBO5.htm>
10. CHÁVEZ RUIZ R. *et al* “Determinación de la demanda química de oxígeno y su importancia en la ingeniería ambiental”. en
<http://www.des_ia.umich.mx/~des_ia/fades06/C10.pdf>
11. “CHEMICAL OXYGEN DEMAND” en Wikipedia Online. Keyword: Chemical Oxygen Demand
12. “DEMANDA QUIMICA DE OIXIGENO” en
<http://atenea.udistrital.edu.co/grupos/fluorciencia/capitulos_fluoreciencia/calaguas_cap17.pdf>

13. "TOTAL KJELDAHL NITROGEN" en Wikipedia Online. Keyword: Total Kjeldahl Nitrogen
14. "JOHAN KJELDAHL" en Wikipedia Online. Keyword: Johan Kjeldahl
15. "KJELDAHL METHOD" en Wikipedia Online. Keyword: Kjeldahl method
16. "KJELDAHL CHEMISTRY: A BRIEF OVERVIEW" en
< <http://www.rosesci.com/Products/Chemical%20Analysis/Kjeldahl%20Chemistry%20-%20Overview.htm>>
17. "AMMONIUM" en Wikipedia Online. Keyword: Ammonium
18. LOFTUS, TIM. Ammonia Nitrogen En
<<http://www.lagoonsoonline.com/laboratory-articles/ammonia-nitrogen.htm>>
19. "TOTAL SUSPENDED SOLIDS" en Wikipedia Online. Keyword: Total Suspended Solids
20. "ESS METHOD 340.2: TOTAL SUSPENDED SOLIDS, MASS BALANCE (DRIED AT 103- 105EC) VOLATILE SUSPENDED SOLIDS (IGNITED AT 550EC)" en
<<http://www.epa.gov/gl/npo/lmmb/methods/methd340.pdf>>
21. KOVÁROVÁ-KOVAR, KARIN. "Growth Kinetics of Suspended Microbial Cells: From Single-Substrate-Controlled Growth to Mixed-Substrate Kinetics". En Microbiology and Molecular Biology Reviews, Septiembre 1998, p. 646-666, Vol. 62, No. 3
22. "KINETICS OF MICROBIAL GROWTH"
< <http://www.rocw.raifoundation.org/biotechnology/MScBioinformatics/microbialbiochymistry/lecture-notes/lecture-12.pdf>>
23. "WASTEWATER CHARACTERIZATION FOR EVALUATION OF BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL BIOLOGICAL KINETIC PARAMETER ESTIMATION" en
<<http://www.dnr.state.wi.us/org/water/wm/ww/biophos/4biol.htm>>

24. "BASICS OF WASTEWATER TREATMENT" en <
<[http://www.barnstablecountyhealth.org/
AlternativeWebpage/Basics/Basics.htm](http://www.barnstablecountyhealth.org/AlternativeWebpage/Basics/Basics.htm)>
25. "JACQUES MONOD" en Wikipedia Online. Keyword: Jacques Monod
26. MONOD, JACQUES. "From enzymatic adaptation to allosteric transitions".
en < [http://nobelprize.org/nobel_prizes/medicine/laureates/1965/
monod-lecture.pdf](http://nobelprize.org/nobel_prizes/medicine/laureates/1965/monod-lecture.pdf)>
27. "ARRHENIUS EQUATION" en Wikipedia Online. Keyword: Arrhenius
Equation

3B.- SISTEMAS DE DIFUSION DE AIRE:

3B1.- FUNDAMENTOS TECNICOS DE LA DIFUSION DE AIRE:

3B1-1.- TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN AGUA LIMPIA. (1)

En los apartados anteriores, se ha evaluado la manera de obtener el consumo teórico de oxígeno para que en un reactor de lodos activados los microorganismos presentes en el mismo puedan, a través de las adecuadas rutas metabólicas, lograr el tratamiento de las aguas residuales mediante la adecuada remoción de sustratos.

En un sistema en reposo, la difusión de un gas (Oxígeno) en un líquido (Aguas residuales) seguirá el comportamiento descrito por las leyes de la difusividad de Adolf Fick, que establecen que el flux de un gas en un líquido viajara de zonas donde exista alta concentración a zonas donde exista baja concentración (del gas), en una magnitud que es proporcional al gradiente de la concentración, lo que se representa con la ecuación siguiente:

$$Flux = J = -D * \frac{dC}{dy}$$

El lado izquierdo de la ecuación representa la tasa de transferencia de masa por unidad de área de interface o flux másico. El signo negativo indica que la transferencia ocurre en la dirección de un gradiente decreciente. El factor de proporcionalidad “D”, representa el coeficiente de difusión o difusividad del gas y se utiliza para determinar la dependencia lineal entre el flux y el gradiente asociado.

La difusividad del gas en el líquido (“D”), será dependiente de la temperatura del medio donde se difunde el gas, de la viscosidad del medio, y del tamaño de las partículas en el mismo, siendo resultado del movimiento browniano de las moléculas involucradas.

Ante estas circunstancias, encontraremos que la difusividad del oxígeno en agua en reposo será baja, ya que este solo se encontrará en contacto con la superficie de la misma y el proceso de difusión se verá afectado por los parámetros arriba mencionados. En condiciones normales, esta difusión no será

suficiente para desarrollar los procesos metabólicos necesarios para lograr el tratamiento deseado ya que será un proceso demasiado lento.

A fin de lograr una adecuada transferencia de oxígeno que permita lograr el tratamiento de aguas residuales, será necesario promover diferentes interfaces de contacto entre el oxígeno y los microorganismos, más allá de la que se produciría en la superficie del reactor de lodos activados; esto se realizará ya sea introduciendo aire en el líquido o el líquido podrá ser puesto en contacto con el aire en forma de pequeñas gotas (lo que aumenta la superficie de contacto microorganismos/aire).

El flux de oxígeno en estas circunstancias, deberá calcularse acorde a la teoría del transporte convectivo, y se encontrara definido en términos de la diferencia de concentraciones y de una constante empírica, acorde a la siguiente ecuación:

$$Flux = J = k_l * (C_s - C)$$

Donde C_s representa la concentración de oxígeno en la saturación, C la concentración de oxígeno y k_l es la constante empírica de transferencia de oxígeno, denominada también constante de transferencia de película líquida.

El flux másico así obtenido, podrá ser expresado en términos del cambio en la concentración en el volumen total de líquido, al multiplicar por el área de la interface gas/líquido por unidad de volumen que se expresa como $a = \frac{A}{V}$ con lo que obtenemos:

$$J \frac{A}{V} = \frac{dC}{dt} = k_l a * (C_s - C)$$

Cuya integración desde un tiempo cero (Con una concentración de oxígeno C_0) hasta el tiempo t Con una concentración de oxígeno C_t), nos arroja la siguiente ecuación

$$\frac{C_s - C_t}{C_s - C_0} = e^{-(k_l a)t}$$

Donde:

$$C_s = \text{Concentración de saturación de oxígeno en el líquido} \frac{mg}{L}$$

$$C_t = \text{Concentración de oxígeno en el líquido al tiempo } t \frac{mg}{L}$$

$C_0 = \text{Concentracion de oxigeno en el liquido al tiempo cero} \frac{\text{mg}}{\text{L}}$

$k_1 a = \text{coeficiente de transferencia de oxigeno en 1/h}$

En un sistema de lodos activados el valor $K_1 a$ es el producto del coeficiente de película líquida k_l por el área de la interface expuesta a la transferencia en cierto volumen de líquido, a . En los sistemas de transferencia reales, los valores individuales de k_l o de a son imposibles de determinar individualmente; al incorporarlos en un solo factor empírico, se obtiene la habilidad de poder diseñar un sistema de aireación complejo.

3B1-2.- TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN AGUAS RESIDUALES (1)

En un sistema de lodos activados el valor $K_1 a$ se puede determinar al considerar la utilización de oxígeno por los microorganismos. Típicamente, se mantienen niveles de oxígeno disuelto en valores cercanos a los 3 mg/L y los microorganismos utilizan el oxígeno tan rápidamente como se suministra el mismo. Esto queda plasmado en la siguiente ecuación:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C) - r_m$$

Donde r_m es la tasa de utilización de oxígeno por los organismos que tiene valores típicos de entre 2 y 7 g/Día por gramo de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado. (SSVLM ó MLVSS).

Si asumimos que el nivel de oxígeno se mantiene constante a través del tiempo, podemos obtener:

$$r_m = K_L a (C_s - C)$$

Donde C es una constante.

Los valores de r_m se determinarán en un laboratorio utilizando un respirómetro⁽⁶⁾, y podemos determinar qué:

$$\frac{r_m}{(C_s - C)} = K_L a$$

El coeficiente aparente de transferencia volumétrica de masa $K_1 a$ se determina en instalaciones piloto o en instalaciones a escala real. Este coeficiente es función

de la temperatura, intensidad de mezclado (tipo de sistema de aireación usado y geometría del reactor) y de los constituyentes del agua.

3B1-3.- EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO (1)

Los cambios de temperatura afectan la difusión de oxígeno ya que un aumento en la temperatura reduce los niveles de saturación de oxígeno en agua (Acorde a los valores de la ley de Henry que aumentan al aumentar esta).

Los efectos de la temperatura en la transferencia de oxígeno se estudian en relación a una aproximación de la ecuación de Van't Hoff-Arrhenius (10) acorde a la siguiente ecuación:

$$K_L a_{(T)} = K_L a_{(20^\circ C)} \Theta^{T-20}$$

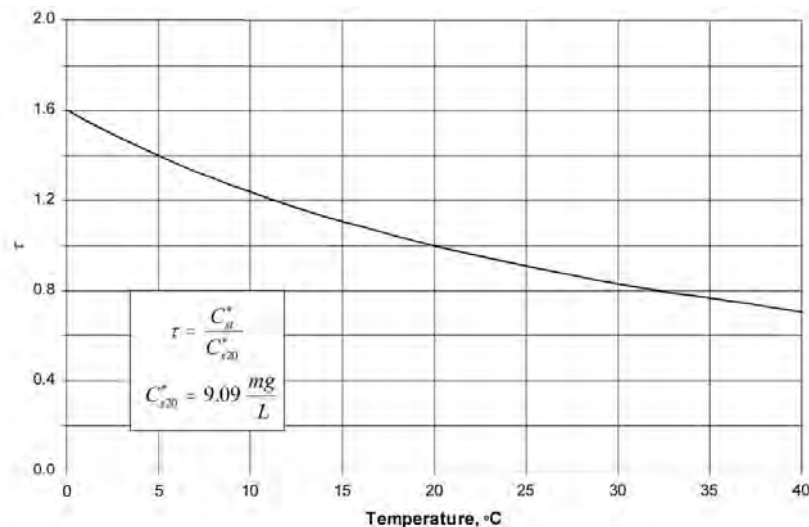
Donde:

$K_L a_{(T)}$ = Coeficiente de transferencia de masa a la temperatura "T" en 1/s

$K_L a_{(20^\circ C)}$ = Coeficiente de transferencia de masa a 20° C en 1/s = 9.09

θ_t = Coeficiente de corrección por temperatura que varía entre 1.015 y 1.040, siendo típicamente 1.024.

Se puede utilizar a este particular la siguiente grafica que representa los efectos de la temperatura en la saturación de oxígeno.



Efectos de la temperatura en la saturación de oxígeno (1)

3B1-4.- EFECTO DE LA INTENSIDAD DE MEZCLADO Y DE LA GEOMETRÍA DEL TANQUE EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO ⁽¹⁾:

Los efectos de la intensidad del mezclado y de la geometría del tanque son difíciles de tratar sobre de una base teórica, pero deben de considerarse en el proceso de diseño ya que frecuentemente los dispositivos de aireación se escogerán en función de la eficiencia que estos tengan. Esta eficiencia estará estrechamente ligada al valor $K_L a$ asociado con el dispositivo de aireación. En la mayoría de los casos, los dispositivos de aireación se encuentran diseñados para rangos de operación utilizando agua limpia con bajo contenido de sólidos disueltos totales. Así pues, se utiliza un factor de corrección α para estimar el valor real de $K_L a$ en el sistema en diseño.

$$\alpha = \frac{K_L a(\text{Tratada})}{K_L a(\text{Limpia})}$$

Donde α es el factor de corrección.

Los valores de α variaran dependiendo del tipo de sistema de aeración usado, la geometría del reactor en diseño, la intensidad de mezclado y las características del agua residual. El factor α tendrá valores, típicamente, entre 0.3 y 1.2. Los equipos de mezclado mecánico tendrán valores entre 0.6 y 12., los equipos de difusión de aire tendrán valores de 0.4 a 0.8.

3B1-5.- EFECTO DE LAS CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO ⁽¹⁾:

Los efectos que las características del agua residual tienen en la difusión de oxígeno, son corregidos mediante la incorporación de un factor de diseño denominado β , el cual toma en consideración las diferencias de solubilidad del oxígeno en el agua residual debido a la presencia de sales, partículas, sustancias tensoactivas, etc. El factor β se calculara de la siguiente manera:

$$\beta = \frac{C_s(\text{Tratada})}{C_s(\text{Limpia})}$$

Los valores de β variaran entre 0.7 y 0.98 siendo típicamente de 0.99 para aguas municipales y de 0.94 para aguas industriales.

3B1-6.- ECUACIONES DE DISEÑO PARA TRANSFERENCIA DE OXIGENO ₍₁₎:

Definimos la concentración de saturación de oxígeno (C_{∞}^*) como el valor de concentración de oxígeno en equilibrio (a un tiempo infinito) con la concentración de la fase gaseosa en el medio.

Utilizando este valor en la ecuación para el flux másico, obtenemos:

$$J = k_1 a * (C_{\infty}^* - C_L)$$

Donde:

(C_{∞}^*) = es la concentración de saturación de oxígeno en agua en mg/L

$k_1 a$ = coeficiente de transferencia de oxígeno en 1/h

(C_L) = es la concentración de oxígeno en agua en mg/L

La ecuación anterior, es la ecuación primordial para el diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales en sistemas de tratamiento reales. Acorde a esta ecuación, la tasa de transferencia máxima ocurrirá cuando el oxígeno en la solución sea cero y no habrá transferencia de oxígeno cuando el sistema se encuentre saturado.

La concentración de saturación de oxígeno en agua es un valor que se determina experimentalmente y dependerá de la temperatura de la dilución.

3B1-7.- TASA DE TRANSFERENCIA DE OXIGENO EN CONDICIONES ESTÁNDAR ₍₁₎:

La tasa de transferencia de oxígeno en condiciones estándar (O Standard Oxygen Transference Rate en ingles o SOTR en abreviatura) es la masa de oxígeno transferida por unidad de tiempo a un volumen determinado de agua en condiciones estándar (La Comunidad Europea define el término como Capacidad de Oxigenación) y se calcula de la siguiente manera:

$$SOTR = (k_1 a)_{20} * (C_{\infty}^*)_{20}$$

Donde

$(C_{\infty}^*)_{20}$ = Concentración de saturación a 20 grados C = 9.09 mg/L

$(k_1 a)_{20}$ = Coeficiente de transferencia de oxígeno en agua limpia a 20 grados C

3B1-8.- EFICIENCIA DE TRANSFERENCIA DE OXIGENO ESTÁNDAR ₍₁₎:

La eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones estándar (O Standard Oxygen Transference Efficiency en ingles o SOTE en abreviatura) es la fracción de

oxígeno suministrado al reactor de lodos activados que realmente se transfiere o disuelve en el líquido a condiciones estándar.

$$SOTE = \frac{SOTR}{w_0}$$

Donde w_0 representa la fracción másica de oxígeno en aire seco y se calcula de la siguiente manera:

$$\frac{w_0}{w} = 0.2095 \frac{\text{mol de } O_2}{\text{mol de aire}} * 32 \frac{\text{g de } O_2}{\text{mol de } O_2} * \frac{\text{mol de aire}}{28.964 \text{ g de aire}} = 0.2315 \frac{\text{g de } O_2}{\text{g de aire}}$$

Donde w es el flujo másico de aire relacionado con la densidad del aire y el flujo volumétrico, que en condiciones estándar se representa como:

$$w = \rho_g * G_g$$

Donde

$$\rho_g = \text{Densidad el gas}$$

$$G_g = \text{Flujo volumetrico del gas en SCFM}$$

Y combinando ambas ecuaciones obtenemos:

$$w_0 (\text{Kg/Hr}) = 0.2315 * 1.293 G_g = 0.30 G_g (\text{m}^3/\text{Hr})$$

$$w_0 (\text{Lb/Hr}) = 0.23 * 0.075 G_g * 60 \text{ min/Hr} = 1.04 G_g (\text{SCFM})$$

$$SOTE = \frac{SOTR (\text{Lb/Hr})}{1.04 G_g (\text{SCFM})} = \frac{SOTR (\text{Kg/Hr})}{0.30 G_g (\text{m}^3/\text{Hr})}$$

3B1-9.- EFECTOS DE LA SUMERGENCIA EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO: (1)

La profundidad a la que el oxígeno es difundido en un reactor de lodos activados (en el caso de sistemas sumergidos) afectara la transferencia de dicho gas en el medio, acorde a la siguiente ecuación:

$$\delta = \frac{(C_{O_2}^*)_{20}}{(C_g^*)_{20}} = \frac{P_g + P_{dgs} + P_v}{P_g - P_v}$$

Donde:

$$(C_{O_2}^*)_{20} = \text{Concentracion de saturacion a } 20^\circ \text{ C a la profundidad del difusor}$$

$$(C_g^*)_{20} = \text{Concentracion de saturacion a } 20 \text{ grados C} = 9.09 \text{ mg/L}$$

$$P_g = \text{Presion barometrica en lb/in}^2$$

$$P_{dgs} = \text{Presion efectiva sobre el difusor (P.Hidrostatica) en lb/in}^2$$

$$P_v = \text{Presion de vapor en lb/in}^2$$

3B1-9.- APLICACIÓN DE LOS FACTORES DE CORRECCIÓN₍₁₎:

La cantidad real de oxígeno requerido en un sistema de lodos biológicos activados, dependerá de la aplicación de los factores descritos a la cantidad de oxígeno en condiciones estándar (SOTR) que tome en cuenta los efectos de salinidad y tensión superficial (factor Beta), temperatura, elevación del sitio, profundidad del sistema difusor (Difusores sumergidos), cantidad de oxígeno deseada en el sistema para mantener su operación, y los efectos de intensidad de mezclado y configuración del reactor. Esto se resumirá en la siguiente ecuación:

$$AO\text{TR} = \text{SOTR} * \left(\frac{\beta C_{\bar{s},T,H} - C_L}{C_{s(20)}} \right) * (1.024^{(T-20)}) * \alpha * F$$

Donde:

$AO\text{TR}$ = Tasa de transferencia de oxígeno en condiciones reales en KgO_2 / Hr

$SOTR$ = Tasa de transferencia de oxígeno en condiciones estándar en agua pura a $20^\circ C$ y cero oxígeno disuelto en KgO_2 / Hr

β = Factor de corrección por características del agua residual, Típicamente 0.95 a 0.98

$C_{\bar{s},T,H}$ = Concentración de oxígeno promedio para saturación en agua limpia en el tanque de aireación a la temperatura "T" y la altitud "H" en mg / L

$$C_{\bar{s},T,H} = (C_{s,T,H}) * \frac{1}{2} \left(\frac{Pd}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right)$$

El término $\frac{1}{2} \left(\frac{Pd}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right)$ representa la presión promedio a la mitad de la profundidad del reactor y toma en cuenta la pérdida de oxígeno derivado del metabolismo microbiano. Si el metabolismo microbiano se desprecia, se puede usar la siguiente expresión:

$$(C_{s,T,H}) * \left(\frac{P_{atm,H} + P_{w,Hmed}}{P_{atm,H}} \right)$$

Los términos de las ecuaciones anteriores representan lo siguiente:

$C_{s,T,H}$ = Concentración de oxígeno para saturación en agua limpia en el tanque de aireación a la temperatura "T" y la altitud "H" en mg/L

P_d = Presión a la profundidad de difusión en kPa

$P_{atm,H}$ = Presión atmosférica a la altitud H en kPa

$P_{w,Hmed}$ = Presión a la profundidad media encima del punto de difusión debido a la columna de agua en kPa

O_i = Concentración porcentual de oxígeno que deja el reactor, usualmente 18 a 21%

Cl = Concentración de oxígeno en operación en mg/L

$C_{s(20)}$ = Concentración de oxígeno disuelto en agua limpia a 20° C y 1 atm en mg/L

T = Temperatura de operación en ° C

α = Factor de corrección por intensidad de mezclado y geometría del tanque

F = Factor de ensuciamiento, típicamente vara entre 0.65 y 0.9 y toma en consideración el ensuciamiento interno (partículas suspendidas en el aire) y el ensuciamiento externo (Crecimiento de biomasa o formación de incrustaciones)

BIBLIOGRAFIA

3B1.- FUNDAMENTOS TECNICOS DE LA DIFUSION DE AIRE:

1. MUELLER, JAMES. Aereation principles and Practice. Ed. CRC. Estados Unidos. Febrero 2007. P.p. 349
2. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
3. RAMALHO, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. S. Fecha, Trad. Domingo Jiménez Beltrán. P.p. 705
4. “ADOLF EUGENE FICK” en Wikipedia Online. Keyword: Adolf Fick
5. “FICK’S LAW OF DIFFUSION” en Wikipedia Online. Keyword: Fick’s Law
6. “RESPIROMETER” en Wikipedia Online. Keyword: Respirometer
7. “HENRY’S LAW” en Wikipedia Online. Keyword: Henry’s Law
8. VOLLAND, WALT. “Henry’s Law” en
<<http://www.800mainstreet.com/9/0009-006-henry.html>>
9. “HENRY’S LAW” en < http://www.doalasvegas.com/html/henry_s_law.html>
10. “ARRHENIUS EQUATION” en Wikipedia Online. Keyword: Arrhenius Equation
11. “KLA SYSTEMS – JET AERATION TECHNOLOGY” en
<<http://www.klasystems.com/pdfs/klaTechGuide.pdf>>

3B2.- SISTEMAS DE DIFUSION DE AIRE:

3B2-1.- DIFUSORES SUMERGIDOS:

Tal como se discutió con anterioridad, los sistemas de difusión de aire se clasificaran acorde a la manera en la que el mismo es introducido al sistema de tratamiento de aguas residuales.

Esta difusión se puede lograr de varias maneras, pero en los difusores sumergidos clásicamente se ha caracterizado por permitir la creación de burbujas de aire al interior del reactor de lodos activados. En el pasado, los sistemas de difusión por medio de burbujas se clasificaban acorde al tamaño de la burbuja producida, siendo típicamente de burbuja gruesa o de burbuja fina con la connotación de que la burbuja fina era más eficiente en la transferencia de oxígeno (mayor área de contacto con mayor número de burbujas). Sin embargo, una delimitación que permitiera la identificación como burbuja gruesa o burbuja fina de una manera clara no fue llevada a cabo por lo que hoy día se tiende a clasificar a estos sistemas acorde a alguna de las siguientes categorías: 1) Difusores porosos o semiporosos, 2) difusores no porosos y 3) difusores de otro tipo (Aereadores jet, Aereadores aspiradores, etc.) los cuales se analizarán a continuación.

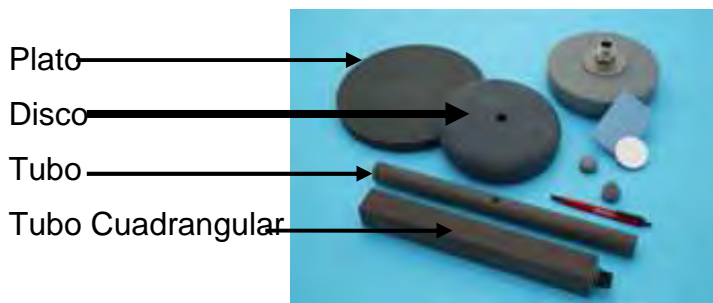
3B2-1.1.- DIFUSORES POROSOS:

Los difusores porosos se encuentran en muchas configuraciones, siendo las más comunes aquellas de domos, discos, membranas y tubos.

A partir de su introducción en los sistemas de tratamiento de aguas residuales, se han utilizado diversos materiales en su construcción, los cuales podemos clasificar dentro de las siguientes categorías: materiales rígidos tales como cerámica y materiales flexibles tales como plásticos. El difusor poroso de materiales rígidos que más se utiliza en el mundo es aquel que se encuentra formado por materiales cerámicos y a continuación se discutirán sus características.

*Difusores de Materiales Cerámicos*_{(3,4,5,7,9,10):}

Los difusores de materiales cerámicos consisten en partículas minerales esféricas o irregulares que son unidas entre sí con materiales adhesivos; dichas partículas son luego comprimidas en diferentes formas (Domos, discos, tubos, etc.) y calentadas a temperaturas elevadas a fin de lograr una unión cerámica entre ellas, con lo que se producen una serie de pasajes interconectados a través de los cuales fluye el aire en el reactor de lodos activados. Mientras el aire emerge de los poros superficiales, el ancho del poro, la tensión superficial y el flujo de aire interactúan para producir el tamaño de la burbuja deseada.



Difusores en cerámica tipo plato, Disco, Tubo, tubo cuadrangular₍₆₎



Difusor tipo domo de cerámica con aire₍₅₎

Los sistemas de aireación por burbuja fina en medios porosos fueron realizados en sus inicios con medios cerámicos colocados en el fondo de los reactores de lodos activados utilizando sílice o dióxido de aluminio como la base del sistema. Estos sistema ofrecieron una excelente eficiencia de operación en cuanto a la

transferencia de oxígeno y sirvieron al fin de demostrar los beneficios adicionales logrados con sistemas de aireación de burbuja fina en cuanto al mezclado promovido en los reactores de lodos activados. Sin embargo, este tipo de difusores presentaba serias limitaciones en lo que respecta a la construcción del tanque, costo del producto y particularmente en lo que respecta a la dificultad para su mantenimiento. Así mismo, en estos y en cualquier sistema de difusión de aire por medio de medios cerámicos, se requiere de que aire filtrado sea introducido al mismo a fin de no tapar los poros formados al interior del material cerámico. Estos sistemas se instalaron desde principios de 1920 y aproximadamente hasta 1960 cuando se desarrollaron los sistemas de difusión tipo domo en Inglaterra y los Estados Unidos. Estos sistemas tipo domo se instalaban en sistemas de tuberías en el fondo de los reactores de lodos biológicos, lo que permitía reducir algunas características de mala operación con los sistemas anteriores. Los primeros domos de cerámica consistían en difusores de 7 pulgadas de diámetro con un tornillo en su centro que unía el sistema a la tubería. Este sistema permitía elevar los difusores del suelo del reactor con lo que se evitaba que el lodo biológico se depositase encima del mismo ante cualquier falla en el sistema productor de aire; así mismo, se reducía el costo de instalación del sistema al tener un sistema integral de distribución de aire.

El sistema tipo domo evolucionó a un sistema superior de difusión de aire conocido como disco difusor, el cual se mantuvo como el estándar de aireación por un periodo de 25 años.

Los sistemas de difusión con materiales cerámicos, son susceptibles de desarrollar biomasa en su superficie y de acumular precipitados inorgánicos en la misma o en el medio interno debido a la gran porosidad de su superficie. Ante esta situación, es necesario utilizar sistemas de lavado a presión o químicos desincrustantes así como tallado mediante medios manuales; esto repercute en los costos de operación y ocasiona una disminución en la eficiencia de transferencia de oxígeno al reducirse la producción de burbujas ante la disminución de área activa.

Actualmente, los difusores de cerámica más comunes en existencia son los difusores de tipo disco que típicamente presentan un diámetro de 9 pulgadas aunque se fabrican en diámetros desde 7 hasta 20 pulgadas, El espesor del disco oscila, normalmente, entre los $\frac{3}{4}$ y los $7 \frac{1}{2}$ de pulgada.

Los difusores de materiales cerámicos pueden manejar flujos de aire y transferencia estándar de oxígeno acorde a la siguiente tabla⁽⁵⁾:

Tipo de difusor	Flujo de aire (SCFM)	SOTE (%) a 4.5 m de sumergencia
Disco	1.0 a 3.0	25 a 35
Domo	0.5 a 2.5	27 a 37
Plato rectangular	2.0 a 5.0 (Ft ³ /Ft ² *min)	26 a 33

En este tipo de difusores de materiales cerámicos no es recomendable la ausencia de aire (Flujo de aire igual a cero) ya que los difusores se incrustaran de residuos sólidos o biomasa casi inmediatamente.

El costo de fabricación de un difusor de materiales cerámicos será más elevado en relación a un difusor de materiales plásticos en aproximadamente un 200 a 300%.

Un disco nuevo de cerámica sin incrustaciones operando a 1.5 SCFM tendrá una pérdida de presión inicial de aproximadamente 6.5 pulgadas de agua, este valor aumentara considerablemente al paso del tiempo y no existirá forma de regresar al mismo valor inicial aun cuando se remueva la suciedad inorgánica (incrustaciones) o la biomasa generada en el difusor. Esto representara un mayor consumo de energía derivado de la necesidad de vencer la sobrepresión adquirida.

Un ensuciamiento del "Tipo 1"^(12, 14) en un difusor de tipo cerámico, representa una saturación de los poros causada principalmente por materiales orgánicos producto de la contaminación del aire (mal filtrado), tuberías de distribución sucias, precipitados en el agua residual de carbonatos o hidróxidos metálicos, aceites del sistema productor de aire, etc. Este ensuciamiento afectara a la caída de presión del difusor pero no afectara la distribución de oxígeno del sistema. Lo anterior se traducirá, normalmente, en un aumento de la presión diferencial del sistema

productor de aire con su consiguiente aumento de amperaje y el respectivo aumento de la tarifa eléctrica en aproximadamente un 10% de su valor inicial.

La agencia de protección ambiental de los Estados Unidos (EPA) realizó un estudio en 1989^(12, 14) de los efectos del ensuciamiento de "Tipo 1" en difusores de cerámica y concluyó que en una planta de tratamiento promedio se tendría un aumento en la caída de presión en difusores, de 1 pulgada columna de agua por mes: esto representa que el mantenimiento se volvería no justificable más que 1 vez por año y se acarrearía un aumento de hasta 12 pulgadas columna de agua en la presión requerida por el aparato suministrador de oxígeno con su consiguiente aumento en el costo energético.

Un ensuciamiento "Tipo 2"^(12,14) en un difusor de tipo cerámico, representa una formación de biomasa en la superficie del mismo. Esta formación de biomasa no tendrá efecto en la difusión de oxígeno por sí misma, pero si la biomasa sobrepasa ciertos niveles ocasionara que las burbujas de aire que salen del difusor presenten coalescencia debido a que han tenido contacto entre ellas mismas. Las burbujas de mayor tamaño así formadas ocasionaran que la capacidad de tratamiento de la planta se vea afectada de manera significativa, requiriendo mas oxígeno en el sistema para compensar este efecto (Pues se tendrán burbujas gruesa en lugar de burbujas finas).

En el mismo estudio realizado por la EPA mencionado en el apartado anterior, una planta de tratamiento promedio experimentaría una pérdida en la transferencia de oxígeno del 5 al 30% por año con su consiguiente aumento de costo.

El costo de la limpieza de los difusores de cerámica, acorde a lo documentado por la agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos en su estudio de 1994 realizado por la "Southern Methodist University"⁽¹²⁾ se calcula en relación a las horas hombre empleadas para su realización; así pues, se requerirán de 4 a 6 horas hombre para vaciar el reactor de lodos activados, 20 horas hombre para limpiar un tanque que contiene 1000 difusores, 20 horas hombre para lavar a presión 1000 difusores, 10 horas hombre para inspeccionar y reparar fallas en 1000 difusores, 60 horas hombre para lavado con solución acida (HCl o similar) lo

que representaría 116 horas hombre por cada 1000 difusores con su consiguiente pérdida en la capacidad de tratamiento de la planta.

Difusores porosos de Materiales Plásticos^{(16, 17, 18, 19):}

Los difusores porosos de materiales plásticos consisten, en términos generales, de piezas moldeadas de polímeros termoplásticos que presentan en su configuración microscópica espacios celulares abiertos (o poros). La característica porosa es creada a través de un proceso de sinterizado.

En la mayoría de los casos, una configuración en polvo del termoplástico es sujeta a un proceso térmico de compresión que ocasiona que las partículas del polvo termoplástico se unan unas a otras dejando espacios libres existentes entre ellas y creando así la superficie porosa adecuada; este proceso es normalmente conocido como sinterizado.

El tamaño del poro se controla al controlar el tamaño de la resina plástica que le da origen, pudiendo variar de 5 a 500 micrones; mediante las adecuadas manipulaciones técnicas, es posible regular el espacio vacío en el difusor al regular la forma de la resina (irregular, esférica, etc.): así mismo, es posible regular la superficie del mismo, su fortaleza mecánica, su rigidez, etc., mediante la adición o eliminación de aditivos durante el proceso de sinterizado o posterior a él.

Los difusores porosos de materiales plásticos pueden encontrarse en los siguientes materiales: Acrílicos, Policarbonatos, Polivinilo Cloruro (PVC), Polivinilo Cloruro clorado (CPVC), Polietileno de alta densidad (HDPE), Polietileno de ultra alto peso molecular (UHMWPE), Polipropileno, Polivinilo Fluoruro, Teflón®, etc. Los difusores más comunes en tratamiento de aguas residuales son los fabricados en polietileno de alta densidad.



Difusores porosos de HDPE⁽¹⁶⁾

En estos difusores plásticos existen los mismos problemas de dificultad en su mantenimiento debido a formación de ensuciamientos del “tipo 1” o del “tipo 2”. Así mismo, los difusores de materiales plásticos deben tener especial cuidado dada su resistencia mecánica que es mucho menor que en los difusores de materiales cerámicos.

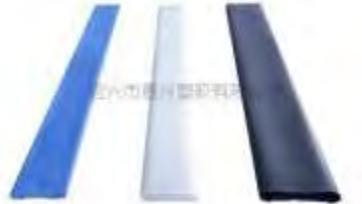
Difusores de membranas plásticas^(20,21,22):

Los difusores de membranas plásticas consisten, en términos generales, de láminas u hojas de materiales plásticos que han sido perforadas acorde a patrones característicos. Las perforaciones pueden ser de diversos tamaños, las láminas pueden ser de diversos materiales y los espesores variaran de un proveedor a otro.

Las membranas comerciales se encuentran en espesores que varían de 5 a 8 mm; el tipo más común de membrana utilizada es aquella fabricada en EPDM aunque también existen en poliuretano, poliuretano de alta temperatura, silicón, y recientemente se está explorando las membranas con recubrimientos de teflón. En las membranas de EPDM se adicionan además a la lámina, compuestos como hule natural, negro de humo, cenizas, y aditivos orgánicos que mejoran sus características de resistencia mecánica.

Las formas más comunes de utilizar membranas en difusores son mediante la formación de “tubos” de membranas o mediante la formación de discos de membranas. Las membranas para “tubos” son extruidas en instalaciones especializadas donde se debe mantener una vigilancia especial para que su

espesor sea constante. Los tubos de membrana típicamente se fabrican en longitudes desde 50 cm hasta 1.5 metros. Un difusor tipo tubo con membrana, tendrá típicamente un elemento de soporte cuya función consiste en crear una cámara de aire que permita a este salir por los poros perforados en la membrana.



Membranas tubulares de poliuretano de alta temperatura (izq.), silicón y EPDM (der.)⁽²³⁾



Difusor tubular con soporte de PVC⁽²⁰⁾

Las membranas tipo disco son inyectadas o comprimidas en instalaciones especializadas con el mismo cuidado para que tengan un espesor estándar. Se fabrican en tamaños desde 4 pulgadas hasta 20 pulgadas en los mismos espesores que las membranas para tubos y los mismos materiales. Estas membranas requieren de un disco de soporte que cubre la función de crear una cámara de aire para permitir el paso de este a través de las perforaciones.



Difusores tipo disco^(21,22)

Los difusores de membrana pueden manejar flujos de aire desde 1 hasta 20 SCFM una y eficiencia de transferencia de oxígeno estándar de entre 22 hasta un 43%.

En este tipo de difusores la ausencia de aire (Flujo de aire igual a cero) no es un problema ya que este tipo de difusores no se ve afectado por la acumulación de lodo.

El costo de fabricación de un difusor de materiales plásticos será más barato en relación a un difusor de materiales cerámicos en aproximadamente un 200 a 300%.

Un disco nuevo de membrana sin incrustaciones operando a 1.5 SCFM tendrá una pérdida de presión inicial de aproximadamente 6.5 a 12 pulgadas de agua dependiendo de las perforaciones.

Las membranas plásticas presentan, así como los sistemas de cerámica, problemas de ensuciamiento derivado de incrustaciones por minerales o por crecimiento de biomasa (Tipo 1 o Tipo 2) pero su limpieza solo requiere en la mayoría de los casos un flexionamiento de la misma al introducir por breves espacios de tiempo aire en exceso al difusor promoviendo el desprendimiento de la suciedad.

Las perforaciones en los difusores de membrana variaran acorde a cada proveedor; en los difusores circulares se perfora toda la superficie generando gran eficiencia en la transferencia de oxígeno y poca pérdida de presión. En los difusores tubulares se realizan perforaciones en la parte superior o en la parte

inferior, acorde a las necesidades de mezclado. El tamaño de la perforación variara en ambos casos desde 0.5 mm hasta 2 mm.

La vida media de una membrana variara de 5 a 10 años, dependiendo del fabricante.

3B2-1.2.- DIFUSORES NO POROSOS^(24, 25, 26):

Los difusores no porosos son normalmente sistemas que promueven burbujas gruesas tal como entendido históricamente. Esto quiere decir, que en este tipo de difusores se presentan grandes aberturas que generan grandes burbujas; así pues, es de notar que casi todos estos sistemas operan aproximadamente con el mismo consumo energético ya que no existen diferencias operativas en su aplicación. Generalmente, estos sistemas comprenden un gasto energético de hasta 2 veces más que los difusores porosos antes descritos.

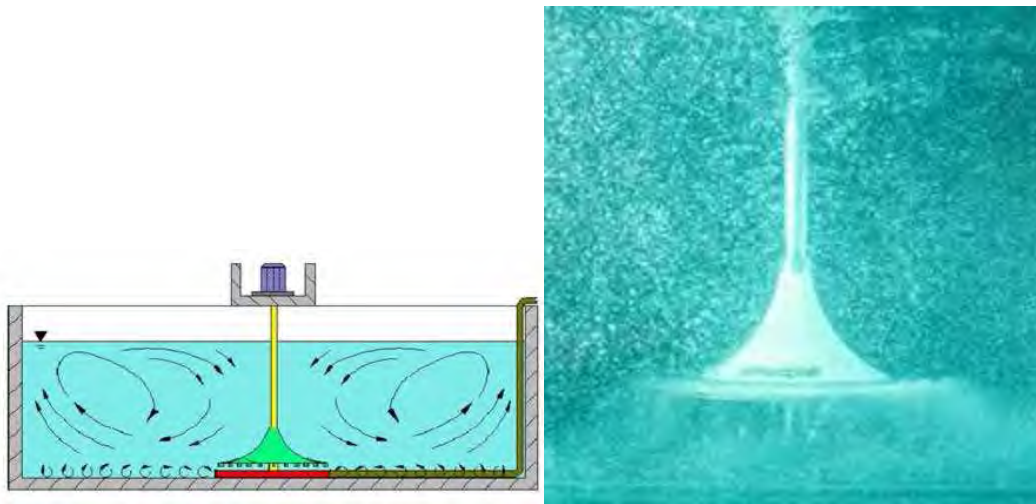


Difusores de burbuja gruesa^(24, 25, 26)

Los difusores no porosos pueden manejar flujos de aire desde 3.3 hasta 30 SCFM y una eficiencia de transferencia de oxígeno estándar de 9 a 13%.

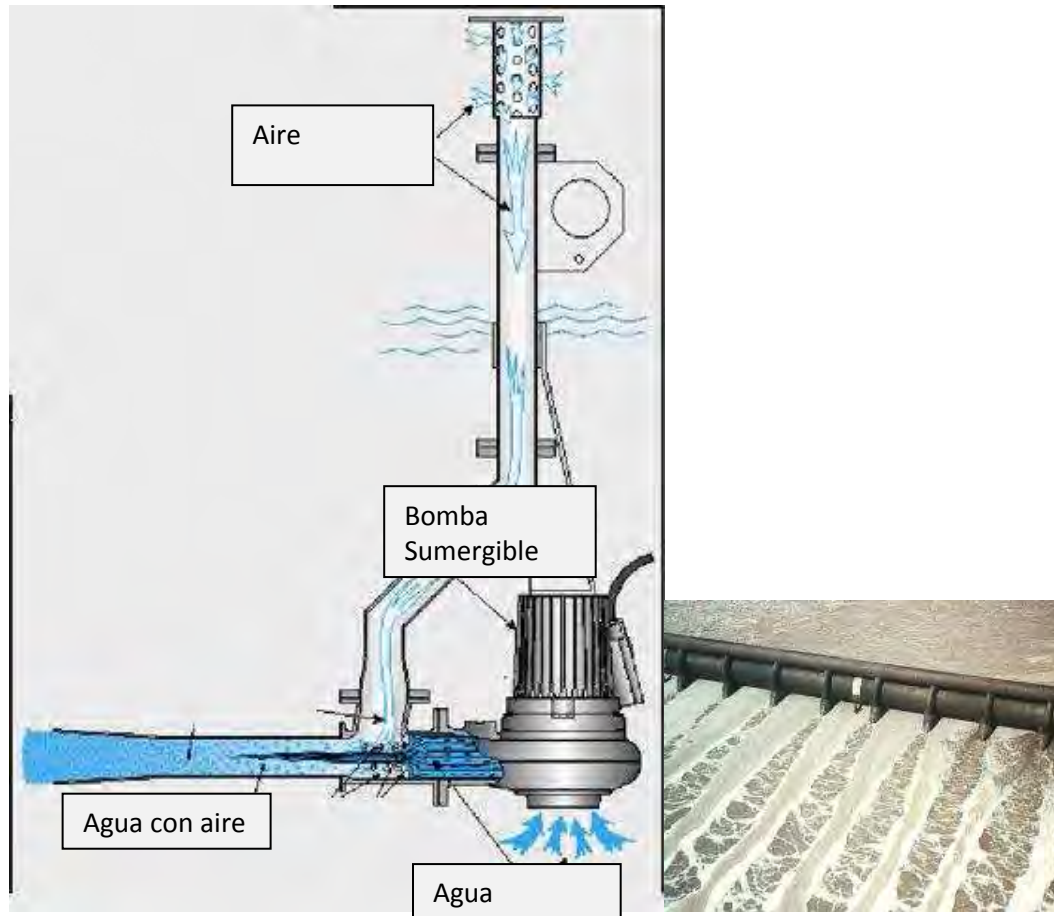
3B2-1.3.- DIFUSORES DE OTRO TIPO ^(27,28):

Existen otros medios de introducir aire de manera sumergida en un reactor de lodos activados, los cuales representan alternativas en cuanto al diseño de los mismos se refiere. Estas alternativas trataran, de muy diversas maneras, de introducir aire al fondo del reactor mediante sistemas que produzcan burbujas o mediante agitación del agua residual que promueva la incorporación natural de aire al sistema. Entre las alternativas más comunes de este tipo de aireación tenemos a los mezcladores sumergidos, los cuales son sistemas que funcionan con la introducción de aire a un sistema de aspas de un agitador, lo que promueve la creación de burbujas y el mezclado del reactor de lodos activados.



Mezcladores Aeradores sumergidos.⁽²⁷⁾

Así mismo, tenemos a los sistemas de aeración tipo Jet, los cuales consisten en la utilización de un sistema de bombeo que succiona el lodo del reactor activado y un eyector conectado a la atmosfera que succiona aire produciendo el mezclado del mismo.



Aereadores tipo Jet⁽²⁸⁾

Estos sistemas de otros tipos podrán trabajar con flujos de aire desde 54 a 300 SCFM con eficiencias de transferencia de oxígeno de un 15 a 24%. Sin embargo, su costo de instalación y mantenimiento serán elevados en relación a los sistemas de difusión sumergida anteriormente descritos.

3B2-2.- DIFUSORES NO SUMERGIDOS^(29, 30, 31):

Los sistemas de difusión de aire no sumergidos serán aquellos que promuevan la introducción de aire al reactor de lodos activados utilizando para ello el principio de exposición del agua hacia el aire y no la introducción de aire en el sistema mediante difusión. Esta tecnología será menos eficiente en la transferencia de oxígeno ya que requerirá mover grandes cantidades de agua para lograr la misma área de contacto que un sistema de difusión sumergido.

Dentro de los sistemas más comunes en este tipo, tendremos a los Aereadores superficiales de tipo turbina. Estos sistemas consisten en grandes flotadores en los cuales se instalan motores que mueven a sistemas de aspas promoviendo con

ello que el agua del reactor salga a la superficie y este en contacto con el agua. Estos sistemas se encontraran disponibles en bajas velocidades (36 RPM) y en altas velocidades (1420 RPM) con motores desde 1.5 kw hasta 110 kw



Aereadores tipo turbina⁽²⁸⁾

Dentro de los Sistemas de aeración superficial tendremos, así mismo, a los sistemas de disco sumergido, los cuales son sistemas de discos con perforaciones que al girar permiten que pequeñas cantidades de agua suban a la superficie y entren en contacto con el aire. Estos sistemas se utilizaran principalmente en lagunas de oxidación o sistemas con poco flujo.



Sistema de aeración superficial tipo disco.^(30,31)

3C.- COMPRESORES Y SOPLADORES:

3C1.- GENERAL_(1, 2, 3, 4, 5)

Tal como se discutió con anterioridad, existen numerosas formas de introducir aire en un sistema de lodos activados ya sea mediante difusión del mismo en el sistema o mediante agitación de la mezcla e incorporación del mismo mediante ello.

Dentro de los sistemas de difusión de aire a través de difusores de materiales porosos o no porosos, será siempre necesaria la introducción de aire comprimido al sistema, lo que se logra mediante un compresor de aire o un soplador. Un compresor de aire mantiene una presión constante a la salida del mismo producto de la compresión interna del gas y un soplador no comprime al gas internamente sino que este se comprime producto de la presión diferencial a la salida del sistema. El compresor o soplador se conecta a un sistema de distribución (tuberías) que conducirá el aire hacia el sistema seleccionado de difusión.

Los sistemas productores de aire han estado con la humanidad por cientos de años y si bien los artefactos primitivos presentan pocas similitudes con los actuales, estos no existirían si no se hubiesen desarrollados los primeros ya que su principio de acción es casi el mismo: Aire entra a un contenedor que permite la compresión del mismo al reducir su volumen y aumentar su presión y su temperatura acorde a la ley de los Gases Ideales; en el caso de los sopladores el aire es comprimido en el exterior del equipo por lo que, en principio, su funcionamiento es igual.

Dentro de los sistemas de producción de aire más comunes en el diseño de sistemas de lodos activados, tenemos a los sopladores de desplazamiento positivo (Normalmente de tipo lobular), los compresores de tipo centrífugo y los compresores de venas variables (o tipo turbina). En los apartados siguientes se profundizara en las características de estos sistemas y su aplicación a la tecnología de lodos activados.

3C1 GENERAL:

1. *"FUELLE NEUMATICO"* en Wikipedia Online. Keyword: Fuelle Neumatico
2. *"LEY DE LOS GASES IDEALES"* en Wikipedia Online. Keyword: Ley de los gases ideales
3. MILLER, JASON. "A Brief History of Air Compressors" en <http://ezinearticles.com/?A-Brief-History-of-Air-Compressors&id=867233>
4. *"AIR COMPRESSOR HISTORY"* en http://www.compressorman.co.uk/air_compressor_history.htm
5. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819

3C2.- COMPRESORES DE TIPO CENTRÍFUGO^(1, 2, 3, 4)

El compresor centrífugo es una máquina de turbina en la que aire entra al equipo compresor cerca de su eje en dirección axial y es impulsado en forma radial por la fuerza centrífuga producida por el movimiento de un impulsor. El aire que sale radialmente y a gran velocidad del impulsor es llevado a la carcasa del compresor o a un sistema deflector, donde la energía cinética del aire se transforma en energía potencial en forma de presión.

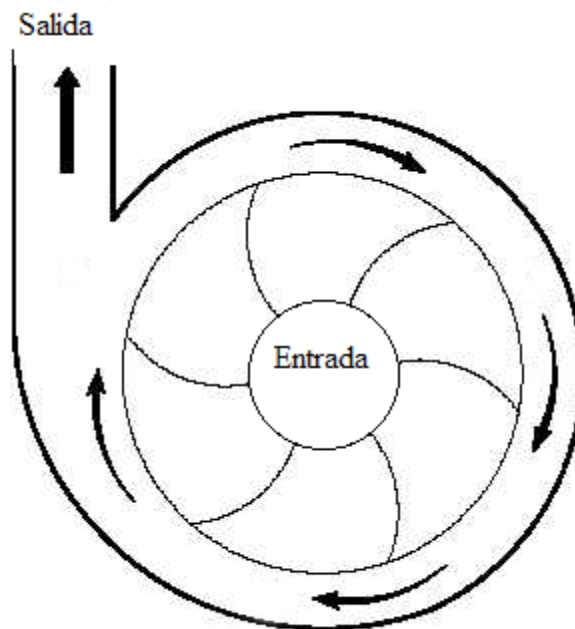
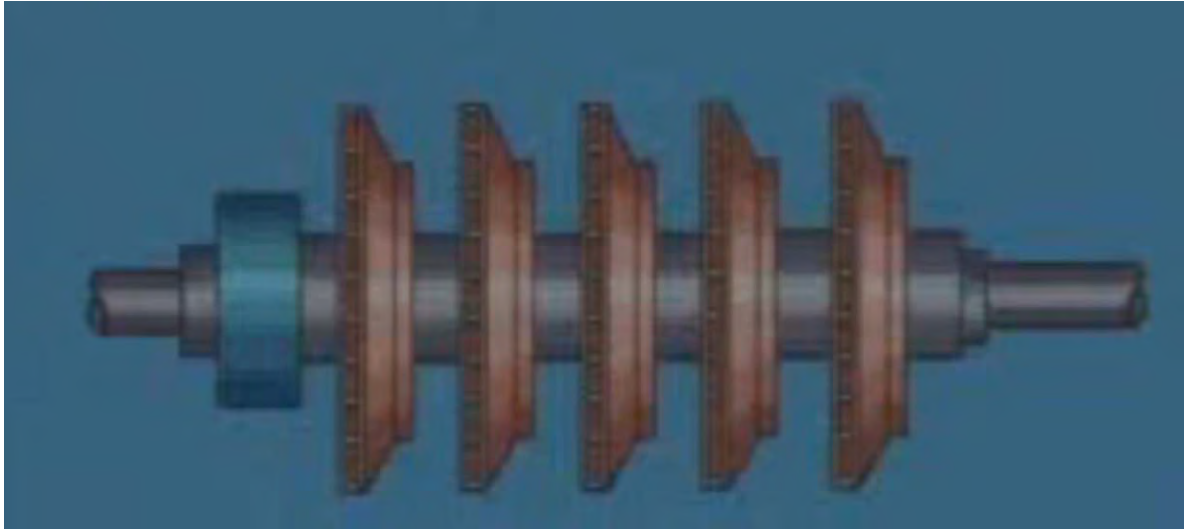


Diagrama simplificado de un soplador centrífugo

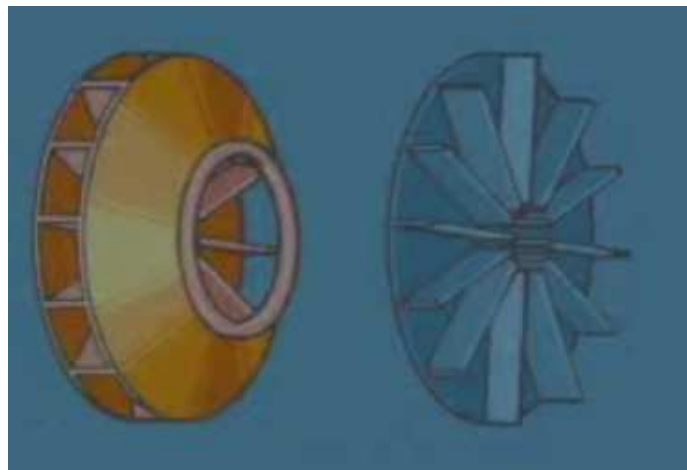
Dentro de la carcasa de un soplador de tipo centrífugo, se encuentra el rotor (flecha, propela, etc.) que normalmente es una sola pieza de material metálico donde se anclan los impulsores y que se encuentra acoplada al motor de equipo. La mayoría de los compresores centrífugos tienen un pistón de balanceo en uno de los extremos de esta pieza, a fin de evitar esfuerzos innecesarios en la misma. Existen también rotores de otros tipos que se encuentran fabricados de varias piezas y los mismos se utilizarán acorde a la experiencia del proveedor del equipo. Estos rotores se utilizarían principalmente en compresores de tipo vertical.



Rotor o flecha de un compresor con alabes y pistón de balanceo⁽³⁾

Los impulsores son la parte más crítica de un compresor, pues su tamaño, forma y velocidad determinarán el funcionamiento del mismo. Comúnmente, se encontraran 2 tipos de impulsores: Impulsores cerrados e impulsores abiertos.

Los impulsores cerrados tendrán una obstrucción a ambos lados de los mismos con solo una abertura central que permite el paso de aire hacia los mismos. Estos impulsores cerrados serán los más comunes en los sistemas de tratamiento de aguas residuales. Los impulsores abiertos tendrán una abertura en solo uno de sus extremos y no una abertura central.



Impulsor cerrado e impulsor abierto⁽³⁾

Mientras el aire sale del impulsor y se dirige a la carcasa, pasara al sistema deflector el cual es un espacio de mayor volumen que ocasionara que la energía cinética del aire sea transformada en energía potencial. En los compresores

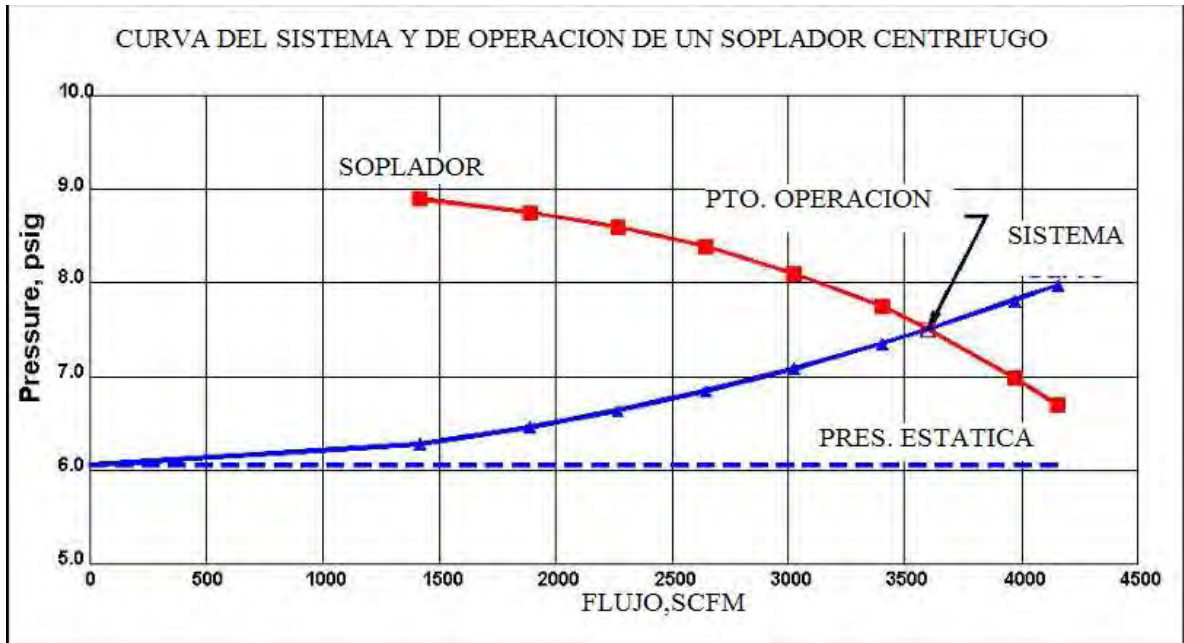
centrífugos de una sola etapa, este difusor descargará el aire a la atmósfera. En los compresores centrífugos de varias etapas, el difusor formará un paso o diafragma (en forma de “U”) que enviará el aire directamente al siguiente juego de alabes del compresor hasta completar el número de etapas y salir del último difusor hacia el sistema.



Funcionamiento de un compresor centrífugo de varias etapas⁽³⁾

En este tipo de compresores centrífugos, existen numerosas piezas mecánicas que se encuentran en contacto unas con otras; así pues, se debe introducir aceite al sistema a fin de reducir las fricciones en el mismo y también para balancear los alabes de los difusores.

Los sopladores centrífugos se utilizarán en aquellas instalaciones donde se requieran capacidades de flujo de aire iguales o mayores a 425 m³/Hr (15,000 ft³/min) con rangos de presión de 7 a 9 PSIA⁽⁴⁾. Los sopladores centrífugos tienen características de operación similares a las de una bomba centrífuga: esto quiere decir que la presión de descarga se logra a un 50 por ciento de la capacidad y luego la misma disminuye. El punto de operación de un soplador centrífugo será dado por la intersección de su curva de capacidad característica y la curva del sistema acorde a lo descrito en la siguiente gráfica:



La curva de operación de un soplador centrífugo como la aquí mostrada, es una grafica de la presión del mismo versus el volumen de aire a la entrada del sistema. En estos sistemas, tal como se puede observar, la curva de operación es una curva decreciente donde la presión decrece al aumentar el volumen de aire. Los sopladores de tipo centrífugo se referencian normalmente a condiciones estándar de aire (20° C, 1 atmosfera de presión y 36% de humedad relativa). El aire estándar a estas condiciones tendrá un peso específico de 1.20kg/m³. Las variaciones en la densidad del aire afectaran el funcionamiento del soplador; así pues, cualquier cambio en la temperatura de succión del aire o en la presión de succión del aire afectara la densidad de este y por consiguiente el funcionamiento del compresor. Mientras mayor sea la densidad del aire de entrada, mayor será la presión. Como resultado de esto, se requerirá de mayor potencia eléctrica para la compresión del aire Así pues, los sopladores de tipo centrífugo deberán de calcularse para obtener el volumen deseado de aire acorde a las condiciones del sitio y deberán tener motores de suficiente capacidad para poder funcionar en cualquier condición.

A fin de estimar la potencia requerida de un compresor centrifugo, podemos usar la ecuación de compresión adiabática siguiente⁽⁴⁾ que proporcionara un valor estimado adecuado a las condiciones descritas:

$$P_w = \frac{w * R * T_1}{550 * n * e} * \left(\left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{0.283} - 1 \right)$$

Donde:

P_w = Potencia del compresor, en kW

w = peso del aire en kg/s

R = constante de los gases = $8.314 \frac{kJ}{kmol * K}$

T_1 = Temperatura absoluta de entrada en K

P_1 = Presion absoluta de entrada en atm

P_2 = Presion absoluta de salida en atm

$n = \frac{k - 1}{k} == .283$ para aire

$k = 1.395$ para aire

$550 = \frac{Ft * lb}{s Hp}$

e = eficiencia, 0.7 a 0.9

3C2 COMPRESORES DE TIPO CENTRÍFUGO:

1. “*BLOWERS MULTISTAGE CENTRIFUGAL*” en
<<http://www.gardnerdenver.com/tier.aspx?id=154>>
2. “*COMPRESORES CENTRÍFUGOS. TIPOS. COMPONENTES. DIMENSIONAMIENTO. PERFORMANCE. FUNCIONAMIENTO ANORMAL*” en <<http://materias.fi.uba.ar/6720/unidad3.PDF>>
3. “*CENTRIFUGAL COMPRESSOR PRINCIPLE*” en
<<http://www.youtube.com/watch?v=dUJMvIb4iLI>>
4. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse.
Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p.
1819

3C3.- SOPLADORES DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

3C3-1.- SOPLADORES TIPO LOBULAR^(1, 2, 3, 4):

Los Sopladores de desplazamiento positivo fueron descubiertos en 1854 por los Hermanos Philander H y Francis M. Roots en Connersville, Indiana, en los Estados Unidos de America. Tal como cuenta la historia, el descubrimiento se llevo a cabo por casualidad al tratar de lograr una rueda de molino que fuera más eficiente, lo que los llevo a inventar una forma de secar la madera de la rueda de manera más rápida y eficiente mediante el suministro de aire al sistema. Así pues, diseñaron un sistema que tenia 2 rotores (o lóbulos) que giraban en direcciones diferentes. El aire fluía entre los rotores y el cuerpo que los contenía (armazón) y se desplazaba de manera positiva de la entrada a través de las cámaras formadas entre los rotores y al armazón. Al momento en que el rotor movía el aire que se encontraba en la entrada del armazón, el volumen de gas desplazado se comprimía por la presión ejercida en la salida del sistema (presión en la tubería de descarga). La presión de descarga se ajustaba automáticamente a esta nueva presión, permaneciendo constante en el sistema. Cada giro del rotor resultaba así en el desplazamiento y compresión del volumen de aire del mismo afuera del sistema soplador.



Funcionamiento de un soplador tipo lobular y Soplador Tipo⁽³⁾

Los sopladores de desplazamiento positivo demostraron una habilidad para suministrar un volumen constante de aire a una gran variedad de presiones de descarga, remplazando a los compresores centrífugos en varios mercados. Así mismo, los requerimientos de energía (HP o kW) en este tipo de sopladores no era función de la presión de entrada, temperatura o densidad del gas sino era función del volumen desplazado y la presión diferencial a la salida del sistema. Así pues, variaciones en estas condiciones cambiaban la eficiencia volumétrica del soplador más no así su consumo energético.

Los sopladores de desplazamiento positivo entregan aire libre de aceite ya que la cámara de compresión no requiere del mismo para su lubricación debido a que los lóbulos no tienen contacto entre ellos o con el armazón.

Existen sopladores de desplazamiento positivo que pueden manejar volúmenes de aire desde 30 m³/Hr hasta 84,000 m³/Hr y presiones de descarga de 1 hasta 30 psig. Este tipo de sopladores se utilizara, preferentemente, en aplicaciones que requieran aire en flujos menores de 25,500 m³/Hr y presiones de descarga desde 8 psig en adelante.⁽⁵⁾

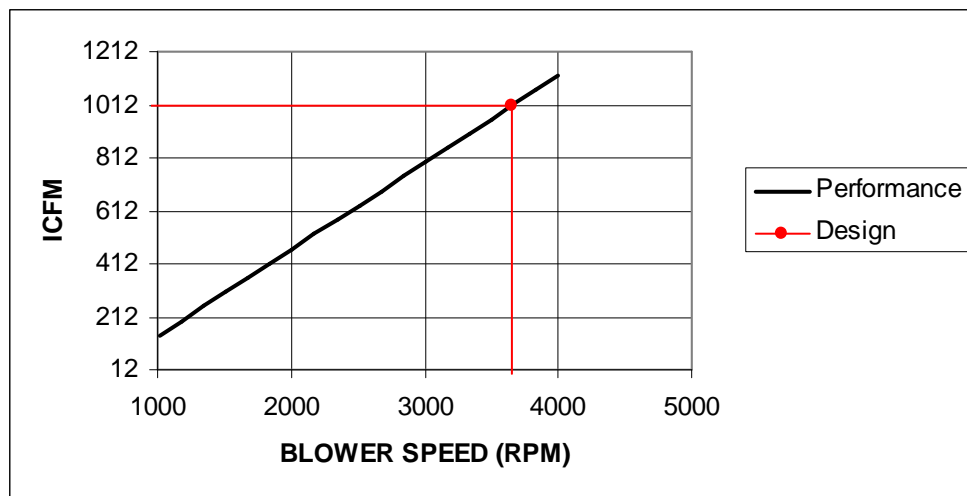
Los sopladores de desplazamiento positivo pueden funcionar con motores eléctricos, de combustión interna, motores de acoplamiento, etc. Lo anterior ya que el desplazamiento de los rotores solo requiere de su acoplamiento con sistemas de poleas a un sistema que haga girar los mismos.

Los sopladores de desplazamiento positivo no generan perdidas energéticas más que en los baleros o engranes del sistema: esto es debido a que los rotores no se encuentran en contacto entre sí o entre el armazón.

En la mayoría de los casos, el armazón de estos sopladores se realiza en fierro fundido y dado que la compresión no se realiza al interior del mismo, no requiere de un sistema de enfriamiento de aceite.

En los sistemas de desplazamiento positivo se puede entregar una gran variedad de flujos de aire con una gran variedad de presiones de descarga en un mismo equipo, debido a la circunstancia de que el sistema dependerá de la potencia del motor, las revoluciones por minuto logradas (volumen de aire desplazado) y a la presión diferencial del sistema. La presión diferencial del

sistema se dividirá típicamente en una presión estática producto de la presión requerida en el sistema difusor para vencer la columna hidrostática de agua y la caída de presión en el sistema que será función del flujo de aire proporcionado. Las siguientes graficas servirán para representar esto de manera clara:



Consumo de potencia, Revoluciones por Minuto y Aire producido en un soplador de desplazamiento positivo⁽⁵⁾

Así pues, en un reactor de lodos activados de una instalación municipal donde se presentaran variaciones en el gasto y variaciones en la carga durante los 365 días del año, el control energético proporcionado por un soplador de desplazamiento positivo solo se podrá lograr al controlar automáticamente la cantidad de aire que entra al sistema mediante válvulas de control adecuado o mediante la regulación de la velocidad proporcionada a los rotores mediante

variadores de frecuencia localizados en el motor. Estos sistemas de control energético deberán estar interconectados con sistemas que monitoreen el comportamiento en el reactor de lodos activados y deberán tener en cuenta el tiempo necesario entre que se toma una acción a este respecto y el tiempo en que esta actúa. Lo anterior será fácilmente logable mediante la integración de estas variables en un proceso de control electrónico adecuado y mediante la corrección “in situ” de los parámetros operativos una vez que se ha detectado el funcionamiento de una planta de tratamiento específica.

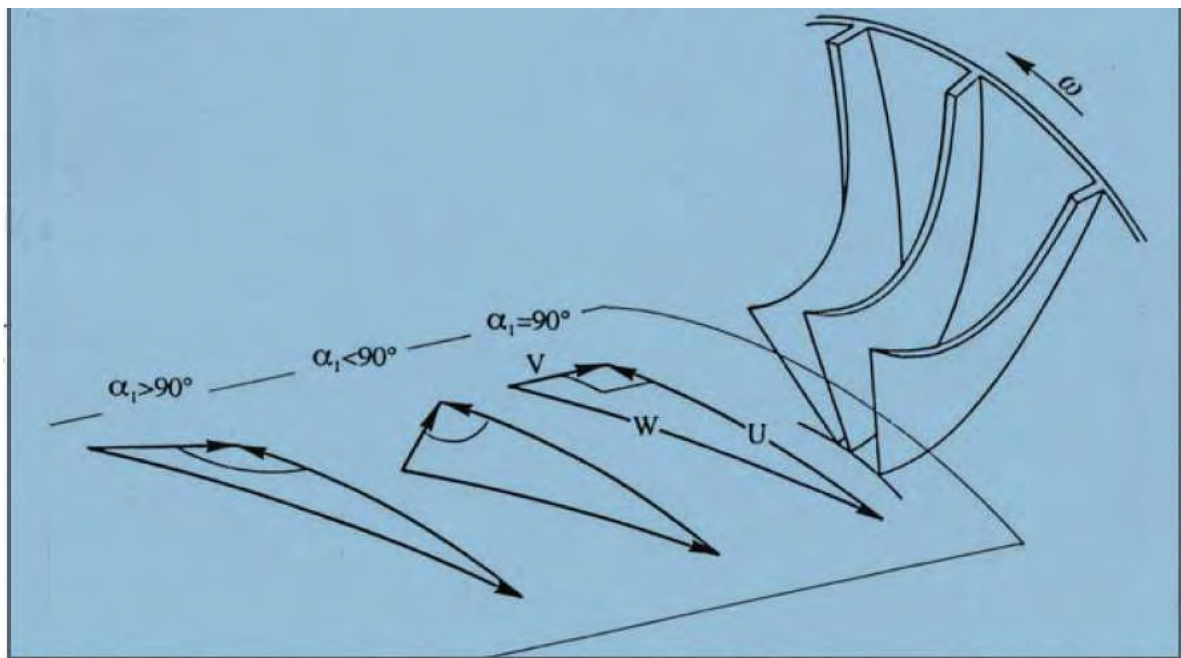
3C3 SOPLADORES TIPO LOBULAR:

1. *“THE HISTORY OF ROOTS BLOWERS”* en
<<http://www.cashflo.co.uk/Roots.html>>
2. *“DRESSER ROOTS BLOWER”* en
<[http://www.lesker.com/newweb/
Vacuum_Pumps/jpg/Photo_Service_Dresserroots.jpg](http://www.lesker.com/newweb/Vacuum_Pumps/jpg/Photo_Service_Dresserroots.jpg)>
3. *“AERZEN POSITIVE DISPLACEMENT BLOWER”* en
<[http://www.aerzenusa.com/US/Homepage/Products/Aerzen-Positive-
Displacement-Blowers/DELTA-BLOWER-Generation-5](http://www.aerzenusa.com/US/Homepage/Products/Aerzen-Positive-Displacement-Blowers/DELTA-BLOWER-Generation-5)>
4. *“UNIVERSAL RAI® BLOWERS”* en
<[http://www.rootsblower.com/index.fm/go/product-
detail/product/Universal-RAI-Blowers/](http://www.rootsblower.com/index.fm/go/product-detail/product/Universal-RAI-Blowers/)>
5. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse.
Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p.
1819
6. BYWATER, ROGER, “Superchargers” en
<http://www.jagweb.com/aj6eng/supercharging_article.html>

3C4.- COMPRESORES TIPO VENAS VARIABLES

Los compresores de tipo turbina son compresores centrífugos similares a los descritos con anterioridad, a los que se les ha añadido la capacidad de ajustar el ángulo de entrada del aire a los alabes de compresión mediante sistemas de venas direccionables. Esto representa que un solo soplador de estas características puede funcionar con flujos de aire que varían desde un 45% a un 90% de su capacidad lo que se traduce como un menor amperaje en el motor y un menor consumo eléctrico.

Los compresores de tipo turbina de venas variables, basaran su eficiencia en el hecho de que al lograr que el aire entre al sistema de compresión en determinados ángulos, el esfuerzo de compresión requerido se verá disminuido o aumentado acorde a los mismos lo que se ejemplifica en la siguiente figura.



Ángulos de entrada logrados con un sistema de venas variables en los alabes de un compresor₍₄₎

Se puede apreciar que si el ángulo de entrada del aire es menor de 90 grados, la energía requerida por la flecha del compresor será menor que si este es a 90 grados y mucho menor que si es mayor de 90 grados.

Las venas direccionables proveen un método eficiente de controlar el consumo energético de los compresores de tipo centrífugo. Lo anterior es derivado a que el control de aire en un compresor centrífugo normal solo podrá ser llevado a cabo al introducir elementos que varíen las características del aire de entrada al mismo, tales como válvulas de mariposa, que proporcionen una caída de presión adecuada al objetivo de flujo deseado. Las venas de entrada, por el contrario, promueven la caída de presión deseada pero además imparten un movimiento al aire que entra en el impulsor del compresor, por lo que el trabajo requerido de compresión se ve disminuido.

El funcionamiento de las venas variables se logra por medio de un actuador adecuado en el exterior del compresor.

La desventaja de este tipo de compresores, radica en que al promoverse una velocidad de entrada mayor al sistema de alabes del compresor, se producirá una velocidad de rotación mucho mayor ya que el compresor estará moviendo a la flecha del equipo: así pues, será necesario se proporcione al sistema con un sistema de enfriamiento adecuado que deberá estar perfectamente separado de las partes del compresor que están en contacto con el aire.

Los sopladores de venas variables se utilizarán en aplicaciones con flujos entre 5100 m³/Hr y 102,000 m³/Hr con presiones de hasta 25 psig.⁽⁹⁾

3C4 COMPRESORES TIPO VENAS VARIABLES:

1. "TURBINAS DE GAS" en
<http://www.uamerica.edu.co/tutorial/4turgas_text3_4.htm>
2. "EFFECT OF VARIABLE INLET GUIDE VANES ON THE OPERATING CHARACTERISTICS OF A TILT NACELLE INLET/POWERED FAN MODEL" en
<http://ntrs.nasa.gov/archive/nasa/casi.ntrs.nasa.gov/19870018195_1987018195.pdf>
3. "TURBINE" en Wikipedia Online. Keyword: Turbine
4. TOUSSAINT, MICHELLE, "Guide vanes upstream the impeller of centrifugal compressor" en
<<http://sti.cnam.fr/turbomachines-moteurs/pdf/EUROT5.PDF>>
5. "VARIABLE INLET GUIDE VANE SYSTEM" en
<<http://www.tpub.com/content/armyaviation/AL0993/AL09930260.htm>>
6. "INLET GUIDE VANES" en <<http://www.turbotechservices.com/igv.html>>
7. "VANE COMPRESSORS" en
<<http://www.about-air-compressors.com/Vane-compressors.html>>
8. RUSS, THOMAS H. "Site planning and design handbook" Ed. Mc Graw Hill. Pag.150
9. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819

3D.- DISEÑO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO PARA UNA P.T.A.R. DE INFLUENTE MUNICIPAL EN LA CIUDAD DE MEXICO:

3D1.- DATOS DE DISEÑO

Los datos que se presentan a continuación han sido ligeramente alterados a fin de proteger los derechos intelectuales de los responsables del diseño, operación y mantenimiento de la P.T.A.R. en cuestión. Sin embargo, se han mantenido constantes los parámetros biológicos y de calidad a fin de ejemplificar el procedimiento de selección de los procesos de tratamiento biológico. La P.T.A.R. en cuestión se encuentra construida y el tratamiento biológico seleccionado debía acoplarse a esta situación a fin de lograr el tratamiento deseado. A continuación se describe brevemente las características de diseño que servirán a la especificación del sistema de tratamiento biológico y de producción/difusión de aire.

En el sitio de la P.T.A.R. predominan las condiciones ambientales siguientes:

- Altura sobre el nivel del mar 2,240 msnm
- Temperatura mínima 6° C
- Temperatura promedio 20° C
- Temperatura máxima 32.0° C

Para el diseño de la planta se tomara en consideración lo siguiente: 2,240 msnm y 20°C.

La capacidad hidráulica de la Planta de Tratamiento (Total) es de 3,000 LPS (259,200 m³/h).

Los principales parámetros del agua residual influente a la P.T.A.R. se enlistan en la siguiente tabla:

Parámetro	Unidades	Valores
Ph	u. s	6.5 – 8.5
DBO5 Total	mg/lt	225.0
DQO Total	mg/lt	416.3
SST	mg/lt	200.0
SSV	mg/lt	140.0
Fósforo Total	mg/lt	10.0
Nitrógeno Total	mg/lt	50.0
Nitrógeno Amoniacal	mg/lt	37.5

Parámetro	Unidades	Valores
Nitrógeno Orgánico	mg/lt	12.5
Coliformes Fecales	NMP / 100 ml	2.00E +07

Los principales parámetros de la calidad de agua tratada a la salida de la P.T.A.R. se enlistan en la siguiente tabla:

Parámetro	Unidades	Valores
pH	u. s	7.0 – 8.0
DBO5 Total	mg/lt	20.0
DQO Total	mg/lt	60.0
SST	mg/lt	20.0
SSV	mg/lt	15.0
Fósforo Total	mg/lt	10.0
Nitrógeno Total	mg/lt	40.0
Nitrógeno Amoniacal	mg/lt	32.0
Nitrógeno Orgánico	mg/lt	8.0
Coliformes Fecales	NMP/100 ml	1000

El agua residual que entra a la P.T.A.R. en cuestión proveniente de un cárcamo de bombeo y se conduce a gravedad hasta una caja derivadora de flujo. El flujo se deriva a 3 unidades de tratamiento, denominadas I, II y III, con 4 tanques c/u y a las cuales corresponde un flujo total de 2,424 LPS. Los flujos a cada unidad se distribuyen de la siguiente manera:

Unidad I: 808 LPS o 202 LPS cada tanque

Unidad II: 808 LPS o 202 LPS cada tanque

Unidad III: 808 LPS o 202 LPS cada tanque

Las unidades tienen un sistema de sedimentación primaria antes del inicio del espacio destinado a reactor biológico, cuya función consiste en la separación, por la acción de gravedad, de las partículas en suspensión cuyo peso específico sea

mayor que el del agua. Los sólidos sedimentados en esta acción se extraen del sistema para su posterior disposición. En la parte superior de los sedimentadores las natas o grasas flotantes son removidas mediante un sistema desnatador adecuado.

La remoción deseada de carga en estos sistemas es de 89.99% de DBO5 y un 88.89% de SST.

El efluente de sedimentadores primarios de la unidad I, II, III, se conduce a gravedad a una etapa inicial en los reactores de lodos activados, mejor conocida como etapa de selectores anóxicas, cuya función principal es mantener en contacto óptimo el flujo de retorno de los lodos biológicos (RAS) y la materia orgánica contenida en las aguas residuales de los sedimentadores primarios. Esta etapa no contiene suministro de oxígeno, para “obligar” a que los microorganismos tomen otros precursores o aceptores de electrones que provean la energía de mantenimiento celular. Este mecanismo favorece el crecimiento de organismos sedimentables que serán útiles en la clarificación secundaria. El contacto entre ambas corrientes de flujo es proveído por equipos de mezclado adecuado.

La P.T.A.R cuenta pues con:

1.12 reactores de lodos activados con dimensiones establecidas y volúmenes de 4,425 m³ cada uno. En la parte inicial de cada reactor de lodos activados, se tiene la etapa de contacto o selector con volumen de 725.0 m³, y la parte restante de 3,700 m³ corresponde a la zona de aireación y oxidación de la materia orgánica.

El sistema así descrito deberá poder tratar 2424 LPS de agua residual municipal con las características de calidad de agua influente y efluente especificadas. Se deberá verificar el diseño de los reactores de lodos activados y corroborar su capacidad de tratamiento, se deberá especificar el mejor sistema de aireación (difusor/compresor de aire o soplador) que permita lograr el tratamiento de la mejor manera posible y con los mejores escenarios de costos respecto de suministro, instalación y mantenimiento.

3D2.- TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Si consideramos los parámetros descritos en el apartado anterior, así como las ecuaciones descritas anteriormente, podemos verificar la capacidad de tratamiento del sistema descrito de la siguiente manera:

En los reactores 1 a 12 se tendrá:

1. Un flujo de alimentación a cada uno de 202 LPS
2. DBO5 de 198 mg/Lt (225 de carga en influente menos 12% de remoción en sedimentador primario)
3. Remoción de carga orgánica de 89.90% (20 mg/Lt a la salida de la PTAR)

Si consideramos los parámetros descritos en el apartado anterior, así como las ecuaciones descritas anteriormente, podemos verificar la capacidad de tratamiento del sistema descrito de la siguiente manera:

Calculamos la carga orgánica a tratar en el sistema por día, al multiplicar el flujo de alimentación al sistema por la concentración de DBO5 en el sistema.

$$CO = Q * Si = 2424 \frac{L}{s} * 198.84 \frac{mg}{L} * 86400 \frac{s}{D} * 0.000001 \frac{Kg}{mg} = 41,853.21 \frac{Kg DBO}{D}$$

Calculamos la carga a remover en el sistema:

$$41,853.21 \frac{Kg DBO}{D} * 0.8999 = 37,663.30 \frac{Kg DBO}{D}$$

Establecemos, acorde a lo descrito en el apartado 3A3-2.4.-.-PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y DISEÑO en su apartado relativo al *tiempo medio de retención celular*, un tiempo teórico de diseño suficiente para promover la conversión de compuestos orgánicos particulados en aguas domésticas. Dicho tiempo se fija, arbitrariamente, en 4 días. Se debe recordar que el *tiempo medio de retención celular* toma en estas circunstancias, acorde a los valores experimentales encontrados y a la literatura especializada, valores de 2 a 4 días. Un *tiempo medio de retención celular* de 2 días representara una concentración de Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado con valores menores que un *tiempo medio de retención celular* de 4 días. Esto se traduce en un aumento de volumen del reactor de lodos activados para tiempos menores y en una disminución de volumen para tiempos mayores (i.e. con menos tiempo se requiere más cantidad

de microorganismos para promover la ruta metabólica adecuada que con más tiempo).

Posteriormente, establecemos acorde a lo descrito en 3A3-2.3.- -BALANCES DE BIOMASA en su apartado relativo a la *concentración de sólidos en el licor mezclado*, un valor de concentración de sólidos totales en el licor mezclado. Dicho valor se fija, arbitrariamente, en 2,000 mg/L.

Establecemos, acorde a lo descrito en 3A3-2.3.- -BALANCES DE BIOMASA en su apartado relativo a la *concentración de sólidos en el licor mezclado*, una relación de Sólidos Suspendidos Volátiles a Sólidos Suspendidos Totales. Dicho valor se fija, arbitrariamente, en 0.85. Se recuerda que la relación SSV/SST toma en estas circunstancias, acorde a los valores experimentales encontrados y a la literatura especializada, valores de 0.8 a 0.9. Una relación menor representara un volumen mayor en el reactor de lodos activados que una relación mayor.

Inmediatamente después, Calculamos el contenido de sólidos volátiles utilizando el valor proporcionado:

$$SSV = 0.85 * 2000 \text{ mg/L} = 1700 \text{ mg/L de SSV}$$

El siguiente paso es establecer parámetros biocinéticas (acorde a lo descrito en 3A3-2.2.- CINÉTICA DEL CRECIMIENTO MICROBIANO en su apartado relativo a *Coefficientes Cinéticos*:

$$Y = 0.6 \text{ KgSSV/KgDBO5}$$

$$f_d = 0.125$$

$$SSV_{nb} = 0.2 \text{ KgSSV/KgDBO5 rem}$$

$$K_d = 0.105 \text{ 1/D}$$

Calculamos los parámetros biocinéticas a la temperatura de diseño acorde a lo marcado en el apartado 3A3-2.2.- CINÉTICA DEL CRECIMIENTO MICROBIANO en lo relativo a los *efectos de temperatura en los coeficientes cinéticos*.

$$Kd_T = Kd_{20} * \theta^{T-20} = 0.105 * 1.024^{20-20} = 0.105 \text{ 1/D}$$

Calculamos la Tasa de Producción de Biomasa observada acorde a lo descrito en 3A3-2.3.- -BALANCES DE BIOMASA en lo relativo a la *tasa de producción de biomasa observada*:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + [(k_d) * \theta]} + \left(\frac{f_d * (k_d) * Y * \theta}{1 + [k_d * \theta]} \right) + \frac{X_{0,i}}{(S_0 - S)}$$

$$Y_{obs} = \frac{0.6 \frac{\text{KgSSV}}{\text{KgDBO5}}}{1 + \left[0.105 \frac{1}{D} * 4 D \right]} + \frac{0.125 \frac{\text{KgSSV}}{\text{KgDBO5}} * 0.105 \frac{1}{D} * 0.6 \frac{\text{KgSSV}}{\text{KgDBO5}} * 4 D}{1 + \left[0.1 \frac{1}{D} * 4 D \right]} + 0.2 \frac{\text{KgSSV}}{\text{KgDBO5}}$$

$$Y_{obs} = 0.64 \frac{\text{KgSSV}}{\text{KgDBO5}}$$

La tasa de producción de biomasa observada se calcularía acorde a la temperatura real, utilizando para ello la constante de decaimiento obtenida mediante la corrección por *efectos de temperatura en los coeficientes cinéticos* en la ecuación anterior. Dado que es el mismo valor de temperatura, este valor no se recalcula siendo el mismo obtenido anteriormente:

$$Y_{obs} = 0.64 \frac{\text{KgSSV}}{\text{KgDBO5}}$$

Con los datos obtenidos hasta este momento, verificamos el volumen total necesario para lograr el tratamiento del agua residual municipal, lo anterior se realiza utilizando las ecuaciones descritas en 3A3-2.3.- *BALANCES DE BIOMASA* en su apartado de *balances de Sustratos*:

$$X = \left(\frac{\theta}{\tau} \right) * \left(\frac{Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right)$$

$$V = \left(\frac{Q * \theta}{X} \right) * \left(\frac{Y * (S_0 - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right)$$

$$\left(\frac{2424 * 4}{1700} \right) * \left(\frac{0.64 * (199.84 - 20)}{1 + (0.105 * 4)} \right) = 465.71 \frac{D * L}{s} * 86.4 \frac{s m^3}{D L} = 40,236.98 m^3$$

Que nos proporciona un volumen necesario para lograr el tratamiento de 2424 LPS con una carga de entrada de 199.84 mg/L de DBO5 para obtener una carga de salida de 20 mg/L. Al considerar 12 unidades, cada unidad debe tener 3,353.1

m³; dado que las unidades existentes tienen 3,700 m³, la P.T.A.R. se encuentra en perfectas condiciones de lograr el tratamiento deseado.

Posteriormente, calcularemos la cantidad de oxígeno requerida para lograr el tratamiento (lo que dará pie a la selección del sistema de producción de aire y al sistema de difusión de aire); esto se logra de la siguiente manera:

Acorde a lo descrito en 3A2-3.4 BALANCES DE SUSTRATOS en su apartado de *requerimientos de oxígeno* es posible calcular el oxígeno que se deberá suministrar a un reactor de lodos activados realizando un balance de sustratos y aplicando la siguiente ecuación:

$$R_o = [Q * (S_o - S)] - [1.42 * P_{X_{bio}}].$$

En esta ecuación, el primer término representa la carga orgánica removida en el reactor de lodos activados y el segundo término representa la purga total de sólidos medida en SSV. Se recordara que este término se puede calcular acorde a la siguiente ecuación:

$$P_{X_{bio}} = P_{X_{t,SSV}} - P_{SSVnb}$$

Donde el primer termino representa la purga total de sólidos medida en SSV tal como descrito en 3A2-3.4 BALANCES DE SUSTRATOS en el apartado relativo a la *concentración de sólidos en el licor mezclado* la cual se puede calcular utilizando la siguiente ecuación:

$$P_{X_{T,SSV}} = \left[\left(\frac{Q * Y * (S_o - S)}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + \left[\left(\frac{f_d * (k_d) * Y * Q * (S_o - S) * \theta}{1 + [k_d * \theta]} \right) \right] + [Q * X_{o,i}]$$

El segundo término, La purga de sólidos volátiles no biodegradables, se refiere a los sólidos volátiles no biodegradables que provienen de material orgánico en el influente o material celular producto de la lisis celular. Para aguas residuales municipales, los SSVnb variaran en concentraciones de 10 a 40 mg/L y si existe tratamiento primario variaran entre 10 a 40 mg/L.

Utilizando las ecuaciones descritas, es posible que el ingeniero encargado del diseño de un sistema de tratamiento mediante lodos activados estime el oxígeno necesario para producir las rutas metabólicas adecuadas. Sin embargo, las ecuaciones presentadas tendrán ciertos errores que a continuación se enuncian y que deberán ser tomados en consideración en el diseño de estos sistemas:

1. Las constantes cinéticas utilizadas, presentan valores que se han determinado acorde a la literatura especializada y son por tanto valores arbitrarios cuya verificación experimental no será factible lograr hasta que la P.T.A.R. se encuentre funcionando. Esto quiere decir, que para el Ingeniero encargado del diseño de estos sistemas, existe una numerosa combinación de posibilidades que harán que los resultados obtenidos difieran de los resultados logrados en la operación e la P.T.A.R.
2. La carga orgánica considerada para fines de diseño, es la Demanda Bioquímica de Oxígeno medida en 5 días y no la Demanda Bioquímica de Oxígeno Última. Esto quiere decir, que si se utiliza este valor en el cálculo de los requerimientos de oxígeno, aun existirá carga orgánica presente en el reactor de lodos activados que requerirá oxígeno para su incorporación a las rutas metabólicas adecuadas lo que significa que el oxígeno estimado será insuficiente para lograr el tratamiento deseado.
3. Al momento de diseñar la mayoría de las plantas de tratamiento de aguas residuales, no se tienen datos de laboratorio de la DBO última o de los SSVnb en el influente y la calidad del agua residual en instalaciones municipales no presenta valores estándar 24 horas del día 365 días del año sino que varía durante la hora del día y la época del año.

Así pues se ha establecido, al igual que para las constantes cinéticas, relaciones empíricas para sobrestimar el consumo de oxígeno en un reactor de lodos activados que toman en consideración los siguientes factores⁽²⁾:

1. El oxígeno requerido en un reactor de lodos activados se puede asumir se empleara para lograr el metabolismo de los compuestos carbonáceos y para lograr el metabolismo de los compuestos nitrogenados
2. El oxígeno para lograr el metabolismo de los compuestos carbonáceos se divide a su vez en 2 partes identificadas: Oxígeno necesario para que el lodo biológico tome los compuestos carbonáceos solubles del medio y con ello se produzca la división celular (crecimiento) y oxígeno para oxidar el material celular o digerir las células mediante respiración

endógena. El oxígeno para el metabolismo de compuestos solubles del medio se ha determinado será 0.5 a 0.6 Kg de O₂/Kg de DBO y el oxígeno para la oxidación de material celular se ha determinado será 0.8 to 0.9 Kg de O₂/Kg de DBO. Acorde a lo anterior, el oxígeno requerido para la remoción de DBO variara de 0.7 Kg de DBO removida para lodos biológicos con poco tiempo de retención hasta 1.5 Kg de O₂ por Kg de DBO removida para sistemas con mayores tiempo de retención celular.

3. El oxígeno requerido para lograr la conversión de compuestos nitrogenados (Nitrificación) se ha establecido será de 4.6 Kg de O₂/ Kg de DBO removida. La nitrificación se verá presente en un reactor de lodos biológicos con las siguientes condiciones: Valores de pH entre 7.5 a 8, Tiempos de retención celular de 3 a 18 días, alta concentración de sólidos en el licor mezclado con bajas cantidades de comida presente. La desnitrificación (Conversión de nitratos a gas) permitirá la recuperación en el reactor de lodos activados de aproximadamente 2.86 Kg de O₂/ Kg de NO₃ reducido o removido.

Así pues, se establece para la P.T.A.R. en estudio una relación de oxígeno para remover carga orgánica de 1.4 Kg de O₂/ Kg de DBO removida. Se establece, así mismo, que la baja edad de lodo (4 D) no promoverá la nitrificación por lo que no se considera oxígeno para ello.

Acorde a lo descrito, calculamos la cantidad de oxígeno a suministrar en los 12 reactores de lodos activados.

La carga orgánica removida se calcula de la siguiente manera:

$$[Q * (S_0 - S)] = 2424 \frac{L}{s} * 86.4 \frac{s}{D} * (199.84 - 20) \frac{mg}{L} * 0.001 \frac{Kg}{mg} = 37,664.54 \frac{Kg}{D}$$

Y utilizando el valor descrito, obtenemos el oxígeno requerido en condiciones actuales (AOR):

$$R_0 = 37,664.54 * 1.4 = 52,730.35 \frac{Kg O_2}{D} = 2,197.1 \frac{Kg O_2}{Hr}$$

Lo que representa para cada reactor:

$$4,394.2 \frac{Kg O_2}{D} = 183.09 \frac{Kg O_2}{Hr}$$

Con el valor obtenido, se calcula el oxígeno necesario a condiciones estándar (SOTR), para el sistema de difusión y con ello se calcula el sistema productor de aire, lo que se discutirá en los apartados siguientes.

3D3.- ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE DIFUSIÓN DE AIRE

Podemos establecer las siguientes alternativas de diseño para el sistema de difusión de aire, acorde a lo anteriormente descrito:

1. Difusores porosos.
2. Difusores no porosos.
3. Difusores de otro tipo

En el presente estudio solo se explorarán las opciones de difusión de aire por medios sumergidos, en virtud de que la P.T.A.R. en cuestión cuenta con un sistema propio de producción de aire. Se han seleccionado los siguientes tipos de sistemas de difusión como representantes de los sistemas estudiados:

1. Difusor poroso de materiales cerámicos tipo disco.
2. Difusor poroso de materiales plásticos tipo membrana tubular.
3. Difusor no poroso de burbuja gruesa tipo disco.

Los parámetros que afectarán el tipo de equipo a suministrar para lograr la difusión de aire requerida en los reactores de lodos activados (que se calculó en 52,730.35 Kg O₂/D o 2,197.10 Kg O₂/h o 4,839.42 Lb O₂/h) serán, acorde a lo descrito anteriormente:

1. El factor alfa, por las diferencias en la intensidad de mezclado que se logra en cada equipo y que se traducen en un mayor o menor número de equipos para lograr el mismo efecto de transferencia de oxígeno.
2. La cantidad de oxígeno que cada equipo puede proporcionar al sistema, que igualmente se traduce en un diferente número de equipos para lograr los objetivos deseados.
3. La caída de presión proporcionada al sistema. Lo que se traduce en una selección diferente del sistema productor de aire.
4. El costo de la inversión inicial para el suministro del número de equipos para lograr la misma eficiencia de transferencia de oxígeno.

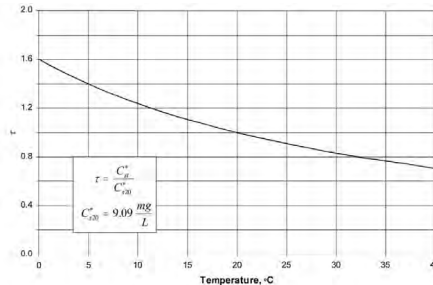
- 5.El costo de mantenimiento de los equipos.
- 6.El costo derivado de la operación con el sistema especificado, que se traduce en energía eléctrica consumida en la P.T.A.R. para distribuir con la misma eficiencia el oxígeno requerido.

A continuación se hace un resumen de los parámetros Alfa, Capacidad del difusor (en FT3/min estándar o SCFM) y eficiencia de transferencia de oxígeno.

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Factor Alfa	0.3	0.6	0.7
Capacidad (SCFM)	0.4 a 3.4	1 a 6	3 a 10
SOTE	25 a 35%	22 a 43%.	9 a 13%.

Con los valores presentados, procedemos al diseño de la tasa de transferencia estándar de oxígeno que nos proporcionara el número de difusores a utilizar de la siguiente manera:

Establecemos la concentración de oxígeno en agua limpia a la temperatura de diseño y a 20 grados centígrados, acorde a lo descrito en 3B1-3.- EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO.



Efectos de la temperatura en la saturación de oxígeno

Lo que nos proporciona una concentración en ambos casos de 9.09 mg/L.

Establecemos la presión barométrica en la Ciudad de México como 10.80 lb/in2.

Establecemos la profundidad a la que se encontraran los difusores (valor típico) a 25 cm del nivel de piso terminado. Esto quiere decir que el difusor tendrá una presión hidrostática sobre de si equivalente a 4,75 metros de agua. Asumiendo que 1 metro de agua equivale a 1.42 lb/in2, la presión equivalente sobre el difusor será de 6.75 lb/in2.

Establecemos los factores Beta, Theta y nivel de oxígeno disuelto en el reactor de lodos activados:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Factor BETA	0.95	0.95	0.95
Factor TETA	1.02	1.02	1.02
Nivel de O2 disuelto (C _L)	1.50	1.50	1.50

Calculamos la concentración de saturación a 20° C a la profundidad del difusor, acorde a lo descrito en 3B1-9.- EFECTOS DE LA SUMERGENCIA EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO:

$$(C)_s = (C_s^*)_{20} * \left(\frac{P_s + P_{ds} + P_v}{P_s - P_v} \right)$$

$$(C)_s = 9.09 \frac{mg}{L} * \left(\frac{10.98 \frac{lb}{in^2} + 6.75 \frac{lb}{in^2}}{10.98 \frac{lb}{in^2}} \right) = 14.77 mg/L$$

Calculamos la concentración de saturación estándar a 20° C a la profundidad del difusor, acorde a lo descrito en 3B1-9.- EFECTOS DE LA SUMERGENCIA EN LA TRANSFERENCIA DE OXIGENO:

$$(C)_{s,20} = 9.09 \frac{mg}{L} * \left(\frac{14.69 \frac{lb}{in^2} + 6.75 \frac{lb}{in^2}}{14.69 \frac{lb}{in^2}} \right) = 13.27 mg/L$$

Con los valores obtenidos, calculamos la tasa de transferencia estándar de oxígeno acorde a lo descrito en 3B1-9.- APLICACIÓN DE LOS FACTORES DE CORRECCIÓN:

$$SOTR = \frac{AOTR}{\left(\frac{\beta C_s - C_L}{(C)_{s,20}} \right) * (\Theta^{(T-20)}) * \alpha * F}$$

$$SOTR = \frac{4,839.42 \frac{Lb O_2}{Hr}}{\left(\frac{[0.95 * 14.77 lb/in^2] - 1.5 mg/L}{13.27 mg/L} \right) * 1.024^{(20-20)} * \alpha * 0.9}$$

$$SOTR = \frac{5,694.02 \frac{Lb O_2}{Hr}}{\alpha}$$

Con lo que obtenemos, acorde a los valores de Alfa antes descritos, los siguientes valores:

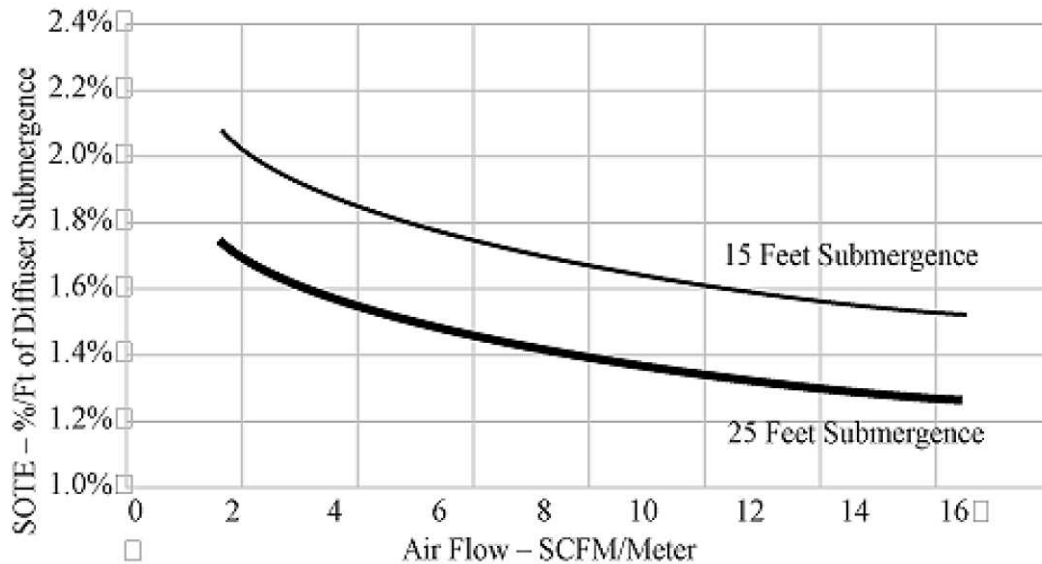
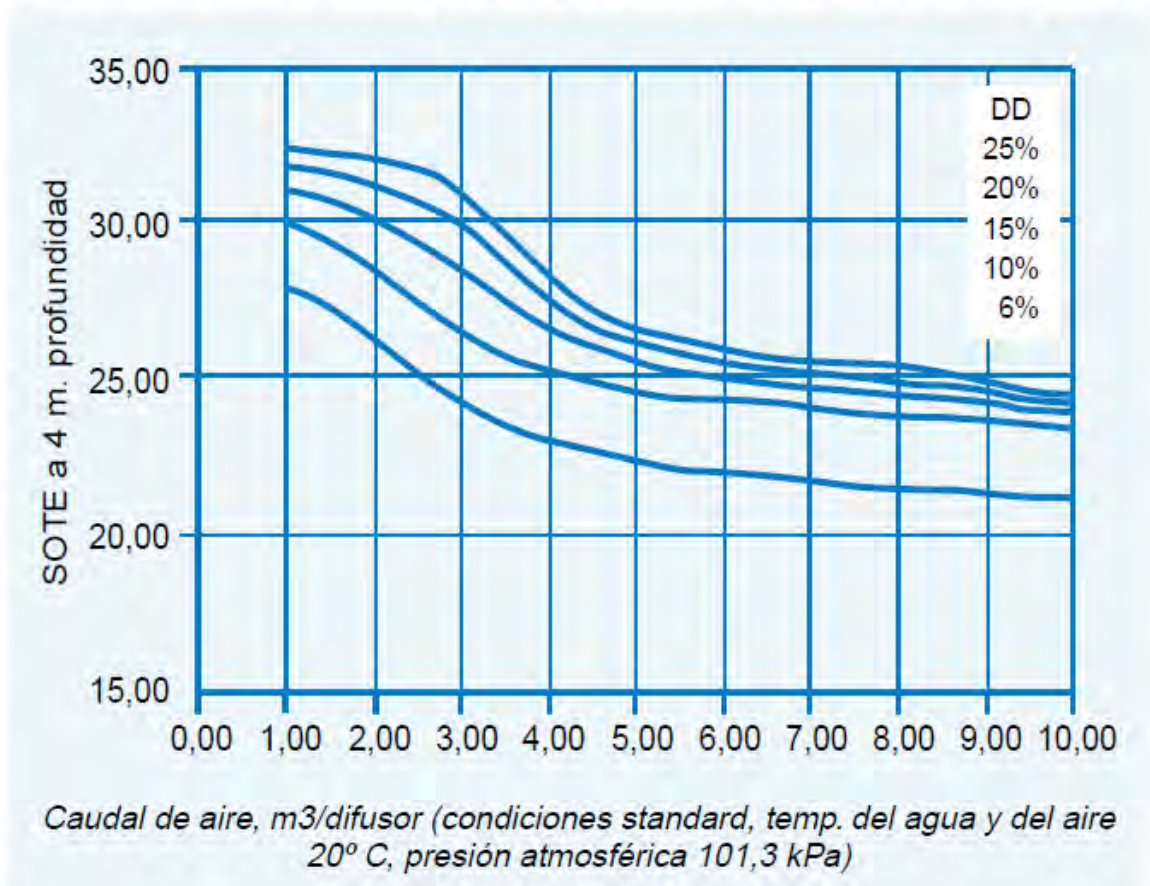
	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
$SOTR \frac{Lb\ O_2}{Hr}$	18,975.08	9,477.10	8,123.23
$SOTR \frac{Kg\ O_2}{Hr}$	8,614.69	4,302.60	3,687.95

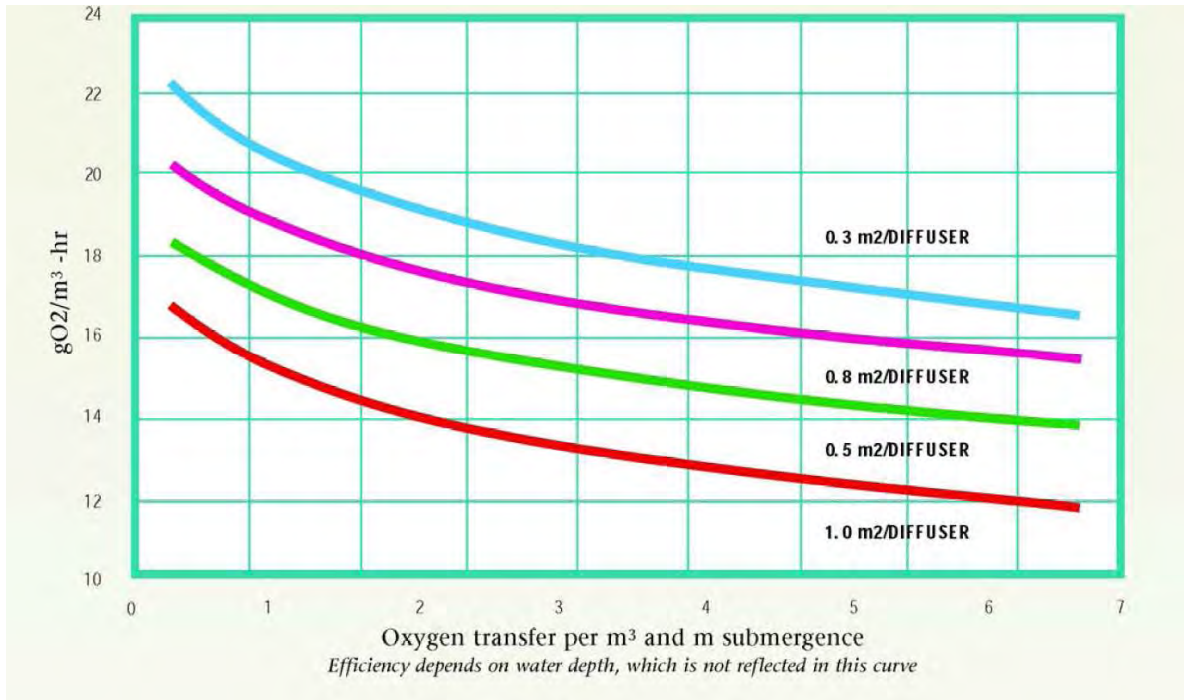
Como se puede apreciar, un difusor de tipo cerámico requerirá de proporcionar un 200% más de oxígeno que un difusor de membrana y un difusor de membrana requerirá un 17% más de oxígeno que un difusor de burbuja gruesa. Lo anterior se deriva, exclusivamente, del factor de corrección Alfa que presentan los equipos que se encuentra estrechamente relacionado con la intensidad de mezclado que cada equipo es capaz de proporcionar al sistema. Así pues, un sistema de tipo jet (Que presenta valores de Alfa de 0.9) requeriría de menos oxígeno que un difusor de membrana o de burbuja gruesa lo que, idealmente, significaría que se requieren menos equipos. Sin embargo, la capacidad en SCFM de cada equipo es diferente y para realizar un mayor mezclado se requerirá proporcionar mayor energía al sistema. En la selección proporcionada por el análisis económico, se deberá verificar cuantos equipos se tendría que suministrar para lograr la aireación requerida y el costo que ello representa así como las potencias energéticas requeridas para ello, lo que se realiza a continuación.

Para calcular el flujo de aire en SCFM se utiliza el siguiente procedimiento:

La eficiencia de transferencia de oxígeno estándar es un parámetro que los proveedores de sistemas de difusión proveen y cuya disponibilidad dependerá de la marca a utilizar. Típicamente, los proveedores desarrollan graficas o tablas similares a las descritas a continuación, que relacionan la eficiencia de transferencia de oxígeno estándar con la densidad de difusión (entendida como el porcentaje del área del reactor de lodos activados que se encuentra cubierta por área de difusor), el flujo de aire suministrado a sus equipos y la profundidad de difusión (Véase bibliografía en 3B2.)

Rendimiento standard de transferencia de oxígeno





Con las graficas proporcionadas por el proveedor, Se establece un SOTE teórico, al cual le corresponde un valor de densidad de difusión y flujo de aire. Con el valor determinado de SOTE, se calcula el flujo volumétrico de aire acorde a lo descrito en 3B1-8.- EFICIENCIA DE TRANSFERENCIA DE OXIGENO ESTÁNDAR. Con el flujo obtenido de aire y el valor seleccionado de aire por difusor que corresponde al SOTE seleccionado, se calcula la cantidad de difusores a suministrar. Con los difusores calculados se calcula la densidad de difusión real, y se repite el proceso hasta lograr la coincidencia de los parámetros calculados.

Ante la dificultad de lograr obtener curvas o tablas de SOTE por parte de los proveedores de equipo de difusión, se ha llegado a la simplificación de utilizar, en lugar del método descrito en los párrafos anteriores, valores experimentales (proporcionados también por el proveedor pero más fácilmente accesibles y que requieren menos cálculos) denominados Difusión de oxígeno a la profundidad del difusor.

Dichos valores relacionan la cantidad másica de Oxígeno que se difunde en el equipo difusor por unidad de tiempo por unidad de difusión (Lb O₂/hr/difusor) y son una simplificación de las curvas de SOTE.

Con este valor se puede calcular el flujo de aire requerido en SCFM para lograr la aireación en el sistema, lo que se realiza de la siguiente manera:

$$SCFM = \frac{SOTR}{\text{Difusion de O}_2 \text{ a profundidad del difusor}} * \text{Flujo de aire por difusor}$$

Con lo que se obtiene los siguientes valores para el sistema propuesto:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Flujo de aire por difusor (SCFM)	3	10	10
Difusión de oxígeno a sumergencia del dif. (lb O ₂ /Hr/Dif)	1.66	2.99	1.98
SCFM total	34,292.31	32,455.83	41,026.42
SCFM por reactor	2,857.69	2,704.65	3,418.87
Numero de difusores	952.56	270.47	341.89

Como se puede observar, la opción que representa el menor número de difusores por su alta eficiencia de mezclado y el alto flujo de aire que acepta es la de difusores tubulares de membrana.

Con los valores obtenidos de flujo de aire requerido, se puede especificar el tipo de sistema productor de aire lo que se realiza a continuación.

3D4.- ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE PRODUCCION DE AIRE

Podemos establecer las siguientes alternativas de diseño para el sistema de producción de aire, acorde a lo anteriormente descrito:

- Compresor centrífugo
- Compresor tipo turbina
- Soplador lobular.

En la especificación de sistemas productores de aire para procesos de tratamiento biológico, los requerimientos de aire son normalmente expresados en unidades inglesas en pies cúbicos por minuto (CFM), pies cúbicos por minuto estándar (SCFM), pies cúbicos por minuto actuales (ACFM) o pies cúbicos por minuto a la entrada del equipo productor de aire (ICFM)₍₃₎.

En la mayoría de los casos, se establece un flujo de aire en condiciones estándar (SCFM), designado como aquel que se encuentra en ciertas condiciones

de temperatura, humedad relativa y presión. Normalmente, se utilizan las especificaciones del Instituto de Aire y Gas Comprimido (Compressed Air and Gas Institute o CAGI) o de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (American Society of Mechanical Engineers o ASME) para este fin. Ambas instituciones, designan a las condiciones estándar como aquellas donde se tiene 14.7 PSIA (Lb/in² absolutas) de presión atmosférica, 68° F (20° C) y 36% de humedad relativa. Bajo estas condiciones, el aire tiene una densidad relativa de 0.075 Lb/Ft³ y se asegura que una determinada cantidad de oxígeno se encuentre disponible para el proceso biológico.

Dado que el aire es un fluido compresible, cualquier cambio en la presión, temperatura o humedad relativa puede cambiar drásticamente la cantidad de oxígeno disponible por pie cúbico de gas, afectando notablemente al proceso biológico. Estos cambios resultan, en la mayoría de los casos, en una disponibilidad menor de oxígeno para el proceso biológico.

Podemos definir al aire en condiciones actuales (Pies cúbicos por minuto actuales o ACFM por sus siglas en inglés), como el aire que directamente se extrae del sitio donde se encuentra localizado el sistema productor de aire a fin de introducirlo al mismo. Esta medida no será de ninguna utilidad si no se proporcionan las condiciones locales (actuales) de Temperatura del aire, presión Atmosférica (normalmente relacionada como altura sobre el nivel del mar) y humedad relativa. El uso de ACFM se debe evitar al momento de seleccionar un sistema productor de aire ya que su valor no representara el oxígeno necesario que se debe suministrar a un sistema de tratamiento biológico.

Podemos definir el aire en condiciones de entrada al soplador de forma muy similar al Aire en condiciones actuales. La diferencia radica en que el aire en condiciones actuales puede estar referenciado al sitio general de la planta de tratamiento de aguas residuales, mientras que el aire a la entrada debe estar referenciado a las condiciones que imperen en la tubería de succión del sistema de producción de aire. En la mayoría de las instalaciones de tratamiento el sistema de producción de aire estará localizado en un local especializado para ello. Así pues, las condiciones del aire que se succione en el mismo variaran enormemente

con las condiciones del medio exterior y en caso de utilizar cualquiera de estos valores se deberá tener especial cuidado cual es el marco de referencia a fin de evitar errores que promuevan una falta de oxígeno en el sistema de tratamiento biológico.

Así pues, se debe considerar lo siguiente en la adecuada selección del flujo de aire:

1. Se debe tener datos ciertos de la elevación del sitio donde se encuentre el sistema (Presión atmosférica)
2. Se debe tener datos ciertos de la humedad relativa en el sitio y especialmente del sitio donde se tomara el aire del proceso (Atmosfera o cuarto especializado)
3. Se debe tener datos ciertos de temperatura en el sitio de succión del aire del proceso.
4. Se debe realizar las conversiones adecuadas que permitan considerar las condiciones de aire en el sitio a fin de proporcionar el aire en condiciones estándar que fue calculado acorde a los procedimientos descritos anteriormente.

La transformación entre condiciones de aire estándar y condiciones de aire actuales (O específicamente aire a la entrada del soplador) se realizara de la siguiente manera:

$$ACFM = SCFM * \frac{P_s - (HR_s * P_{v_s})}{P_b - (HR_a * P_{v_a})} * \frac{T_a}{T_s} * \frac{P_b}{P_a}$$

Donde:

$$ACFM = \text{Condiciones de aire actuales en } \frac{Ft^3 \text{ Actuales}}{min}$$

$$SCFM = \text{Condiciones de aire estandar en } \frac{Ft^3 \text{ Estandar}}{min}$$

$$P_s = \text{Presion estandar} = 14.7 \frac{Lb}{in^2}$$

$$P_b = \text{Presion atmosferica barometrica en sitio en } \frac{Lb}{in^2}$$

$$P_{v_s} = \text{Presion de vapor del agua estandar} = 0.3391 \frac{Lb}{in^2}$$

$$P_{v_{\alpha}} = \text{Presión de vapor en sitio en } \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$$

$$HR_{\alpha} = \text{Humedad relativa estandar} = 36\%$$

$$HR_{\alpha} = \text{Humedad relativa en sitio}$$

$$T_{\alpha} = \text{Temperatura estandar en } ^{\circ}\text{R} = 20^{\circ}\text{C} = 527.67^{\circ}\text{R}$$

$$T_{\alpha} = \text{Temperatura en sitio} = \text{en } ^{\circ}\text{R}$$

$$P_{\alpha} = \text{Presión de succión (Se elimina } \Delta P \text{ por accesorios en tubería de succión)} \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$$

Así pues, calculamos el flujo de aire en condiciones actuales para los diferentes difusores estudiados:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
SCFM	34,292.31	32,455.83	41,026.42
Ps	14.70	14.70	14.70
Pb	10.80	10.80	10.80
RHS	0.36	0.36	0.36
RHA	0.71	0.71	0.71
PVS	0.34	0.34	0.34
PVA	0.34	0.34	0.34
TA	527.67	527.67	527.67
TS	527.67	527.67	527.67
PA	10.80	10.80	10.80
ACFM	47,336.23	44,801.20	56,631.82
ACFM por Reactor	3,944.68	3,733.43	4,719.32

Con el flujo de aire determinado, es necesario establecer la caída de presión en el sistema que nos proporcionara la manera de establecer el tipo de soplador o compresor de aire necesario para lograr el tratamiento del agua residual.

La caída de presión en el sistema, será obtenida mediante el cálculo hidráulico del mismo, que deberá tomar las siguientes consideraciones:

1. Presión hidrostática a vencer desde el difusor hasta la superficie del reactor.
2. Pérdida de presión derivada del equipo de difusión de aire
3. Pérdida de presión del sistema de tuberías dentro del reactor de lodos activados

4. Perdida de presión en la tubería de descarga del soplador hasta el reactor de lodos activados
5. Perdida de presión por accesorios, tuberías y válvulas en la succión del sistema productor de aire.
6. Aumento de la perdida de presión a través del equipo de difusión debido al paso del tiempo (ensuciamiento, rigidizacion de membranas, etc.)

Típicamente, la presión hidrostática y la caída de presión en el sistema de difusión de aire representaran la mayor parte de la presión a vencer a la descarga del equipo de difusión de aire.

En el caso que nos ocupa tendremos:

$$P.Hidr = \text{Altura de agua sobre el difusor} * 4.33 = 15.58 \text{ Ft} * 0.433 = 6.75 \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$$

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
$\Delta P \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$	0.23	0.43	0.13

Típicamente, la perdida de presión en cualquier planta de tratamiento de aguas residuales podrá aumentar hasta $1.0 \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$ antes de que sea necesario someter el sistema a revisión y/o recambio.

Típicamente, la pérdida de presión en la tubería de distribución se obtendrá calculando la caída de presión por cada 100 Ft de tubería, que para régimen turbulento (Normalmente es el que existirá en una tubería de aire para una P.T.A.R) se calcula de la siguiente manera:

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000336 * F.fr * W^2}{D_i^5 * \rho_s} * Fe = \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2} * 100 \text{ Ft}$$

Donde:

$F.fr = \text{Factor de friccion}$

$$W = \text{Flujo masico en } \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} = \text{Flujo de aire (SCFM)} * \rho_s = \frac{\text{Ft}^3}{\text{min}} * 0.0743 \frac{\text{Lb}}{\text{Ft}^3} * 60 \frac{\text{min}}{\text{Hr}}$$

$$\rho_s = \text{Densidad a condiciones estandar d ASME} = 0.0743 \frac{\text{Lb}}{\text{Ft}^3}$$

$D_i = \text{Diametro interno de la tuberia en in}$

$Fe = \text{Factor de ensuciamiento de tuberia, normalmente 1.1}$

Con la caída de presión por cada 100 Ft de tubería, se utiliza el método de las longitudes equivalentes para accesorios y tubería recta y el valor obtenido de longitud se multiplica por el valor ΔP_{100} .

El valor fundamental en el cálculo de esta caída de presión será la velocidad del aire en el interior de la tubería, que normalmente se mantiene en límites de entre 25 y 60 Ft/seg, y que se obtendrá de la selección adecuada del diámetro y de los materiales de la tubería.

En el caso que nos ocupa, la trayectoria y el diámetro de las tuberías es desconocido ya que la instalación es un 95% subterránea y la P.T.A.R. no tiene planos, diagramas o esquemas que faciliten el cálculo. En el caso de una instalación nueva, se seguiría el procedimiento descrito.

Dado que no es posible calcular la caída de presión real en el sistema, se utiliza un valor heurístico (similar al que existiría en casi todas las P.T.A.R.) de una caída de presión en tuberías y accesorios de $0.5 \frac{Lb}{in^2}$.

Así pues, la caída de presión en el sistema desde el sistema de producción de aire hasta los difusores sería para cada sistema:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
P. Hidr $\frac{Lb}{in^2}$	6.75	6.75	6.75
$\Delta P \frac{Lb}{in^2}$	0.23	0.43	0.13
P. tuberías y Acc. $\frac{Lb}{in^2}$	0.5	0.5	0.5
Ensuciamiento $\frac{Lb}{in^2}$	1.0	1.0	1.0
Total $\frac{Lb}{in^2}$	8.48	8.68	8.38

Con los datos que se tienen hasta este momento de flujo de aire en SCFM y presión de descarga del soplador o compresor de aire. Se selecciona, acorde a los datos proporcionados por proveedores de equipo, el número de ellos necesarios para lograr el objetivo, lo que quedaría de la siguiente manera.

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Total $\frac{Lb}{in^2}$	8.48	8.68	8.38
ACFM	47,336.23	44,801.20	56,631.82
ACFM por Reactor	3,944.68	3,733.43	4,719.32

En cuanto a sopladores de desplazamiento positivo se refiere, acorde al manual de la compañía Roots-Dreser®, se requeriría suministrar 3 sopladores modelo 2047J con capacidad de 19,793.975 SCFM c/u y motores de 975 HP.

En cuanto a compresores de tipo centrifugo, acorde a la compañía Gardner-Denver®, se tiene 1 soplador que podría suministrar el flujo requerido en una sola unidad, pero se estaría en la capacidad máxima del mismo lo que lo haría inestable a cualquier variación en el proceso. El soplador seleccionado para dar servicio con una sola unidad seria el modelo 2400 con 40,000 SCFM y un motor de 750 HP en 5 o 6 etapas de compresión. El modelo seleccionado para operar con 2 unidades seria el modelo 2000 con 24,000 SCFM c/u.

En cuanto a compresores de tipo turbina, acorde a la compañía Turblex®, se tiene 1 soplador que podría suministrar el flujo requerido en una sola unidad. El soplador seleccionado para dar servicio con una sola unidad seria aquel con un motor de 900 HP en 1 sola etapas de compresión y 45,000 SCFM

Con todos los datos obtenidos hasta este momento, podemos realizar el análisis económico y seleccionar la mejor combinación de equipos para la P.T.A.R.

3D5.- ANÁLISIS DE COSTOS DE LAS ALTERNATIVAS PRESENTADAS (INVERSIÓN INICIAL, OPERACIÓN, MANTENIMIENTO).

3D5-1.- ANALISIS DE COSTOS DEL SISTEMA DE DIFUSION:

Resumiendo los datos obtenidos hasta este momento tenemos:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Flujo de aire por difusor (SCFM)	3.0	10.0	10.0
Difusión de oxígeno a sumergencia del dif.(lb O2/Hr/Dif)	1.66	2.99	1.98
Flujo total P.T.A.R (SCFM)	34,292.31	32,455.83	41,026.42
Flujo total por reactor, 12 unid. (SCFM)	2,857.69	2,704.65	3,418.87
Numero de difusores	952.56	270.47	341.89
Flujo total P.T.A.R (ACFM)	47,336.23	44,801.20	56,631.82
Flujo total por reactor, 12 unid. (ACFM)	3,944.68	3,733.43	4,719.32
P. Hidrostática sobre el dif. $\frac{Lb}{in^2}$	6.75	6.75	6.75
ΔP en el difusor $\frac{Lb}{in^2}$	0.23	0.43	0.13
P. tuberías y Acc. $\frac{Lb}{in^2}$	0.5	0.5	0.5
Ensuciamiento . $\frac{Lb}{in^2}$	1.0	1.0	1.0
Caída de presión total . $\frac{Lb}{in^2}$	8.48	8.68	8.38

La inversión inicial de las 3 opciones presentadas, será como sigue:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Numero de difusores	952.56	270.47	341.89
Número real de difusores	954	272	342
Precio por difusor (USD)	\$45.95	\$28.00	\$41.03
Flete (USD)	\$13.79	\$8.40	\$12.31
Importaciones (USD)	\$13.79	\$8.40	\$12.31
Tuberías, soportes, tornillería	\$55.52	\$58.54	\$44.13
Precio por difusor (USD)	\$129.04	\$103.34	\$109.78
Precio por reactor (USD)	\$123,100.98	\$28,109.52	\$37,544.88
Precio Total (USD)	\$1,477,211.75	\$337,314.20	\$450,538.51

En cuanto a costo de mantenimiento se refiere, en todos los sistemas deberá de cambiarse la tubería y soportería al menos 1 vez en un periodo de 20 años; así pues, al momento de realizar una comparativa de costos y dado que este

mantenimiento será prácticamente el mismo para cada sistema, no se tomara en cuenta este valor.

Para el mantenimiento de los difusores, se considerara lo siguiente: El difusor de cerámica deberá sufrir un recambio del medio cerámico al menos 1 vez cada 2 años; el difusor de membrana deberá sufrir un recambio de la membrana al menos 1 vez cada 5 años; el difusor de burbuja gruesa no requiere de cambio de partes.

Acorde a lo siguiente se obtiene:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Reemplazo (USD)	\$13.75	\$8.00	\$-
Periodo de reemplazo cada (años)	3.00	5.00	20.00
Periodos en 20 años de estudio	6.67	4.00	1.00
Costo Total por 20 años de mantenimiento (USD)	\$87,450.00	\$8,704.00	\$-

El costo de la operación de cualquier sistema de difusión, acorde a lo documentado por la agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos en su estudio de 1994 realizado por la "Souther Methodist University" se calcula en relación a las horas hombre empleadas para su realización; así pues, se requerirán de 4 a 6 horas hombre para vaciar el reactor de lodos activados, 20 horas hombre para limpiar un tanque que contiene 1000 difusores, 20 horas hombre para lavar a presión 1000 difusores, 10 horas hombre para inspeccionar y reparar fallas en 100 difusores, 60 horas hombre para lavado con solución acida (HCl o similar) lo que representaría 116 horas hombre por cada 1000. Así pues, la operación del sistema de difusión comprende:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Horas hombre	110.66	31.55	39.67
Precio por hora hombre (MXN)	\$25.00	\$25.00	\$25.00
Periodos de mantenimiento en 20 años	6.67	4.00	1.00
Total (MXN)	\$18,444.00	\$3,155.20	\$991.80

Con los datos obtenidos anteriormente y utilizando una relación peso/USD de 13.5, obtenemos la siguiente información:

	D. Cerámico	D. Membrana	D. Burbuja gruesa
Inversión Inicial (MXN)	\$ 19,942,358.56	\$ 4,553,741.68	\$ 6,082,269.88
Mantenimiento en 20 años (MXN)	\$ 1,180,575.00	\$ 117,504.00	\$ -
Operación en 20 años (MXN)	\$ 18,444.00	\$ 3,155.20	\$ 991.80
Precio Total al día de hoy (MXN)	\$ 21,141,377.56	\$ 4,674,400.88	\$ 6,083,261.68

3D5-2.- ANALISIS DE COSTOS DEL SISTEMA DE PRODUCCION DE AIRE:

Resumiendo los datos obtenidos hasta este momento tenemos:

La caída de presión en un sistema de difusión cualquiera no será determinante al momento de seleccionar el sistema de producción de aire. Lo anterior se corrobora ya que los $0.2 \cdot \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$ de caída de presión obtenidas serán despreciables y son fácilmente absorbibles por un sistema productor de aire cualquiera. Los flujos de aire entre un sistema y otro, varían desde un 5% hasta un 26%. Al momento de realizar la cotización de estos equipos, se opta por el escenario del mayor flujo de aire y la presión de descarga mayor. Esto asegurara que, sin importar las condiciones de operación e la P.T.A.R. el sistema tendrá capacidad de responder a esta situación. En un caso donde se tenga la seguridad de que el sistema de aeración no cambiara con el tiempo (20 años) se podrá optar por el flujo de aire y la presión de aire adecuadas.

Con esto en mente, se solicitan cotizaciones a proveedores de estos equipos y se obtiene el siguiente resumen:

Sistema	Costo Inicial (USD)	Potencia (HP)
Soplador Lobular	No existe sistema para 1 solo equipo	N/A
Compresor centrifugo	\$102,267.0	750
Compresor tipo turbina	\$270,000.0	900

En cuanto a costo de mantenimiento se refiere, un soplador centrífugo requerirá de una inspección de mantenimiento como la que se describe a continuación cada 5 años:

- Transportación a taller.
- Limpieza Exterior:
- Limpieza con sand blast a metal blanco e inspección visual con líquidos penetrantes, para detectar fisuras de las partes externas del soplador.
- Desarmado del soplador
- Limpieza mecánica e inspección a eje, impulsores, cajas de rodamientos
- Pruebas no destructivas con líquidos penetrantes a eje, impulsores y cajas de rodamientos.
- Limpieza a base de sand blast a todas las partes del ensamble de la carcasa
- Verificar dimensiones, ajustes y tolerancias de la carcasa, eje, cajas de rodamientos, zona de sellos en carcasa y eje e impulsores.
- Rehabilitación de partes sujetas a desgaste que están fuera de tolerancia.
- Armado del Soplador
- Prueba Mecánica.
- Pruebas de comportamiento
- Traslado a sitio.

Lo anterior con un costo de 44,125 USD.

Aunado a lo anterior y acorde a inspección se podrá requerir:

- Baleros: 825 USD el juego
- Flecha: \$4,900.00 USD
- Impulsor: \$2,550.00 USD c/u
- Pistón de balanceo: 850 USD
- Deflector de aire: 175 USD
- Tornillería, tuercas, pegamento rondanas, etc.: 125 USD

Lo anterior con un costo máximo de 9,425 USD.

En cuanto a costo de mantenimiento se refiere, un soplador tipo turbina requiere de una inspección de mantenimiento en sitio cada 5 años con un costo de 8,500 USD. Las partes de reemplazo tendrán un valor aproximado de hasta 39,749 USD.

Sistema	Inspección (USD)	Partes de reemplazo (USD)
Compresor centrífugo	\$44,125	\$9,425
Compresor tipo turbina	\$85,000	\$39,749

El costo de la operación de cualquier sistema de producción de aire viene relacionado con el consumo eléctrico anual. En los casos que nos ocupan, se obtiene este valor al obtener los Kilowatts por hora que consume el equipo (1 HP = 0.74 Kw/Hr) y multiplicándolo por el costo en pesos por Kw/Hr Esto nos lleva a:

	Centrifugo	Turbina
Motor	750.00	900.00
Kw/Hr	\$559.27	\$671.13
Precio (MXN/Kw/Hr)	\$0.60	\$0.60
Consumo Anual (MXN)	\$2,939,548.89	\$3,527,458.67
Consumo en 20 años (MXN)	\$58,790,977.83	\$70,549,173.40

Los valores anteriores serán ciertos si, y solo si, no existe manera de controlar el flujo de aire hacia la P.T.A.R. de forma que se reduzca el amperaje consumido por el motor del soplador.

Esto se logra, en el caso de los compresores centrífugos, mediante la creación de un sistema de control que permite monitorear el oxígeno disuelto en el reactor de lodos activados y con ello realizar un ajuste en el motor del mismo a través de un variador de velocidad. Este sistema es adicional al soplador y tiene un costo elevado.

Los compresores centrífugos de tipo turbina, permiten regular la cantidad de aire mediante la apertura o cierre de los alabes internos, lo que ocasione que la

flecha del motor tenga una menor resistencia al movimiento generando un mejor consumo de amperaje directamente al equipo. Acorde al proveedor de los equipos de turbina, se obtiene un ahorro eléctrico en su sistema de 76,210 USD por año derivado de esta ventaja tecnológica para la planta que nos ocupa (El proveedor realiza cálculos de ahorro de energía con cada oferta presentada)

Lo anterior nos llevaría a modificar la tabla presentada de la siguiente manera:

	Centrifugo	Turbina
Motor	750.00	900.00
Kw/Hr	\$559.27	\$671.13
Precio (MXN/Kw/Hr)	\$0.60	\$0.60
Consumo Anual (MXN)	\$2,939,548.89	\$3,527,458.67
Ahorro energético sin adicionar equipo	\$0.00	\$2,365,200.00
Consumo Anual real (MXN)	\$2,939,548.89	\$1,910,706.78
Consumo en 20 años (MXN)	\$58,790,977.83	\$38,214,135.59

4.- CONCLUSIONES

A lo largo del desarrollo del presente trabajo, el estudiante de Ingeniería ha podido obtener una idea generalizada del funcionamiento de una planta de tratamiento de aguas residuales al comprender el rol que los microorganismos presentes juegan en ello. Así mismo, ha podido comprender la biología básica de las reacciones metabólicas que conllevan un adecuado tratamiento biológico; los principales parámetros de diseño tales como la Demanda Bioquímica de Oxígeno, los Sólidos Suspendidos Totales, etc. y los diferentes tipos de proceso que es posible encontrar en el tratamiento de las aguas residuales que permiten ya sea la transformación de los productos carbonáceos a elementos menos nocivos tales como el bióxido de carbono y el agua o la eliminación de fósforo o nitrógeno de las aguas residuales.

Se ha hecho especial énfasis en el desarrollo de la teoría necesaria para el diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales mediante la tecnología de lodos activados, y se han realizado ejemplos de aplicación tanto a nivel teórico como a nivel real mediante el estudio del diseño de una instalación de tratamiento de aguas residuales.

Se ha estudiado los parámetros necesarios para el diseño de un sistema de tratamiento de lodos activados y se ha determinado su naturaleza experimental, derivada de la propia naturaleza de los microorganismos encargados de realizar el tratamiento, quienes hacen difícil el establecimiento de una teoría que no involucre parámetros heurísticos o experimentales.

Para la planta de tratamiento estudiada, se plantearon 3 alternativas (de las muchas existentes) referentes al sistema de difusión de aire por medios sumergidos. Estos sistemas fueron los difusores de discos cerámicos, los difusores de membrana tubular y los difusores de burbuja gruesa. El análisis de estos sistemas nos lleva a concluir que en una planta de tratamiento de aguas residuales, la cantidad a utilizar de equipos de difusión será un parámetro que dependerá, casi exclusivamente, del factor de diseño relacionado con la intensidad de mezclado (Factor Alfa) y de la capacidad de difusión de aire del sistema en pies cúbicos por minuto estándar (SCFM). Así pues, un sistema que pareciera requerir

menos aire para lograr el tratamiento deseado (Tal como los difusores de disco de cerámica) se convierte en el sistema que tiene el mayor costo total en comparación de los demás sistemas debido al elevado número de equipos necesarios para su operación. En el caso real de diseño presentado, los difusores tubulares de membrana plástica se convierten en el sistema más eficiente referente a sus costos de inversión inicial, operación y mantenimiento, haciéndolos ideales a la aplicación deseada.

En la planta de tratamiento en surtido, se analizaron 3 sistemas de producción de aire acorde a las necesidades calculadas de aire y presión de descarga; estas opciones fueron los sopladores de tipo lobular, los compresores de tipo centrífugo y los compresores de tipo vena variable.

Dada la capacidad de tratamiento necesaria para lograr los parámetros de calidad deseados, el flujo de aire y la presión requerida demostraron que no existen opciones viables en sopladores tipo lobular. Se estudio así a compresores centrífugos y compresores de venas variables, donde una primera aproximación permite creer que la opción más eficiente acorde a su bajo costo de inversión, operación y mantenimiento es la de utilizar compresores de tipo centrífugo.

Sin embargo, se analiza la disminución del amperaje eléctrico consumido por el motor del compresor de tipo turbina al permitírsele a este equipo, sin la adición de sistemas adicionales de variación de velocidad, una disminución de la resistencia del motor acorde al ángulo de incidencia del aire sobre los alabes del compresor. Esto nos lleva a determinar que los avances en la tecnología permiten a un equipo, en apariencia más caro, convertirse en la mejor alternativa de diseño en un periodo de evaluación de 20 años de operación, lo que no sucede en el análisis inmediato.

Posteriores análisis de este fenómeno nos llevan a urgir a que el diseñador de sistemas de tratamiento de aguas residuales tome en consideración, durante el diseño, cual es el objetivo que se desea conseguir durante la selección de los equipos de difusión y producción de aire: Bajo costo inicial, Bajo costo de operación, bajo costo de mantenimiento o una combinación de estas opciones.

BIBLIOGRAFÍA:

INTRODUCCIÓN

1. COMISION NACIONAL DEL AGUA, Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales. Estadísticas del agua en México, 2007. México, D.F., 2007.

3A1.- BREVE HISTORIA DEL TRATAMIENTO DEL AGUA

1. FORSEY, CHRIS. The Mohenjo - daro drainage system en “Dkimages”.
<<http://www.dkimages.com/discover/home/History/Asia/Early-Civilisations/Indus-Civilisation/Indus-Civilisation-7.html>>
2. TURNER, DAVID. A quick tour of minos's palace at Knossos. Lake forest program On Greece and Turkey en “Quick Tours”.
<<http://campus.lakeforest.edu/academics/greece/KnosTour.html>>
3. COOPER, P.F. “Historical aspects of wastewater treatment” en Decentralized Sanitation and Reuse. Estados Unidos: IWA Publishing, 2002. Pág. 11 a 38.
4. TARDIEU, GREG. The Roman Water System: its contribution to the succes and failure of ancient rome. En
<http://www.romanaqueducts.info/aquapub/tardieu_photos.htm>
5. “CLOACA MAXIMA” en Wikipedia online. Keyword: Cloaca Máxima
< http://en.wikipedia.org/wiki/Cloaca_Maxima>
6. “*IMPERIO ROMANO DE OCCIDENTE*” en Wikipedia online. Keyword: Imperio Romano de Occidente
7. “*LUTECIA*” en Wikipedia online. Keyword: Historia de París,
8. “*LONDINIUM*” en Wikipedia online. Keyword: Londinium,
9. “*EDWIN CHADWICK*” en Wikipedia online. Keyword: Edwin Chadwick,
10. “*EUGENE BELGRAND*” en Wikipedia online. Keyword: Eugene Belgrand,
11. “FOSA SÉPTICA” en <<http://www.bupolsa.com/depu/septica.html>>
12. “*IMHOFF TANK*” en “Water/Wastewater distance learning” en
<<http://water.me.vccs.edu/courses/ENV149/Imhoffb.htm>>
13. “*FILTROS BIOLÓGICOS*” en <<http://www.bupolsa.com/depu/filtro.html>>
14. “*CICLO DEL NITRÓGENO*” en Wikipedia online. Keyword: Ciclo del Nitrógeno
15. “*WINOGRADSKI*” en Wikipedia online. Keyword: Winogradsky,
16. TRILLO MONTSORIU, JUAN DE DIOS. “El saneamiento. Historia reciente, estado actual y perspectivas de futuro” en OP, Revista del

Colegio de ingenieros de caminos, canales y puertos. España: 1995.
Número 31, "SANEAMIENTO, I"

17. SEEGER H. The history of German waste water treatment. En
<<http://www.valt.helsinki.fi/projects/enviro/articles/Seeger.pdf>>
18. SEABLOOM, ROBERT W. Septic tanks. Washington: University of
Washington: S/F
19. ANDERSON, GRAEME. Pushing the boundaries of energy efficiency -
SBR technology incorporating simultaneous nitrification / denitrification.
En
<[http://publications.ksu.edu.sa/Conferences/Wastewater%
20management%20for%20a%20Better%20
Environment%20Abu%20Dhabi%20UAE
%202000/Graeme%20Anderson.doc](http://publications.ksu.edu.sa/Conferences/Wastewater%20management%20for%20a%20Better%20Environment%20Abu%20Dhabi%20UAE%202000/Graeme%20Anderson.doc)>

3A2.- FUNDAMENTOS BIOLÓGICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

1. *"INTRODUCTION: WHY WORRY ABOUT WASTEWATER TREATMENT?"* en "Seair Septic Canada". En <http://www.seairseptic.ca/wastewater.htm>
2. MECK, NORM. "Dissolved Oxygen" en "Koi Club of San Diego" en <http://users.vcnet.com/rrenshaw/do.html>
3. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. Biological Nutrient Removal Processes and Costs. Washington, DC: Office of Water. Junio 2007.
4. *"EUTROFIZACIÓN"* en Wikipedia online. Keyword: Eutrofización
5. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
6. *"CÉLULA PROCARIOTA"* en Wikipedia Online. Keyword: Célula procariota
7. *"EUKARYOTA"* en Wikipedia Online. Keyword: Célula procariota
8. *"INTRODUCTION TO THE EUKARYOTA"* en "University of California museum of paleontology." En <http://www.ucmp.berkeley.edu/alllife/eukaryota.html>
9. *"PROTEINA"* en "National Human Research Institute". En <http://www.genome.gov/sglossary.cfm?ID=162&action=ver>
10. *"PEPTIDOGLICANO"* en Wikipedia Online. Keyword: Mureina
11. *"GLICOPROTEINA"* en Wikipedia Online. Keyword: Glicoproteina
12. *"POLISACÁRIDO"* en Wikipedia Online. Keyword: Polisacárido
13. *"COLERA"* en "Dartmouth Electron Microscope Facility, Dartmouth College". En <http://remf.dartmouth.edu/imagesindex.html>
14. FAIREN GONZALEZ, ALBERTO. "Arqueas". San Francisco (California), EEUU, 05 de Marzo de 2007. En <http://www.espacial.org/planetarias/astrobiologia/arqueas1.htm>
15. FREIRE, PALOMA DÍAZ. "Micología" 2006-07 en <http://microral.wikispaces.com/5.+Micolog%C3%ADa+general.?f=print>

16. "PROTOZOA" En <<http://www.sacsplash.org/critters/protozoa.htm>>
17. "ROTÍFEROS" en Wikipedia Online. Keyword: Rotífero
18. "ALGA" en Wikipedia Online. Keyword: Alga
19. "VIRUS" en "Microbiología 2o Bachillerato", En
<<http://contenidos.educarex.es/cnice/biosfera/alumno/2bachillerato/micro/contenidos2.html>>
20. "METABOLISMO" en Wikipedia Online. Keyword: Metabolismo
21. "CATABOLISMO" en Wikipedia Online. Keyword: Catabolismo
22. "ANABOLISMO" en Wikipedia Online. Keyword: Anabolismo
23. "GLUCOLISIS" en "Profesor en línea", En
<http://www.profesorenlinea.cl/swf/links/frame_top.php?dest=http%3A//www.profesorenlinea.cl/Ciencias/Energiaseresvivos.htm>
24. "Ciclo de Krebs" en < <http://www.elergonomista.com/biologia/krebs.htm>>
25. "GLUCIDOS" en Wikipedia Online. Keyword: Glucidos
26. "LÍPIDO" en Wikipedia Online. Keyword: Lípido
27. "ÁCIDOS NUCLÉICOS" en Wikipedia Online. Keyword: Ácidos nucleicos
28. "COENZIMA" en Wikipedia Online. Keyword: Coenzima
29. "METABOLISMO MICROBIANO" en Wikipedia Online. Keyword:
Metabolismo microbiano
30. PAUSTIAN, TIMOTHY, "Metabolism –fermentation" en
<<http://lecturer.ukdw.ac.id/dhira/Metabolism/Fermentation.html>>
31. GONZÁLEZ, CARLOS. "Ciclo de vida-Bacterias" en
<<http://www.botanica.cnba.uba.ar/Pakete/3er/Ciclo-Vida/bacterias.htm>>
32. FONTÚRBEL, FRANCISCO & IBAÑEZ, CARLOS. "Fuentes de energía biológica: empleo del metabolismo microbiano para la descontaminación de aguas" en
<<http://www.biologia.org/?pid=5001&id=85>>
33. "RESPIRACIÓN ANAEROBIA" en Wikipedia Online. Keyword: respiración anaerobia

34. "ANAEROBIC PROCESSES" en
< http://library.thinkquest.org/27819/ch4_5.shtml>
35. "CELLULAR RESPIRATION" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Cellular Respiration
36. "PHOSPHOROUS REMOVAL FROM WASTEWATER" en
< <http://www.lenntech.com/phosphorous-removal.htm>>
37. VAN HAANDEL, ADRIANUS & VAN DER LUBE, JEROEN. [Handbook of biological Wastewater treatment](#) en
<http://www.wastewaterhandbook.com/webpg/hb_intro1.htm>
38. "NITRIFICATION" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Nitrification
39. "NITROGEN CICLE" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Nitrogen cycle
40. "DENITRIFICATION" en [Wikipedia Online](#). Keyword: Denitrification
41. RICH, LINVIL G., "[Nitrification in aerated lagoons and with intermittent sand filters](#)" en <<http://www.lagoonsonline.com/technote6.htm>>
1. "ADENOSIN TRIFOSFATO" en [Wikipedia Online](#), Keyword: ATP.
 2. "COENZIMA" en [Wikipedia Online](#), Keyword: Coenzima,
 3. "FISIÓN BINARIA" en [Wikipedia Online](#), Keyword: Fision Binaria,

3A3.- FUNDAMENTOS TÉCNICOS DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

1. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
2. “AGUAS NEGRAS” en Wikipedia Online. Keyword: Aguas Negras
3. “CONTAMINANTES EN LAS AGUAS RESIDUALES” en:
<http://www.aguamarket.com/sql/temas_interes/027.asp>
4. SOLEDAD, BEATRIZ. “Contaminación del agua. Riesgo ecológico, económico y social” en <<http://www.mailxmail.com/curso-contaminacion-agua-riesgo-ecologico-economico-social/residuales-composicion-aguas>>
5. RAMALHO, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. S. Fecha, Trad. Domingo Jiménez Beltrán. P.p. 705
6. FERNANDEZ-ALVA, ANTONIO R. *et al.* Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales Universidad de Alcalá, España. 2006. P.p.137
7. “BIOCHEMICAL OXYGEN DEMAND” en Wikipedia Online. Keyword: Biochemical Oxygen Demand
8. “DISSOLVED OXYGEN AND BIOCHEMICAL OXYGEN DEMAND” en
<<http://www.epa.gov/volunteer/stream/vms52.html>>
9. “DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXYGEN. METODO TRADICIONAL” en
<http://www.drcalderonlabs.com/Metodos/Analisis_De_Aguas/Determinacion_de_DBO5.htm>
10. CHÁVEZ RUIZ R. *et al* “Determinación de la demanda química de oxígeno y su importancia en la ingeniería ambiental”. en
<http://www.des_ia.umich.mx/~des_ia/fades06/C10.pdf>
11. “CHEMICAL OXYGEN DEMAND” en Wikipedia Online. Keyword: Chemical Oxygen Demand
12. “DEMANDA QUIMICA DE OIXIGENO” en
<http://atenea.udistrital.edu.co/grupos/fluorciencia/capitulos_fluoreciencia/calaguas_cap17.pdf>

13. "TOTAL KJELDAHL NITROGEN" en Wikipedia Online. Keyword: Total Kjeldahl Nitrogen
14. "JOHAN KJELDAHL" en Wikipedia Online. Keyword: Johan Kjeldahl
15. "KJELDAHL METHOD" en Wikipedia Online. Keyword: Kjeldahl method
16. "KJELDAHL CHEMISTRY: A BRIEF OVERVIEW" en
< <http://www.rosesci.com/Products/Chemical%20Analysis/Kjeldahl%20Chemistry%20-%20Overview.htm>>
17. "AMMONIUM" en Wikipedia Online. Keyword: Ammonium
18. LOFTUS, TIM. Ammonia Nitrogen En
<<http://www.lagoonsoonline.com/laboratory-articles/ammonia-nitrogen.htm>>
19. "TOTAL SUSPENDED SOLIDS" en Wikipedia Online. Keyword: Total Suspended Solids
20. "ESS METHOD 340.2: TOTAL SUSPENDED SOLIDS, MASS BALANCE (DRIED AT 103- 105EC) VOLATILE SUSPENDED SOLIDS (IGNITED AT 550EC)" en
<<http://www.epa.gov/gl/npo/lmmb/methods/methd340.pdf>>
21. KOVÁROVÁ-KOVAR, KARIN. "Growth Kinetics of Suspended Microbial Cells: From Single-Substrate-Controlled Growth to Mixed-Substrate Kinetics". En Microbiology and Molecular Biology Reviews, Septiembre 1998, p. 646-666, Vol. 62, No. 3
22. "KINETICS OF MICROBIAL GROWTH"
< <http://www.rocw.raifoundation.org/biotechnology/MScBioinformatics/microbialbiochymistry/lecture-notes/lecture-12.pdf>>
23. "WASTEWATER CHARACTERIZATION FOR EVALUATION OF BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL BIOLOGICAL KINETIC PARAMETER ESTIMATION" en
<<http://www.dnr.state.wi.us/org/water/wm/ww/biophos/4biol.htm>>

24. "BASICS OF WASTEWATER TREATMENT" en <
<[http://www.barnstablecountyhealth.org/
AlternativeWebpage/Basics/Basics.htm](http://www.barnstablecountyhealth.org/AlternativeWebpage/Basics/Basics.htm)>
25. "JACQUES MONOD" en Wikipedia Online. Keyword: Jacques Monod
26. MONOD, JACQUES. "From enzymatic adaptation to allosteric transitions".
en < [http://nobelprize.org/nobel_prizes/medicine/laureates/1965/
monod-lecture.pdf](http://nobelprize.org/nobel_prizes/medicine/laureates/1965/monod-lecture.pdf)>
27. "ARRHENIUS EQUATION" en Wikipedia Online. Keyword: Arrhenius
Equation

3B1.- FUNDAMENTOS TECNICOS DE LA DIFUSION DE AIRE:

1. MUELLER, JAMES. Aereation principles and Practice. Ed. CRC. Estados Unidos. Febrero 2007. P.p. 349
2. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
3. RAMALHO, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. S. Fecha, Trad. Domingo Jiménez Beltrán. P.p. 705
4. “ADOLF EUGENE FICK” en Wikipedia Online. Keyword: Adolf Fick
5. “FICK’S LAW OF DIFFUSION” en Wikipedia Online. Keyword: Fick’s Law
6. “RESPIROMETER” en Wikipedia Online. Keyword: Respirometer
7. “HENRY’S LAW” en Wikipedia Online. Keyword: Henry’s Law
8. VOLLAND, WALT. “Henry’s Law” en
<<http://www.800mainstreet.com/9/0009-006-henry.html>>
9. “HENRY’S LAW” en <http://www.doalasvegas.com/html/henry_s_law.html>
10. “ARRHENIUS EQUATION” en Wikipedia Online. Keyword: Arrhenius Equation
11. “KLA SYSTEMS – JET AERATION TECHNOLOGY” en
<<http://www.klasystems.com/pdfs/klaTechGuide.pdf>>

3B2.- SISTEMAS DE DIFUSION DE AIRE:

1. MUELLER, JAMES. Aeration principles and Practice. Ed. CRC. Estados Unidos. Febrero 2007. P.p. 349
1. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819
3. RAMALHO, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. S. Fecha, Trad. Domingo Jiménez Beltrán. P.p. 705
4. "DIFFUSED AERATION FOR WASTEWATER TREATMENT PLANTS" en <<http://www.wastewatersystem.net/2009/06/diffused-aeration-for-wastewater-plant.html>>
5. "CERAMIC FINE BUBBLE DIFFUSERS" en <<http://www.diffusedgas.com/page6.html>>
6. "POROUS CERAMIC DIFFUSER" en <http://www.refractron.com/diffusion_sparging_aeration.asp>
7. "UPGRADING CERAMIC DIFFUSERS" en <<http://www.wastewater.com/pdf/106.pdf>>
8. "FINE BUBBLE DIFFUSER" en <<http://www.diso.com.tw/inden-pd1.htm#>>
9. "MICROBUBBLE CERAMIC PLATE DIFFUSERS" en <<http://www.aquatic-services.co.uk/diffusers.htm>>
10. "OXYGEN DIFFUSERS, GENERATORS, REGULATORS, FITTINGS" en <http://www.drydenaqua.com/acatalog/dry1_Oxygen_diffusers__generators__regulators__fittings_22.html>
11. "CERAMIC TUBE DIFFUSER" en <<http://www.faireyfiltrationsystems.com/downloads/FFSL%20Ceramic%20Tube%20Diffusers.pdf>>
12. "DECISION TO INSTALL MEMBRANE OR CERAMIC DIFFUSERS" en <<http://www.stamfordscientific.fr/membrane-vs-ceramic.html>>

13. "WASTEWATER TECHNOLOGY FACT SHEET. FINE BUBBLE AERATION" en <<http://www.epa.gov/owm/mtb/fine.pdf>>
14. "FINE BUBBLE AERATION" en <http://www.nesc.wvu.edu/pdf/WW/publications/eti/finebubble_tech.pdf>
15. "AERATION COMPARISON" en <<http://www.aquabio.co.uk/Aeration/AerationComparison.html>>
16. "POROUS HIGH DENSITY POLYETHYLENE TUBES" en <<http://www.alita.com/literature/HDPE-Porous-Tube.pdf>>
17. "ABOUT POROUS PLASTICS" en <<http://www.thermoporecorp.com/Technologies-PorousPlastic.html>>
18. "WHAT IS POROUS PLASTICS" en <<http://www.microporeplastics.com/porous.htm>>
19. "PULVIMETALURGIA" en Wikipedia Online. Keyword: Pulvimetalurgia
20. "FLEXAIR FINE BUBBLE TUBE DIFFUSER SPECIFICATIONS" en <http://www.diffuserexpress.com/catalog/flexair_t-series_diffusers.html>
21. "FINE BUBBLE DISC DIFFUSER" en <http://www.taiwantrade.com.tw/EP/resources/member/53482/productcatalog/cdeda782-bd2f-42fb-a45d-92a5904b8d07_fine_bubble_disc_diffuser_1.JPG>
22. "FLEXAIR THREADED DISC DIFFUSER" en <http://www.diffuserexpress.com/products/flexair_threaded_disc_diffusers.jpg>
23. "FINE-BUBBLE TUBE DIFFUSER MEMBRANE" en <http://es.tradekey.com/product_view/id/1006493.htm>
24. "COARSE BUBBLE DIFFUSER" en <<http://www.wastewater.com/pdf/103.pdf>>
25. "COARSE BUBBLE DIFFUSER" en <<http://www.stamfordscientific.com/coarsebubblediffusers.html>>
26. "PERMCAP" en

- <<http://www.wastewater.com/aeration-products/permacap.htm>>
27. *"HYPERCLASSIC MIXER AERATOR"* en
<http://vesaltd.co.uk/Documents/HyperClassic-MixerAerator_E.pdf>
28. *"THE JET AERATOR FROM FLYGT"* en <<http://www.flygt.no/1260856.pdf>>
29. *"SPLASH AERATOR"* en
<<http://www.made-in-china.com/image/2f0j00pVtQIYfGtTiHM/Splash-Aerator.jpg>>
30. *"ROTARY DISC AERATOR"* en
<http://lzhb.en.alibaba.com/product/244086190-0/Rotary_Disk_Aerator.html>
31. *"THE ORBAL® SYSTEM FOR BIOLOGICAL TREATMENT"* en
<http://www.water.siemens.com/SiteCollection/Documents/Product_Lines/Envirex_Products/Brochures/EN-ORBAL-BR-0308.pdf>

3C1 GENERAL:

1. "FUELLE NEUMATICO" en Wikipedia Online. Keyword: Fuelle Neumatico
2. "LEY DE LOS GASES IDEALES" en Wikipedia Online. Keyword: Ley de los Gases ideales
3. MILLER, JASON. "A Brief History of Air Compressors" en
<<http://ezinearticles.com/?A-Brief-History-of-Air-Compressors&id=867233>>
4. "AIR COMPRESSOR HISTORY" en
<http://www.compressorman.co.uk/air_compressor_history.htm>
5. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse.
Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p.
1819

3C2 COMPRESORES DE TIPO CENTRÍFUGO:

1. "BLOWERS MULTISTAGE CENTRIFUGAL" en
<<http://www.gardnerdenver.com/tier.aspx?id=154>>
2. "COMPRESORES CENTRÍFUGOS. TIPOS. COMPONENTES.
DIMENSIONAMIENTO. PERFORMANCE. FUNCIONAMIENTO
ANORMAL" en <<http://materias.fi.uba.ar/6720/unidad3.PDF>>
3. "CENTRIFUGAL COMPRESSOR PRINCIPLE" en
<<http://www.youtube.com/watch?v=dUJMvIb4iLI>>
4. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse.
Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p.
1819

3C3 SOPLADORES TIPO LOBULAR:

1. *"THE HISTORY OF ROOTS BLOWERS"* en
<<http://www.cashflo.co.uk/Roots.html>>
2. *"DRESSER ROOTS BLOWER"* en
<[http://www.lesker.com/newweb/
Vacuum_Pumps/jpg/Photo_Service_Dresserroots.jpg](http://www.lesker.com/newweb/Vacuum_Pumps/jpg/Photo_Service_Dresserroots.jpg)>
3. *"AERZEN POSITIVE DISPLACEMENT BLOWER"* en
<[http://www.aerzenusa.com/US/Homepage/Products/Aerzen-Positive-
Displacement-Blowers/DELTA-BLOWER-Generation-5](http://www.aerzenusa.com/US/Homepage/Products/Aerzen-Positive-Displacement-Blowers/DELTA-BLOWER-Generation-5)>
4. *"UNIVERSAL RAI® BLOWERS"* en
<[http://www.rootsblower.com/index.fm/go/product-
detail/product/Universal-RAI-Blowers/](http://www.rootsblower.com/index.fm/go/product-detail/product/Universal-RAI-Blowers/)>
5. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse.
Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p.
1819
6. BYWATER, ROGER, "Superchargers" en
<http://www.jagweb.com/aj6eng/supercharging_article.html>

3C4 COMPRESORES TIPO VENAS VARIABLES:

1. "TURBINAS DE GAS" en
<http://www.uamerica.edu.co/tutorial/4turgas_text3_4.htm>
2. "EFFECT OF VARIABLE INLET GUIDE VANES ON THE OPERATING CHARACTERISTICS OF A TILT NACELLE INLET/POWERED FAN MODEL" en
<http://ntrs.nasa.gov/archive/nasa/casi.ntrs.nasa.gov/19870018195_1987018195.pdf>
3. "TURBINE" en Wikipedia Online. Keyword: Turbine
4. TOUSSAINT, MICHELLE, "Guide vanes upstream the impeller of centrifugal compressor" en
<<http://sti.cnam.fr/turbomachines-moteurs/pdf/EUROT5.PDF>>
5. "VARIABLE INLET GUIDE VANE SYSTEM" en
<<http://www.tpub.com/content/armyaviation/AL0993/AL09930260.htm>>
6. "INLET GUIDE VANES" en <<http://www.turbotechservices.com/igv.html>>
7. "VANE COMPRESSORS" en
<<http://www.about-air-compressors.com/Vane-compressors.html>>
8. RUSS, THOMAS H. "Site planning and design handbook" Ed. Mc Graw Hill. Pag.150
9. METCALF & EDDY INC. Wastewater Engineering Treatment and reuse. Estados Unidos. 2003. 4a Edición. Rev. George Tchobanoglous. P.p. 1819

3D DISEÑO DEL SISTEMA

1. *“AEREATION SYSTEM DESIGN FOR PEAKLOADS”* en
<<http://web.deu.edu.tr/atiksu/ana52/redvalve.pdf>>
2. *“DIFUSORES SISTEMA NOPOL”* en
<<http://62.119.79.79:81/docushare/dsweb/Get/Document-13465/Folleto+Difusores+Nopol.pdf>>
3. *“AQUA DIFFUSER QUANTITY ESTIMATE”* en
<<http://www.aqua-aerobic.com/extras/library/DiffuserQuantity4Depot.pdf>>
4. *“SSI SOTE CHARTS”* en
<<http://www.stamfordscientific.com/images/ssi%20charts.pdf>>
5. *“SCFM (STANDARD CFM) VS. ACFM (ACTUAL CFM)”* en
<<http://www.pdblowers.com/t6-scfm-standard-cfm-vs-acfm-actual-cfm.php>>
6. *“TABLA DE COMPORTAMIENTO DE TEMPERATURA Y HUMEDAD EN EL D.F”* en
<http://www.pochteca.com.mx/doctos/COMPORTAMIENTO_CLIMA_.pdf>
7. *“LA HUMEDAD RELATIVA EN LOS ESTADOS UNIDOS MEXICANOS”* en
<http://dialnet.unirioja.es/servlet/fichero_articulo?codigo=1381146>

3D DISEÑO DEL SISTEMA

1. LUDWIG, ERNEST E. "Applied process design for chemical and petrochemical Plants", Volumen . Tercera Edición.
2. "GENERAL OXYGEN REQUIREMENTS FOR WASTEWATER TREATMENT" en <<http://www.wastewater.com/pdf/135.pdf>>
3. "SCFM (STANDARD CFM) VS. ACFM (ACTUAL CFM)" en <<http://www.pdblowers.com/t6-scfm-standard-cfm-vs-acfm-actual-cfm.php>>