

PROYECTO MEJORA DE LAS ECONOMÍAS  
REGIONALES Y DESARROLLO LOCAL

—  
DISEÑO DE  
REACTORES  
**UPFLOW  
ANAEROBIC  
SLUDGE BLANKET  
(UASB)**

CUADERNO TECNOLÓGICO N° 15

Autores:

**Dr. Fernando Fernández-Polanco**

Universidad de Valladolid - UVa, España

**Dr. Lucas Seghezze**

Instituto de Investigaciones en Energía No  
Convencional - INENCO, CONICET

Universidad Nacional de Salta (UNSa)

Enero de 2015



**INTI**



**Unión Europea**



PROYECTO MEJORA DE LAS ECONOMÍAS  
REGIONALES Y DESARROLLO LOCAL



Unión Europea

Delegación de la Comisión Europea en Argentina  
Ayacucho 1537  
Ciudad de Buenos Aires  
Teléfono (54-11) 4805-3759  
Fax (54-11) 4801-1594



INTI



Instituto Nacional de Tecnología Industrial  
Gerencia de Cooperación Económica e Institucional  
Avenida General Paz 5445 - Edificio 2 oficina 212  
Teléfono (54 11) 4724 6253 | 6490  
Fax (54 11) 4752 5919

[www.ue-inti.gob.ar](http://www.ue-inti.gob.ar)

CONTACTO

Información y Visibilidad: Lic. Gabriela Sánchez  
[gabriela@inti.gob.ar](mailto:gabriela@inti.gob.ar)

—  
DISEÑO DE  
REACTORES  
UPFLOW  
ANAEROBIC  
SLUDGE BLANKET  
(UASB)

CUADERNO TECNOLÓGICO N° 15

Autores:

**Dr. Fernando Fernández-Polanco**

Universidad de Valladolid - UVa, España.

**Dr. Lucas Seghezzo**

Instituto de Investigaciones en Energía

No Convencional - INENCO, CONICET

Universidad Nacional de Salta (UNSa)

Enero de 2015



INTI



Unión Europea

## INDICE

<b>1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>12</b>
1.1 OBJETIVOS.....	12
1.2 PROGRAMA DE LA CAPACITACIÓN.....	13
1.2.1 Programa resumido.....	13
1.2.2 Contenidos mínimos.....	13
Primera Fase.....	13
Segunda Fase: arranque y operación de reactores UASB.....	14
Tercera Fase: puesta en marcha de reactores UASB.....	14
1.2.3 Listado de módulos y clases.....	15
1.2.4 Material entregado.....	16
1.3 LUGAR DE REALIZACIÓN.....	17
1.4 EVALUACIÓN.....	19
<b>2. CONTENIDOS - PARTE I</b>	
<b>DIGESTIÓN ANAERÓBICA.....</b>	<b>23</b>
2.1 BASES DE LOS PROCESOS ANAERÓBICOS.....	23
2.1.1 Mecanismos.....	23
2.1.2 Otras reacciones.....	26
2.1.3 Aspectos microbiológicos.....	27
2.1.4 Energética.....	32
2.1.5 Comparación aeróbico-anaeróbico.....	33
2.2 PARÁMETROS DE OPERACIÓN.....	34
2.2.1 Inóculo inicial y Fase de arranque.....	34
2.2.2 Temperatura.....	35
2.2.3 Mezcla.....	37
2.2.4 Nutrientes.....	38
2.2.5 Compuestos tóxicos.....	39
2.2.6 pH.....	43
2.2.7 Alcalinidad.....	44
2.2.8 Concentración de AGV.....	45
2.2.9 Relación AGV/Alcalinidad.....	46
2.2.10 Producción de biogás.....	47
2.3 ENSAYOS ANAERÓBICOS.....	49
2.3.1 Metodología experimental.....	49
2.3.2 Relación DQO y metano producido.....	52
2.3.3 Diferentes tipos de ensayos.....	53
Ensayos de actividad metanogénica.....	53
Ensayos de potencial metanogénico.....	55
Cálculo de la biodegradabilidad.....	56
Ensayos de inhibición.....	56

2.4 TECNOLOGÍA ANAERÓBICA.....	57
2.4.1 Reactor de mezcla completa.....	58
2.4.2 Reactor de contacto anaeróbico.....	59
2.4.3 Reactor anaeróbico con membranas (AnMBR).....	60
2.4.4 UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket).....	62
2.4.5 Filtros anaeróbicos.....	64
2.4.6 Lechos fluidizados y expandidos.....	65
2.4.7 Reactores expandidos granulares.....	67
2.5 COMPARACIÓN DE TECNOLOGÍAS.....	67
<b>3. CONTENIDOS - PARTE II</b>	
<b>DISEÑO DE REACTORES UASB.....</b>	<b>69</b>
3.1 INTRODUCCIÓN.....	70
3.1.1 Algo de historia.....	70
3.1.2 El reactor UASB.....	71
3.1.3 El reactor UASB en el tratamiento de aguas residuales.....	72
3.1.4 Ventajas y desventajas del tratamiento anaeróbico.....	74
3.2 CONSIDERACIONES PREVIAS AL DISEÑO CONCEPTUAL.....	76
3.2.1 Características del agua residual.....	77
Materia orgánica.....	78
Temperatura.....	78
pH.....	78
Caudal.....	79
3.2.2 Consideraciones y suposiciones.....	79
3.3 EL DISEÑO CONCEPTUAL.....	80
3.3.1 Estudio de caso.....	80
3.3.2 Códigos y glosario.....	82
3.3.3 Características relevantes de las aguas residuales.....	83
3.3.4 Parámetros primarios de diseño.....	84
3.3.5 Parámetros ambientales.....	85
3.3.6 Parámetros que afectan el diseño y la operación.....	86
3.3.7 Suposiciones básicas.....	86
TRH y COV.....	86
Altura del reactor.....	87
Número de módulos.....	88
3.3.8 Cálculos preliminares.....	88
Cálculo de caudales medios y máximos.....	88
Cálculo del volumen.....	90

3.3.9 Proceso de diseño	91
El reactor	92
Área del reactor	92
Velocidad ascensional	93
Forma del reactor	93
Lados del reactor (reactores cúbicos)	94
Diámetro del reactor (reactores cilíndricos)	94
Chequeo del TRH	94
Cálculo de la COV	94
Redondeo de dimensiones	95
Recálculo de parámetros	96
El separador trifásico	96
Deflectores	98
Biogás	98
Área basal total del separador GLS	99
Número de separadores trifásicos	100
Altura del separador GLS	101
Ángulo de las paredes del separador	102
Área de liberación de gas	105
Sistema de distribución de influente	107
Efluente	110
Exceso de lodo	110
Producción de lodo	110
Puntos de descarga del lodo	111
Lechos de secado de lodos	113
Resumen de parámetros de diseño	114
3.3.10 Puesta en marcha del reactor	117
3.4 TRATAMIENTO PRELIMINAR	117
3.5 POST-TRATAMIENTO	118
3.5.1 Uso del efluente tratado	118
Descarga en un cuerpo receptor	119
Reúso en agricultura	119
3.5.2 Ejemplo de diseño de Lagunas de Maduración	120
3.6 COSTOS	122
3.6.1 Costos de inversión	122
3.6.2 Costos de operación y mantenimiento	123
3.6.3 Otros costos	123
3.6.4 Resumen de costos	123
<b>4. COMENTARIOS FINALES</b>	<b>124</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Capacitación en San Miguel de Tucumán. Presentación del Dr. Fernando Fernández-Polanco.....	17
Figura 2. Capacitación en San Miguel de Tucumán. Presentación del Dr. Lucas Seghezzo.....	18
Figura 3. Participantes del curso en San Salvador de Jujuy. ....	18
Figura 4. Participantes del curso realizado en el Centro INTI del PTM en Buenos Aires....	19
Figura 5. Opinión general sobre el curso, considerando todas las áreas temáticas combinadas.....	20
Figura 6. Opinión sobre el curso por área temática. ....	21
Figura 7. Opinión general sobre el curso, considerando todas las áreas temáticas combinadas, para los participantes de Tucumán (arriba), Jujuy (centro) y Buenos Aires (abajo). Nota: el gráfico de Tucumán se construyó con 1 sola respuesta. ....	22
Figura 8. Proceso de depuración anaeróbica. ....	23
Figura 9. Esquema completo del proceso anaeróbico (adaptado de IWA Newsletter, junio 2001).....	23
Figura 10. Esquema simplificado de las vías implicadas en el catabolismo de hidratos de carbono.....	28
Figura 11. Efecto de la presión parcial de hidrógeno en la energía libre durante la formación de metano.....	31
Figura 12. Balance energético de los procesos aeróbico y anaeróbico.....	33
Figura 13. Efecto de la temperatura de operación sobre la actividad de microorganismos anaeróbicos. ....	36
Figura 14. Efecto de la concentración de compuestos tóxicos. ....	39
Figura 15. Presencia de las diferentes formas de sulfuro en función del pH.....	42
Figura 16. Relación entre presión parcial de CO <sub>2</sub> , pH y alcalinidad en un reactor anaeróbico. ....	44
Figura 17. Composición esperada del biogás en función del estado de oxidación del compuesto. ....	48
Figura 18. Parámetros del proceso anaeróbico. ....	49
Figura 19. Métodos utilizados para realizar ensayos anaeróbicos.....	50
Figura 20. Métodos utilizados para realizar ensayos anaeróbicos.....	51
Figura 21. Medida de biogás y metano con transductores de presión. ....	52
Figura 22. Medida de biogás y metano con transductores de presión. ....	55

Figura 23. Curvas indicando efecto inhibitor.....	57
Figura 24. Evolución del efecto inhibitor en el tiempo.....	57
Figura 25. Reactor de mezcla completa.....	58
Figura 26. Instalaciones con digestor de mezcla completa.....	59
Figura 27. Reactor de contacto anaeróbico.....	59
Figura 28. Reactor anaeróbico con membranas (AnMBR).....	60
Figura 29. Módulos comerciales de membrana.....	61
Figura 30. Esquema de sistema de tratamiento que incorpora membranas.....	62
Figura 31. Esquema conceptual de un reactor UASB.....	63
Figura 32. Gránulos de un reactor UASB.....	63
Figura 33. Campana (izquierda) y sistema de distribución (derecha) de un reactor UASB.....	63
Figura 34. Reactor tipo filtro anaeróbico.....	65
Figura 35. Reactor de lecho fluidizado y biopartícula con soporte.....	66
Figura 36. Reactores comerciales de lecho granular expandido.....	67
Figura 37. Ubicación del diseño conceptual en los procesos de diseño, construcción y operación de una planta de tratamiento de aguas residuales.....	69
Figura 38. Dr. Gatzke Lettinga (derecha), inventor del reactor UASB, junto al autor de este manual, en la Universidad de Wageningen (Holanda), en el año 2008... 70	70
Figura 39. Diagrama esquemático de un reactor UASB.....	71
Figura 40. Sistema de tratamiento de aguas residuales domésticas que incluye un reactor UASB y una etapa de post-tratamiento aeróbico. Las flechas rojas señalan los procesos unitarios cuyo diseño será objeto del presente manual.....	73
Figura 41. Procesos unitarios en dos plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas con diferentes sistemas de tratamiento secundario. Arriba: lodos activados. Abajo: reactor UASB.....	73
Figura 42. Ubicación del pueblo de Hipólito Yrigoyen en el Norte de la provincia de Salta, Argentina.....	81
Figura 43. Vista aérea del pueblo de Hipólito Yrigoyen, provincia de Salta, Argentina.....	81
Figura 44. Portal de entrada y calle de acceso de Hipólito Yrigoyen.....	81
Figura 45. Códigos de colores y fuentes usados en el archivo de cálculo.....	82
Figura 46. Glosario de términos más importantes utilizados en el diseño conceptual.....	83
Figura 47. Parámetros básicos de diseño (caudal y concentración).....	84
Figura 48. Parámetro ambiental decisivo.....	85
Figura 49. Características esperadas en ARD.....	85

Figura 50. Suposiciones iniciales que se utilizarán en este manual como ejemplo de diseño de un reactor UASB para ARD.....	88
Figura 51. Cálculo del caudal medio y pico.....	88
Figura 52. Estimación del caudal de diseño (ver valor en el recuadro) basada en información demográfica y otros datos.....	89
Figura 53. Estimación del caudal de diseño para el caso de Hipólito Yrigoyen.....	90
Figura 54. Cálculos preliminares para decidir si el reactor está limitado por la carga orgánica o por la carga hidráulica. El valor indicado fue el valor seleccionado para el diseño.....	91
Figura 55. Dimensiones calculadas durante el proceso de diseño.....	91
Figura 56. Cálculo inicial de las dimensiones del reactor.....	92
Figura 57. Cálculo de los lados o el diámetro del reactor.....	93
Figura 58. Recálculo del TRH y de la COV para control.....	95
Figura 59. Redondeo de dimensiones a valores realistas y posibles de construir. Estos valores se copian en la columna 'Final'.....	95
Figura 60. Recálculo de las dimensiones del reactor en función de la longitud de los lados seleccionados por el diseñador (o por el diámetro para el caso de reactores circulares). Empezar recalculando el área con las nuevas dimensiones (en el archivo XL, seguir las flechas largas).....	96
Figura 61. Maqueta de un separador GLS donde se pueden ver detalles constructivos (izquierda: corte transversal; derecha: vista en planta).....	97
Figura 62. Ejemplo de separador GLS donde se pueden ver detalles constructivos (izquierda: Brasil; derecha: Egipto).....	97
Figura 63. Ejemplos de separador GLS donde se pueden ver la caja de distribución en la parte superior, el deflector interno, las paredes del separador, y los vertederos para el efluente a ambos lados (izquierda: Colombia; derecha: Egipto).....	98
Figura 64. Seleccionar un valor de diseño para la Vasc en el área de apertura y realizar el primer cálculo de las dimensiones del separador trifásico.....	99
Figura 65. Cálculo de los lados de los separadores trifásicos.....	101
Figura 66. Cálculo y selección de los valores finales para los separadores trifásicos.....	102
Figura 67. Cálculo de la altura del separador trifásico basado en la 'relación de alturas'.....	102
Figura 68. Esquema de un separador trifásico con sus dimensiones trigonométricas básicas.....	103
Figura 69. Ángulo de las paredes del separador trifásico para el estudio de caso.....	103
Figura 70. A veces (casi nunca) es mejor fijar el ángulo y calcular la altura del separador trifásico.....	104
Figura 71. Estimación de algunas dimensiones auxiliares para el separador.....	104

Figura 72. Cálculo del área de liberación de biogás (a).....	105
Figura 73. Cálculo del área de liberación de biogás (b).....	106
Figura 74. Cálculo del área de liberación de biogás (c).....	106
Figura 75. Estimación de la producción potencial de biogás en las condiciones de campo.....	107
Figura 76. Distribución uniforme del influente en la base de un reactor UASB de dos módulos a través de un número adecuado de puntos de inyección. Cada punto de inyección (puntos negros indicados con la flecha) tiene su respectiva área de influencia (círculos grises) (fuente: Carlos A. de Lemos Chernicharo).....	108
Figura 77. Cálculo del número de puntos de inyección de influente.....	108
Figura 78. Distintas formas de fijar los puntos de inyección de influente en la base del reactor UASB (foto: Carlos A. de Lemos Chernicharo).....	109
Figura 79. Ejemplo de caja de distribución circular (foto: Carlos A. de Lemos Chernicharo).....	109
Figura 80. Desobstrucción de un punto de inyección tapado en una caja de distribución de poliéster reforzado con fibra de vidrio (Bucaramanga, Colombia).....	110
Figura 81. Cálculo de la producción de lodo.....	111
Figura 82. Número y ubicación de los puntos de descarga de lodo en exceso (purgas).....	112
Figura 83. Tubos de descarga de lodo en exceso en el interior del reactor UASB.....	112
Figura 84. Dimensiones estimadas para los lechos de secado.....	113
Figura 85. Ejemplo de lechos de secado de lodos anaeróbicos (Salta, Argentina).....	113
Figura 86. Esquema básico, no a escala, mostrando las principales dimensiones del reactor UASB. Se muestra sólo un separador trifásico.....	116
Figura 87. Croquis a escala del diseño conceptual.....	117
Figura 88. Ejemplo de rejas (izquierda) y desarenador (derecha) similares a los requeridos para el tratamiento preliminar en una planta de tratamiento basada en el reactor UASB.....	118
Figura 89. Ejemplo de diseño de un sistema de lagunas de maduración (LDM) como post-tratamiento del efluente del reactor UASB del estudio de caso.....	121

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Principales grupos de microorganismos anaeróbicos.....	27
Tabla 2. Comparación aeróbico-anaeróbico.....	33
Tabla 3. Efecto de la temperatura en el reactor UASB.....	36
Tabla 4. Requerimientos de nutrientes en procesos biológicos anaeróbicos.....	38
Tabla 5. Objetivos de los ensayos anaeróbicos.....	49
Tabla 6. Características de los sistemas que miden volumen de gas.....	51
Tabla 7. Condiciones estandar del ensayo de actividad metanogénica.....	54
Tabla 8. Condiciones estandar del ensayo de BMP.....	56
Tabla 9. Tipos de reactores anaeróbicos.....	58
Tabla 10. Posibles tecnologías de membrana.....	61
Tabla 11. Características del sistema UASB.....	64
Tabla 12. Características de los filtros anaeróbicos.....	65
Tabla 13. Características de los lechos fluidizados.....	66
Tabla 14. Limitaciones técnicas de las tecnologías.....	68
Tabla 15. Comparativa de diferentes tecnologías.....	68
Tabla 16. Fundamentos del reactor UASB.....	72
Tabla 17. Ventajas y desventajas del tratamiento anaeróbico.....	74
Tabla 18. Información básica necesaria para diseñar un reactor UASB.....	77
Tabla 19. Lista de los parámetros más importantes de diseño conceptual del reactor UASB.....	115
Tabla 20. Resumen de costos estimados.....	123

## PRESENTACIÓN

La Unión Europea y el INTI firmaron un convenio de financiación destinado a mejorar la competitividad de las miPyMEs del norte argentino acercando respuestas tecnológicas apropiadas al nuevo entorno productivo industrial. Los responsables de la ejecución del Proyecto "Mejora de las Economías Regionales y Desarrollo Local" son el Instituto Nacional de Tecnología Industrial (INTI), en representación del gobierno nacional, y la Delegación de la Unión Europea en Argentina.

Durante más de medio siglo, el INTI ha construido capacidades profesionales e infraestructura tecnológica de relevancia que lo posicionan hoy como actor importante para aportar innovación tecnológica aplicada a los procesos productivos de toda la economía y para el desarrollo de soluciones industriales que incrementen la productividad y la competitividad de la industria nacional.

Con la ejecución de este proyecto se busca acercar la tecnología y las capacidades técnicas a las regiones de menor desarrollo relativo del país, poniendo a disposición de las miPyMEs y Pymes los medios para satisfacer las demandas de mejora de eficiencia y calidad de sus productos y/o servicios para dar un salto cualitativo en cada una de las provincias del NOA y NEA.

Por tanto, a través de un diagnóstico y evaluación de necesidades tecnológicas hecho en articulación con los gobiernos provinciales, se diseñó un plan de acción sectorial que se implementará hasta el 2015, en cinco sectores industriales determinados como prioritarios: industrialización de alimentos, curtiembre, textil, y metalmecánica junto a la gestión medioambiental como eje transversal a los sectores industriales anteriores.

El proyecto Mejora de las Economías Regionales y Desarrollo Local surge como parte de las acciones de vinculación internacional del INTI, en donde la cooperación técnica con organismos públicos y privados del mundo -presentes en el campo tecnológico- favorecen el intercambio de conocimientos como elemento fundamental para el desarrollo industrial local.

En esa dirección, uno de los componentes de este proyecto es la convocatoria de especialistas en diversas temáticas, para cumplir con misiones de trabajo en nuestro país. El objetivo de cada misión es brindar capacitaciones específicas a técnicos de las provincias norteñas, de acuerdo a la especialidad de cada experto, a grupos de trabajo de Centros Regionales de Investigación y Desarrollo así como a Unidades Operativas que conforman la red INTI, y brindar asistencia técnica a las miPyMEs que acompañen el desarrollo de las actividades del proyecto. Además, mantienen entrevistas con actores locales quienes constituyen un recurso esencial y estratégico para alcanzar los objetivos planteados.

La publicación que se dispone a conocer ha sido concebida como resultado de una misión técnica de uno de los expertos intervinientes en este proyecto. Cada experto al finalizar su trabajo en el país, elabora un informe técnico con recomendaciones para el fortalecimiento del sector para el cual fue convocado y que da lugar a la presente producción, editada con el propósito de divulgar los conocimientos a partir de las necesidades detectadas y los resultados del intercambio efectivo hecho en territorio, conjugando los basamentos teóricos con la realidad local.

### **Dra. Graciela Muset**

DIRECTORA DEL PROYECTO MEJORA DE LAS ECONOMÍAS REGIONALES Y DESARROLLO LOCAL

El contenido de este documento es responsabilidad exclusiva del autor y en ningún caso se debe considerar que refleja la opinión de la Unión Europea.

## 1. INTRODUCCIÓN

Este 'Cuaderno Tecnológico' complementa los materiales científicos y técnicos distribuidos durante los Talleres de Capacitación sobre 'Diseño de reactores UASB' dictados en las sedes regionales del Instituto Nacional de Tecnología Industrial (INTI) ubicadas en las ciudades de San Miguel de Tucumán, San Salvador de Jujuy y Buenos Aires de la República Argentina.

Estos talleres fueron organizados en el marco del proyecto 'Mejora de las Economías Regionales y Desarrollo Local', ejecutado por INTI con el apoyo de la Unión Europea, cuyo objetivo es mejorar la competitividad de las industrias de pequeña escala (miPyMEs) en las regiones Noroeste (NOA) y Noreste (NEA) de la Argentina a través del fortalecimiento de las capacidades técnicas locales. A tal efecto, estos talleres se idearon como una forma de generar espacios que permitan ampliar los conocimientos de técnicos y profesionales con destino al fortalecimiento de la industria nacional.

Los destinatarios de estos talleres fueron representantes de industrias, especialistas, académicos, investigadores, funcionarios gubernamentales y representantes de entidades intermedias. El perfil de los participantes fue ingenieros, arquitectos y otros profesionales interesados en el saneamiento ambiental y el tratamiento de aguas residuales.

Esta misión surge como consecuencia de la identificación de la necesidad de apoyar a los Centros INTI en el NOA y NEA en el asesoramiento a industrias de las provincias de ambas regiones en aspectos vinculados al tratamiento de efluentes para diferentes tipos de industrias. Esta necesidad fue reiterada en la línea de base del proyecto y en las diferentes asistencias técnicas realizadas hasta la fecha por el proyecto. En particular, se sugirió realizar una capacitación y asistencia técnica en tratamiento de aguas residuales industriales mediante el sistema conocido como reactor anaeróbico de flujo ascendente y manto de lodos o reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), tecnología en la que el INTI reconoce debilidades que le dificultan apoyar a los centros del NOA y NEA.

### 1.1 OBJETIVOS

El objetivo general de estos talleres fue proveer conocimientos técnicos específicos sobre diseño de reactores UASB al personal del INTI de las provincias de intervención del NOA, y a empresas, profesionales y docentes del sector.

El objetivo particular de este Cuaderno Tecnológico es proporcionar un documento único, de fácil consulta, que resuma los contenidos de los talleres y brinde herramientas concretas para la capacitación en el diseño de reactores UASB.

Este Cuaderno Tecnológico debe usarse en combinación con el material distribuido durante los talleres y que se adjunta al mismo en forma de un CD (en particular, las presentaciones que describen el ejercicio práctico de diseño de reactores UASB y la hoja de cálculo de diseño).

## 1.2 PROGRAMA DE LA CAPACITACIÓN

### 1.2.1 PROGRAMA RESUMIDO

Los temas que se desarrollaron durante los cursos fueron los siguientes:

- Principios básicos de tratamiento de aguas residuales.
- Tratamiento preliminar, primario, secundario y terciario.
- Reactores anaeróbicos.
- El reactor anaeróbico de flujo ascendente y manto de lodos (UASB).
- Criterios detallados de diseño.
- Sistemas a gran escala (industrias, pueblos y ciudades).
- Sistemas a pequeña escala (urbanizaciones y viviendas).
- Monitoreo y control.
- Post-tratamiento.
- Reúso de aguas tratadas.
- Sustentabilidad de los sistemas de gestión del agua y el saneamiento.

### 1.2.2 CONTENIDOS MÍNIMOS

Estos temas permitieron cumplir con los contenidos mínimos establecidos por el INTI para este programa, que se detallan a continuación:

#### Primera Fase

- Tipos de reactores
- Principio de funcionamiento
- Cargas aplicables
- Bioquímica de la degradación anaeróbica
- Variables de influencia en la degradación
- Parámetros de diseño

- Criterios de diseño
- Dimensionamiento del biodigestor
- Sistema de distribución del afluente
- Separador trifásico
- Producción y tratamiento de lodos
- Desgasificación del efluente
- Control de olores
- Capacidad buffer del sistema
- Aspectos termodinámicos
- Balance de masas
- Potencialidad de producción de biogás, recolección, acondicionamiento y usos
- Determinación de la actividad metanogénica específica (AME)
- Integración energética
- Ensayos de tratabilidad en escala laboratorio
- Automatismo
- Aspectos constructivos

#### Segunda Fase: arranque y operación de reactores UASB

- Inoculación del reactor UASB
- Selección del inóculo y granulación
- Nutrientes que promueven el arranque en la granulación
- Inhibidores de la granulación
- Arranque a partir de un inóculo de baja calidad
- Técnicas de seguimiento y parámetros óptimos a considerar en las etapas de granulación, arranque y puesta en marcha del reactor

#### Tercera Fase: puesta en marcha de reactores UASB

- Pérdida de biomasa: condiciones hidráulicas de operación óptimas para evitar el lavado y acidificación del reactor
- Actividad metanogénica óptima del inóculo
- Aumento de la velocidad de carga orgánica
- Instrucciones para la aplicación de la recirculación del efluente y para el arranque con el fin de promover la formación de lodo granular

### 1.2.3 LISTADO DE MÓDULOS Y CLASES

Las clases que se indican más abajo tuvieron una duración de entre 30 y 60 minutos cada una. Incluidas las pausas intermedias y los momentos de discusión y debate, cada módulo duró entre 3 y 4 horas. Los cursos contaron con aspectos teóricos (presentaciones y clases) y trabajos prácticos (realización de ejercicios de diseño de reactores UASB).

#### 1) Conceptos generales

- Clase 1 - Parámetros de caracterización de residuos.
- Clase 2 - Ensayos anaeróbicos específicos.
- Clase 3 - Principios de los procesos biológicos.
- Clase 4 - Tecnologías de tratamiento.
- Clase 5 - Biogás.
- Clase 6 - Principios básicos de tratamiento de aguas residuales.
- Clase 7 - El tratamiento anaeróbico de aguas residuales.
- Clase 8 - El reactor anaeróbico de flujo ascendente y manto de lodos (UASB).

#### 2) Diseño conceptual de reactores UASB

- Clase 9 - Diseño de reactores UASB. Pasos previos y conceptos básicos.
- Clase 10 - Criterios detallados de diseño de reactores UASB a distintas escalas
- Clase 11 - El caso de la ciudad de Hipólito Yrigoyen (Salta, Argentina).

#### 3) Ejercicio de diseño de reactores UASB

- Clase 12 - Ejercicio de diseño de reactores UASB Parte I (Planteo inicial del problema. Cálculo de caudales. Selección de variables de diseño. Trabajo en grupos con distintos estudios de caso).
- Clase 13 - Ejercicio de diseño de reactores UASB Parte II (Diseño del reactor. Cantidad de módulos. Dimensiones básicas. Distribución del influente. Recolección del efluente. Separadores Gas-Líquido-Sólido. Deflectores. Producción y liberación de biogás).
- Clase 14 - Ejercicio de diseño de reactores UASB Parte III (Producción y descarga de lodos. Post-tratamiento en lagunas de maduración. Aspectos económicos básicos).

#### 4) Aspectos complementarios

- Clase 15 - Monitoreo y control de reactores UASB (toxicidad, puesta en marcha, granulación).
- Clase 16 - Post-tratamiento de aguas residuales en lagunas de estabilización.
- Clase 17 - Reúso de aguas residuales domésticas.
- Clase 18 - Tratamiento anaeróbico de aguas residuales industriales.
- Clase 19 - Legislación. Normas de descarga de aguas residuales.
- Clase 20 - Sustentabilidad y gestión del agua.
- Clase 21 - Resumen de tesis doctoral sobre reactores UASB

#### 5) Evaluación

- Clase 22 - Evaluación (Diseño de un reactor UASB para distintos casos a propuesta de los participantes. Trabajo individual o en grupo).

#### 1.2.4 MATERIAL ENTREGADO

Para facilitar futuras ediciones de esta actividad, se proveyó material bibliográfico y metodologías de diseño que permitan la formación de otros técnicos y la asistencia a empresas en el NOA y NEA. Para que los técnicos del INTI en estas provincias cuenten con los conocimientos adecuados y para que puedan replicar el asesoramiento a empresas, se desarrolló material de formación específico que se adjunta a este Cuaderno Tecnológico. Los talleres en cada provincia fueron acompañados por los expertos sectoriales en cada centro. La duración total de cada curso no permitió realizar la totalidad de las presentaciones de manera presencial. Sin embargo, los participantes pueden seguir las presentaciones de manera personal ya que se entregó a los participantes un CD con información sobre el curso, material bibliográfico, las presentaciones realizadas durante la capacitación, y las hojas de cálculo necesarias para el diseño. Se incluyeron en el CD algunas técnicas y protocolos de laboratorio que se utilizan para la caracterización de aguas residuales domésticas e industriales y para el monitoreo y control de reactores UASB. Según la industria de que se trate, será necesario agregar otras determinaciones específicas.

#### 1.3 LUGAR DE REALIZACIÓN

La base operativa de la misión fue la oficina sede del INTI en el Parque Tecnológico Miguelete (PTM) en Buenos Aires. Los cursos se realizaron en el PTM y en locales contratados por los Centros INTI en las provincias de Tucumán y Jujuy. Asistieron a los Talleres un total de 79 participantes entre los tres Centros (ver Figura 1, Figura 2, Figura 3 y Figura 4). El INTI facilitó el espacio y los equipos de trabajo necesarios para la realización del curso (proyector, pantalla, pizarras, marcadores, etc.).



Figura 1. Capacitación en San Miguel de Tucumán. Presentación del Dr. Fernando Fernández-Polanco.



Figura 2. Capacitación en San Miguel de Tucumán. Presentación del Dr. Lucas Seghezzo.



Figura 3. Participantes del curso en San Salvador de Jujuy.



Figura 4. Participantes del curso realizado en el Centro INTI del PTM en Buenos Aires.

#### 1.4 EVALUACIÓN

Al final de cada curso, se requirió a los participantes que llenen una encuesta anónima para evaluar el dictado del curso. Esta encuesta incluyó los siguientes aspectos, que debían ser valorados en cuatro categorías (mala, aceptable, buena, o muy buena):

- 1) Relevancia de los contenidos para su formación profesional
- 2) Relevancia de los contenidos para su región
- 3) Cumplimiento de expectativas
- 4) Calidad del material recibido
- 5) Cantidad del material recibido
- 6) Solvencia del cuerpo docente
- 7) Duración del curso
- 8) Organización

Se les solicitó también que realicen los comentarios que deseen en cada uno de estos aspectos y que indiquen finalmente qué fue lo que más les gustó y lo que menos les gustó del curso. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 5 y en la Figura 6. Estas figuras se construyeron con los resultados de 31 evaluaciones completadas por los participantes. Como se puede ver en la Figura 5, más del 95% de los participantes consideró que el curso fue Bueno o Muy Bueno, teniendo en cuenta todas las áreas temáticas agrupadas. Además, casi dos tercios de los participantes (más del 65%) consideraron que el curso fue Muy Bueno.

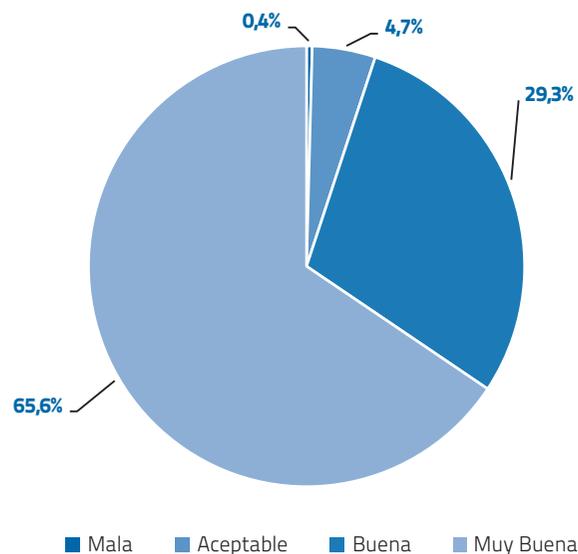


Figura 5. Opinión general sobre el curso, considerando todas las áreas temáticas combinadas.

La Figura 6 muestra los resultados de la evaluación por área temática. Puede verse en este gráfico de barras que la calidad y cantidad del material recibido, y la solvencia del cuerpo docente, obtuvieron los mejores resultados (alrededor del 90% de los participantes catalogaron estos aspectos con Muy Bueno). Por otra parte, la duración del curso y la organización obtuvieron los peores resultados. En cuanto a la duración, muchos participantes consideraron que los cursos deberían ser más largos para permitir una mayor profundización de los conceptos y la realización de más trabajos prácticos. La organización obtuvo algunos comentarios negativos en cuanto al cumplimiento de los horarios, el tipo de locales utilizados y la inasistencia de algunos actores industriales importantes. Es importante resaltar que muchos participantes indicaron que los cursos eran relevantes para su formación profesional pero que no eran tan relevantes para las regiones respectivas debido a un supuesto desinterés en el sector industrial en general por el tratamiento de aguas residuales y a la falta de control estatal adecuado y eficiente.

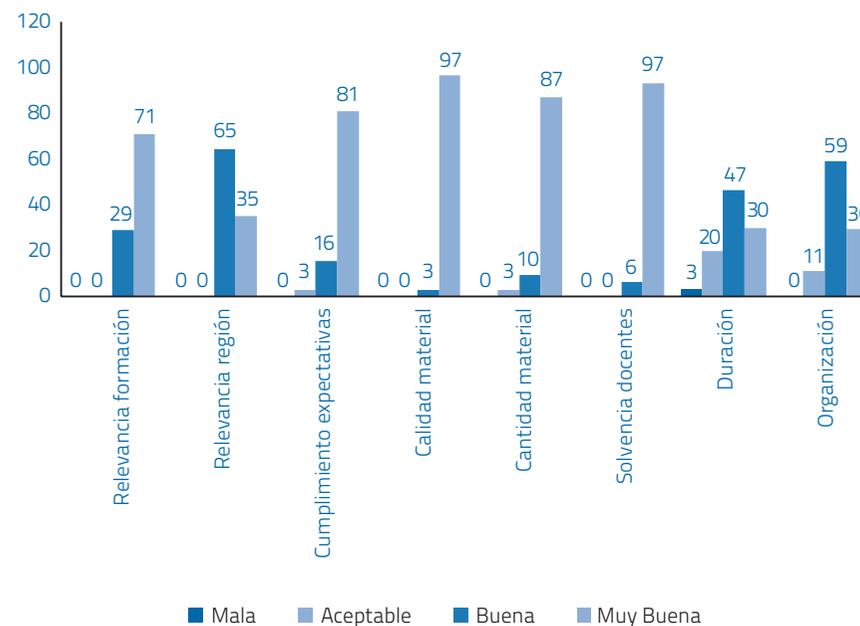


Figura 6. Opinión sobre el curso por área temática.

Como se aprecia en la Figura 7, existieron algunas diferencias entre las respuestas obtenidas para las distintas localidades. En los cursos realizados en Jujuy y Buenos Aires, los participantes llenaron sus encuestas inmediatamente al finalizar el curso. Por cuestiones de horario, no fue posible realizar la encuesta de manera presencial en Tucumán y se acordó que cada participante enviaría su encuesta por email. Sin embargo, al momento de la elaboración de este informe sólo se había recibido 1 encuesta de los participantes de Tucumán. Por tal motivo, el gráfico para el curso de Tucumán de la Figura 7 no representa la opinión de la mayoría de los participantes.

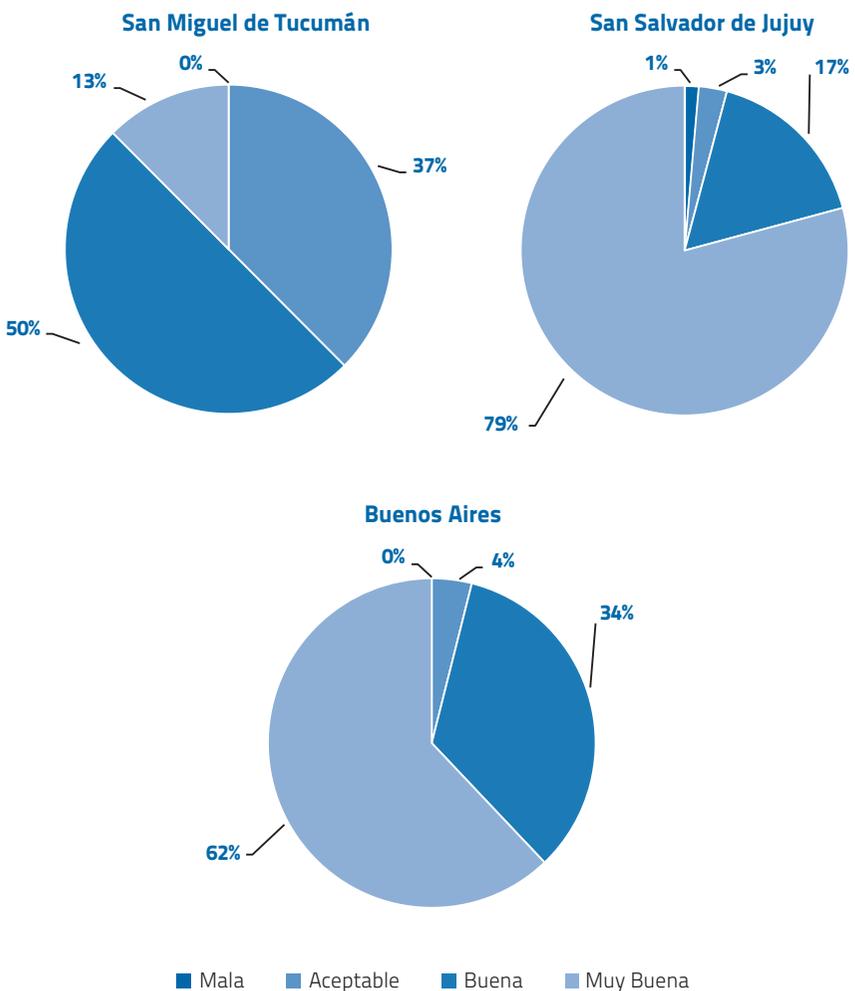


Figura 7. Opinión general sobre el curso, considerando todas las áreas temáticas combinadas, para los participantes de Tucumán (arriba), Jujuy (centro) y Buenos Aires (abajo). Nota: el gráfico de Tucumán se construyó con 1 sola respuesta.

## 2. CONTENIDOS - PARTE I DIGESTIÓN ANAERÓBICA

### 2.1 BASES DE LOS PROCESOS ANAERÓBICOS

#### 2.1.1 MECANISMOS

En el proceso de depuración anaeróbica, la contaminación orgánica presente en las aguas es transformada por la acción de microorganismos en: (1) biogás (mezcla de  $CH_4+CO_2$ ), (2) materias orgánicas degradadas que continúan en disolución y (3) nuevos microorganismos tal y como se indica en la Figura 8.

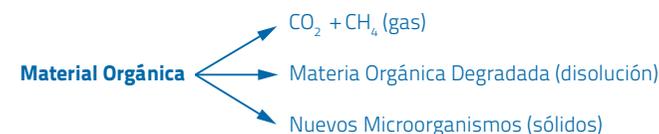


Figura 8. Proceso de depuración anaeróbica.

Este esquema sencillo de degradación de materia orgánica, en la práctica, se realiza a través de una serie compleja de reacciones bioquímicas que transcurren tanto en paralelo como en serie. A la vista de los resultados obtenidos por diferentes equipos de investigación, en la Figura 9 se ofrece un esquema completo del proceso anaeróbico, que puede servir de base para el cálculo cinético de reactores anaeróbicos, también aparecen los principales productos intermedios de la degradación metanogénica de compuestos orgánicos.

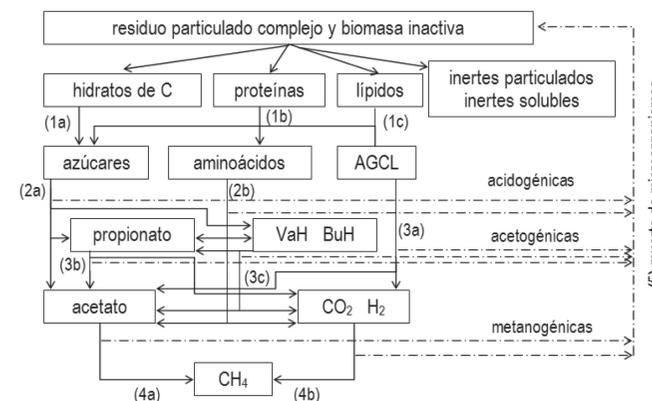


Figura 9. Esquema completo del proceso anaeróbico (adaptado de IWA Newsletter, junio 2001).

Es muy numerosa la bibliografía en la que se encuentran propuestas de diferentes esquemas cuyas 4 etapas fundamentales son comunes pero que difieren en las etapas de transformación de los intermedios de reacción. Éste es uno de los más completos.

Las distintas reacciones que tienen lugar en un proceso anaeróbico pueden encuadrarse en 4 fases:

**1)** Hidrólisis: en la etapa de hidrólisis la materia orgánica compleja (hidratos de carbono, proteínas y lípidos) que forma parte el agua residual se transforma en materia orgánica sencilla como azúcares, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga (AGCL). Es una etapa indispensable del proceso anaeróbico ya que la materia compleja tiene un tamaño demasiado grande como para poder permear a través de la membrana citoplasmática de los microorganismos, que es la encargada de regular el transporte de los alimentos solubles. Los microorganismos encargados de realizar el proceso de depuración sólo son capaces de actuar sobre materia orgánica disuelta. La hidrólisis se produce por acción de enzimas extracelulares segregadas por los microorganismos por lo que esta etapa no puede considerarse como un proceso puramente biológico ya que no tiene lugar dentro de los propios microorganismos. Esta etapa es limitante en efluentes con gran cantidad de sólidos, cuya hidrólisis previa es necesaria, y donde puede considerarse que la velocidad de producción de biogás es proporcional a la velocidad de solubilización de materia orgánica. La hidrólisis incluye las siguientes reacciones (ver Figura 9):

- 1a)** hidrólisis de hidratos de carbono en azúcares
- 1b)** hidrólisis de proteínas en aminoácidos
- 1c)** hidrólisis de lípidos en aminoácidos y AGCL

**2)** Acidogénesis: las bacterias acidificantes transforman la materia orgánica disuelta generada en la etapa de hidrólisis (azúcares y aminoácidos) en ácidos grasos volátiles (AGV) y mezclas de  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$ . La cinética del proceso es relativamente rápida y el pH óptimo bajo. Las bacterias implicadas son facultativas. Las reacciones (2a) y (2b) de la Figura 9 representan el proceso:

- 2a)** acidogénesis de azúcares en AGV (acetato, propionato, valerato, butirato) y mezclas de  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$
- 2b)** acidogénesis de aminoácidos en AGV (acetato, propionato, valerato, butirato) y mezclas de  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$

**3)** Acetogénesis: las moléculas orgánicas de pequeño tamaño generadas en la etapa de acidogénesis, sobre todo los ácidos grasos volátiles (AGCL, propionato, valerato y butirato), son transformadas en acetato y mezclas de  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$ . Las bacterias que llevan a cabo esta etapa reciben el nombre de bacterias facultativas acetogénicas y viven en estrecha colaboración con las bacterias metanogénicas. El proceso tiene lugar a través de las siguientes reacciones de la Figura 9:

- 3a)** acetogénesis de AGCL
- 3b)** acetogénesis de propionato
- 3c)** acetogénesis de valerato y butirato

**4)** Metanogénesis: es la única etapa estrictamente anaeróbica y en ella las bacterias metanogénicas producen  $\text{CH}_4$  a partir de acetato o de mezclas  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$  generados en la etapa anterior. En la Figura 9, la metanogénesis se representa a través de las reacciones:

- 4a)** metanogénesis acetotrófica con transformación de acetato en metano
- 4b)** metanogénesis hidrogenotrófica con transformación de mezclas  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$  en metano

Características fundamentales de la metanogénesis que influirán de forma definitiva en el éxito del proceso anaeróbico de tratamiento de aguas residuales son:

- la cinética del proceso y la velocidad de formación de nuevas bacterias son bajas
- las bacterias metanogénicas son muy sensibles a las condiciones ambientales en las que se desarrolla el proceso (temperatura, tóxicos, nutrientes...)
- las bacterias metanogénicas son estrictamente anaeróbicas
- el pH de trabajo es próximo a 7

Los principales problemas de operación de los procesos anaeróbicos están asociados a estas características. La elevada sensibilidad de las bacterias metanogénicas se traduce en una inhibición de la última etapa del proceso anaeróbico (metanogénesis) cuando los parámetros de operación se alejan de los valores óptimos. La inhibición de la metanogénesis da lugar a una acumulación de intermedios de reacción (AGV) que provocan la acidificación del proceso con la consecuente caída del pH si el medio de reacción no está bien tamponado (alcalinidad). La recuperación es lenta y complicada debido al bajo crecimiento de las bacterias metanogénicas. Es pues imprescindible conocer los principales parámetros de operación de los procesos anaeróbicos, su influencia en el proceso y sus valores óptimos. En un reactor anaeróbico todas las etapas han de verificarse sucesivamente, de aquí la posibilidad de efectuar el proceso global en reactores sucesivos, cada uno de los cuales se optimiza para lograr una adecuada marcha y control de la etapa.

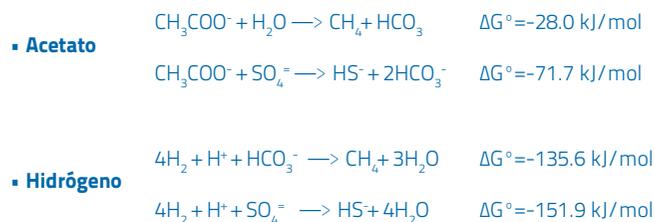
- 5) Muerte de microorganismos. todos los microorganismos que intervienen en el proceso están formados por carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno. Una fórmula que se ajusta a la composición típica de las bacterias es  $C_5H_7NO_2$ . Los microorganismos son, por tanto, materia orgánica activa. Cuando los microorganismos mueren, generan biomasa inactiva que es degradada por las bacterias activas junto con el resto de contaminantes orgánicos presentes en el agua residual.

### 2.1.2 OTRAS REACCIONES

La cada vez mayor complejidad de las aguas residuales origina la presencia de contaminantes como nitrógeno, fósforo y azufre que sufren transformaciones en los procesos biológicos anaeróbicos. Estos procesos de transformación de nutrientes dan lugar a una serie de reacciones secundarias dentro de los digestores anaeróbicos. Algunas de estas reacciones se realizan para eliminar la contaminación por nutrientes (eliminación de nitrógeno y fósforo) mientras otras causan problemas de interacción con el proceso de eliminación de materia orgánica como en el caso de reducción de sulfato. En los digestores anaeróbicos tiene lugar la transformación de nitrato en nitrógeno gas en los procesos de desnitrificación. Esta transformación no interacciona con el proceso de metanogénesis.

En el tratamiento anaeróbico de un agua residual con compuestos de azufre oxidado, metanogénesis y reducción de sulfato son el paso final del proceso biológico anaeróbico. La reducción del sulfato produce sulfuro que ocasiona problemas de descenso de la eficacia de depuración (inhibición de bacterias metanogénicas) y problemas de olores y de corrosión. En consecuencia, es necesario un tratamiento posterior para la eliminación del sulfuro producido en la reducción de sulfato.

La presencia de sulfuro de hidrógeno en el biogás también puede ocasionar problemas de corrosión, por lo tanto es necesario utilizar material especial y eliminarlo de la fase gas si el biogás se va a aprovechar energéticamente. Las bacterias sulfatorreductoras y metanogénicas de hábitats anaeróbicos utilizan como principales donantes de electrones el hidrógeno y el acetato para la reducción del sulfato a sulfuro y del  $CO_2$  a metano, respectivamente según las reacciones:



Los valores más negativos de la energía libre de Gibbs para el caso de las bacterias sulfatorreductoras, hace que éstas resulten vencedoras en el proceso de competición por el sustrato. Este resultado supone una menor generación de biogás además de los problemas de inhibición que se han citado anteriormente y de los que se hablará en el apartado de relativo a parámetros de operación.

### 2.1.3 ASPECTOS MICROBIOLÓGICOS

Como se ha puesto de manifiesto en los apartados anteriores, los procesos anaeróbicos se desarrollan a través de mecanismos complejos en los que han de intervenir diferentes familias de microorganismos. Mientras que en vía aeróbica un único microorganismo es capaz de degradar una molécula de azúcar hasta  $CO_2$ , la degradación por vía anaeróbica implica la intervención en serie de las familias de bacterias, que a continuación se presentan. Básicamente, la degradación anaeróbica se realiza por dos grupos de bacterias: bacterias productoras de ácidos y bacterias productoras de metano.

Estos dos grupos pueden subdividirse en otros dos subgrupos como se muestra en la Tabla 1.

Tabla 1. Principales grupos de microorganismos anaeróbicos

<b>1. BACTERIAS PRODUCTORAS DE ÁCIDOS</b>	Bacterias acidogénicas Bacterias acetogénicas
<b>2. BACTERIAS PRODUCTORAS DE METANO</b>	Bacterias metanogénicas acetotróficas Bacterias metanogénicas hidrogenotróficas

#### 1. BACTERIAS PRODUCTORAS DE ÁCIDOS

Existen diversos grupos de bacterias que fermentan hidratos de carbono anaeróbicamente para producir  $CO_2 + H_2$  y una mezcla de AGV: acético, propiónico, butírico, valérico, isovalérico, entre otros, dependiendo de la concentración de  $H_2$  en el medio. Cuando la concentración de  $H_2$  en el gas producido en la digestión es muy baja (5-50 ppm) existe una preferencia en la formación de acético. Cuando aumenta la concentración de  $H_2$ , disminuye la proporción de ácido acético formada y aumenta la proporción de ácidos de cadena larga (propiónico, butírico, etc.). En la Figura 10 se esquematiza este efecto.

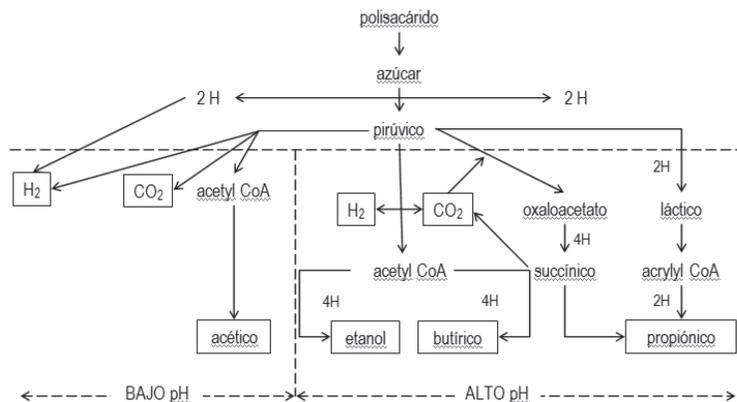


Figura 10. Esquema simplificado de las vías implicadas en el catabolismo de hidratos de carbono.

### 1.1. BACTERIAS ACIDOGÉNICAS

Las bacterias productoras de ácidos son bacterias de crecimiento rápido (tiempo mínimo de doblaje 30 minutos) que fermentan la glucosa para producir mezclas de acético, propiónico y butírico de acuerdo con las reacciones:



### 1.2. BACTERIAS ACETOGÉNICAS

Existe un grupo especializado de bacterias cuya existencia fue deducida gracias a las limitaciones metabólicas que de otros grupos de bacterias. Su bioquímica no es conocida en detalle pero consideraciones termodinámicas predicen que su metabolismo también está regulado (inhibido) por elevadas concentraciones de H<sub>2</sub> en el gas. Las bacterias acetogénicas pueden formar parte de una mezcla de bacterias obligadas utilizadoras de propionato y obligadas utilizadoras de butirato o bien ambos sustratos. Son bacterias que convierten los ácidos propiónico y butírico en ácido acético de acuerdo con las ecuaciones:



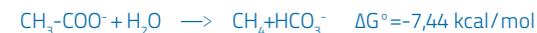
La degradación del propionato a acetato se paraliza cuando existen elevadas concentraciones de H<sub>2</sub> en el biogás. Su tiempo mínimo de doblaje es de 1,5 a 4 días.

## 2. BACTERIAS PRODUCTORAS DE METANO

Las bacterias metanogénicas constituyen un único grupo de bacterias que están compuestas de varias especies distintas con diferente forma y estructura celular. Son esenciales para la digestión anaeróbica, son los únicos organismos que pueden catabolizar anaeróticamente acetato e H<sub>2</sub> para dar productos gaseosos en ausencia de la energía lumínica o aceptores de electrones exógenos distintos al CO<sub>2</sub>. Estas bacterias se encuentran en la naturaleza en ausencia total de oxígeno. Toman parte en procesos importantes como la fermentación en la panza de los rumiantes y se considera que una parte de las reservas mundiales de gas natural tienen su origen en la actividad metabólica de estas bacterias. Durante años, las metanogénicas fueron clasificadas junto con otros microorganismos en base a su morfología (cocos, bacilos, cocobacilos, espirilos y sarcinas). Con el mayor conocimiento de su fisiología y estructura, junto con el desarrollo de nuevas técnicas para establecer las relaciones filogenéticas entre las bacterias, se confirmó que las metanogénicas constituían un grupo aparte y coherente con diferencias en las secuencias moleculares y en detalles funcionales a nivel molecular. Este grupo tiene una posición filogenética especial ya que su pared celular no contiene mureína y su membrana citoplásmica está constituida fundamentalmente de hidrocarburos isoprenoides, en lugar de ésteres de glicerina y ácidos grasos, como el resto de las bacterias. Estas bacterias se diferencian igualmente del resto de las procariontes por su constitución química que se hace ostensible por el hecho de que fluorescen verde a una determinada excitación de luz ultravioleta. Las bacterias metanogénicas, junto con las halófilas extremas y las termioacidófilas, pertenecen al reino de las Arquibacterias (Archea), las cuales según las pruebas filogenéticas son al menos tan antiguas como el resto de los grupos principales. Algunas Arquibacterias poseen un metabolismo particularmente adecuado a las condiciones que se supone prevalecieron en los primeros tiempos de vida sobre la tierra. Las metanogénicas contienen coenzimas específicos como el Coenzima M (CoM), el F-420, F-342 y F-430 que no han sido encontrados en otros organismos. Del CoM y del F-420 se conocen, tanto la estructura como su función. Para todas las bacterias metanogénicas, la etapa final de la metanogénesis incluye la desmetilación reductiva del metilcoenzima M (CH<sub>3</sub>S-CoM) a coenzima M y metano.

### 2.1. BACTERIAS METANOGÉNICAS ACETOTRÓFICAS

Son las bacterias metanogénicas que producen metano a partir del ácido acético. Crecen demasiado lentamente y no les afecta la concentración de H<sub>2</sub> en el gas. Tiempo mínimo de doblaje 2-3 días. Normalmente controlan el pH del medio por la eliminación del acético y producción de CO<sub>2</sub> que disuelto forma una solución buffer de bicarbonato, de acuerdo con la ecuación:



## 2.2. BACTERIAS METANOGÉNICAS HIDROGENOTRÓFICAS

La reacción característica de las metanogénicas utilizadoras de H<sub>2</sub> es:



Esta reacción tiene un doble sentido en el proceso de digestión anaeróbica: por un lado 'producir metano' y por otro 'eliminar el H<sub>2</sub> gaseoso'. Esta eliminación actúa de control sobre el potencial redox de la fermentación.

## 2.3. BACTERIAS HOMOACETOGÉNICAS

Su existencia ha sido discutida durante largo tiempo, aunque en estos momentos existen importantes evidencias de su operación. La importancia de este grupo no es obvio en un sistema metanogénico aunque pueden realizar el papel de las metanogénicas utilizadoras de H<sub>2</sub> cuando éstas están inhibidas debido a un pH bajo.

## 3. BACTERIAS SULFATORREDUCTORAS

Además de las bacterias señaladas anteriormente, también existen en los digestores anaeróbicos, especialmente cuando hay presencia de sulfatos, un grupo de bacterias denominadas sulfatorreductoras (BSR) que son organismos capaces de reducir los sulfatos a sulfuros. Utilizan el sulfato como aceptor final de electrones en la cadena respiratoria actuando la materia orgánica como dador de electrones, en condiciones anaeróbicas. Su importancia es grande ya que compiten con las bacterias metanogénicas por el sustrato disminuyendo la producción de metano. El sulfuro generado por las BSR es problemático tanto en fase líquida (inhibición) como en fase gaseosa (corrosivo y tóxico para humanos). Aunque en general las sulfatorreductoras utilizan ácidos pirúvico y láctico para su desarrollo, pueden utilizar también el acético en competencia con las metanogénicas:



De estas dos reacciones la más favorecida termodinámicamente es la llevada a cabo por las sulfatorreductoras. Por otra parte, las sulfatorreductoras pueden reducir los sulfatos, utilizando como dador de electrones el hidrógeno producido por las bacterias acidogénicas; por lo que éste no puede ser utilizado por las metanogénicas, esta reacción está termodinámicamente favorecida para las sulfatorreductoras.



Algunos autores achacan la baja producción de metano en cultivos que contienen sulfatos a la falta de hidrógeno para las metanogénicas y no a la toxicidad del sulfuro.

## 4. ASOCIACIÓN SINTRÓFICA

Un aspecto de ecología bacteriana que es necesario considerar es que el análisis del metabolismo de los grupos bacterianos implicados en las diferentes fases no puede ser considerado independientemente ya que la eficacia metabólica de cada grupo es dependiente de los otros. La interacción más importante es, sin duda, la asociación sintrófica entre las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno y las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas:



Por ejemplo, la transformación de propionato en acetato está desfavorecida termodinámicamente, en condiciones estándar. Solamente cuando se opera con presiones parciales de hidrógeno extraordinariamente bajas (10<sup>-4</sup> atm) la reacción puede tener lugar, tal y como se muestra en la Figura 11.

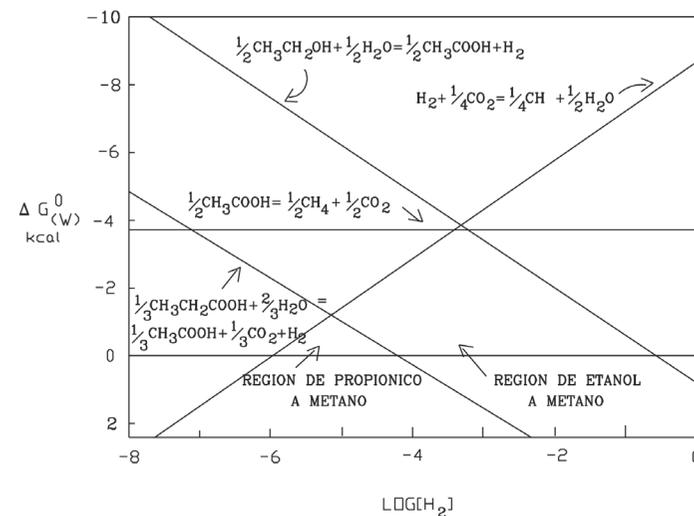


Figura 11. Efecto de la presión parcial de hidrógeno en la energía libre durante la formación de metano.

A su vez la formación de CH<sub>4</sub> a partir de H<sub>2</sub> llevada a cabo por bacterias hidrogenotróficas es favorable (1). Una asociación sintrófica entre ambos organismos permite llevar a cabo la reacción (2), siendo a su vez, el acetato metabolizado mediante organismos acetotróficos en una reacción (3) favorecida termodinámicamente:



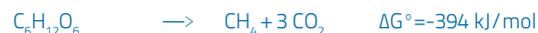
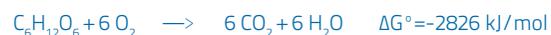
Este ejemplo podría extenderse a muchos otros casos y de él se puede deducir la importancia decisiva que tiene la formación de agregados bacterianos que permita una fluida transferencia de hidrógeno entre especies.

## 2.1.4 ENERGÉTICA

Para profundizar en el conocimiento de los procesos anaeróbicos es necesario realizar algunas consideraciones de tipo energético. La energía contenida en un sustrato es empleada por los microorganismos en diferentes formas, pudiendo establecer un balance de energía en los términos:

$$\text{Energía en el Sustrato} = \text{Energía en los Productos Finales} + \text{Energía de Mantenimiento} + \text{Energía en Síntesis de Nuevas Células} + \text{Pérdida de Energía Calorífica}$$

Una comparación de la degradación aeróbica/anaeróbica desde un punto de vista termodinámico, muestra la gran eficiencia energética del proceso anaeróbico:



Mientras la degradación aeróbica de azúcar produce 38 moles de ATP, la degradación metanogénica sólo produce 5 o 6 moles de ATP, y esta energía debe repartirse entre los dos o tres grupos de microorganismos que intervienen en el proceso. Más del 85% de la energía de oxidación presente en la materia orgánica queda en forma de metano. Incluyendo la combustión externa, para cerrar el balance, la diferencia entre ambos procesos es más evidente. En efecto, la termodinámica de las reacciones de descarboxilación de acetato y reducción de CO<sub>2</sub> por el hidrógeno muestra que, en las condiciones de operación de los digestores, la energía disponible para el crecimiento de las bacterias metanogénicas es muy poca (1 mol ATP/ mol de CH<sub>4</sub> fermentado).

Considerando globalmente los términos del balance de energía, se puede entender la importancia relativa de cada término para los procesos aeróbico y anaeróbico (Figura 12). En el caso anaeróbico, se emplea una pequeña fracción de energía de mantenimiento y crecimiento, mientras que la mayor parte se conserva en los productos obtenidos.

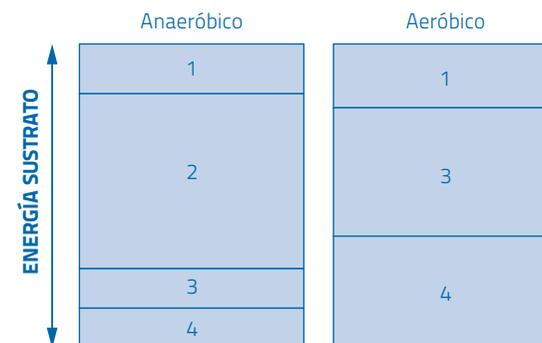


Figura 12. Balance energético de los procesos aeróbico y anaeróbico.

## 2.1.5 COMPARACIÓN AERÓBICO-ANAERÓBICO

A modo de resumen la Tabla 2 presenta algunas de las características de los procesos biológicos aeróbicos y anaeróbicos:

Tabla 2. Comparación aeróbico-anaeróbico.

PROCESO AERÓBICO
- Mayor rendimiento de depuración (+)
- Necesidad de aporte de oxígeno (-)
- Límite en la carga de tratamiento (-)
- Gran producción de fangos no estabilizados (-)
- Permite la nitrificación simultánea (+)
PROCESO ANAERÓBICO
- Pequeña producción de fangos estabilizados (+)
- Costes de operación bajos (+)
- Subproductos aprovechables energéticamente (+)
- Mantenimiento de la temperatura de operación (-)
- Capacidad para altas cargas hidráulicas y orgánicas (+)
- Pequeña necesidad de nutrientes (+)
- Arranque lento y delicado (-)
- Desnitrificación (+)
- Mantenimiento durante largo tiempo sin sustrato (+)

## 2.2 PARÁMETROS DE OPERACIÓN

Parte de la “mala fama” de los sistemas biológicos anaeróbicos aplicados en depuración de aguas residuales, se debe a que han sido operados sin tener en cuenta un mínimo de conceptos básicos y sin conocer y regular algunas variables de operación que llegan a ser determinantes. En este apartado se discuten brevemente las principales variables de diseño y operación, que deben considerarse, individualmente y en conjunto, para la correcta gestión de los procesos anaeróbicos.

### 2.2.1 INÓCULO INICIAL Y FASE DE ARRANQUE

Para aguas industriales, que en general carecen de microorganismos adecuados, se impone la necesidad de contar con un inóculo adecuado. Además, la baja velocidad de crecimiento de los microorganismos aconseja contar con un inóculo inicial que aporte la suficiente cantidad de bacterias. Normalmente, se recurre al empleo de inóculos de amplio espectro, formados por poblaciones mixtas. El inóculo más utilizado consiste en biomasa procedente de otro digestor, por su mayor abundancia se utilizan fangos procedentes de digestores anaeróbicos urbanos, residuos ganaderos o fangos de reactores anaeróbicos industriales. El empleo de microorganismos seleccionados, que pueden adquirirse comercialmente en estado liofilizado, no acaba de imponerse. Los microorganismos presentes en el inóculo deben aclimatarse a las nuevas condiciones de operación, y en especial al nuevo medio. Algunas especies serán más capaces de adaptarse que otras, tenderá a conseguirse un nuevo equilibrio entre poblaciones, que será función de las características de la alimentación. El período de arranque del digestor es muy importante. Un arranque mal efectuado, puede consumir mucho tiempo e incluso estropear las posibilidades de depuración. La puesta en marcha del reactor requiere trabajar inicialmente con velocidades de carga orgánica moderadas y controlar constantemente los parámetros de operación, sobre todo pH y concentración de AGV. El empleo de fangos procedentes de reactores que ha utilizado el mismo agua residual, rebaja el tiempo de arranque. La fase de arranque es clave en reactores con bacterias inmovilizadas, ya que el régimen de operación no se logra hasta conseguir suficiente cantidad de bacterias adheridas. La formación de flóculos adecuados es clave de operación en reactores de lecho suspendido. Aunque no existe una evidencia total, parece que los digestores arrancados lentamente, ofrecen a la larga una mejor estabilidad. Los tiempos de arranque habituales fluctúan entre 1 y 4 meses.

### 2.2.2 TEMPERATURA

La temperatura es un parámetro de operación trascendental, pues está implicado en los balances energéticos, que en último término pueden posibilitar o impedir la utilización práctica de las técnicas anaeróbicas. Atendiendo al intervalo de temperatura, la operación de los reactores se clasifican en:

- Psicrófilo  $-5 < T < 20^{\circ} \text{C}$
- Mesófilo  $8 < T < 45^{\circ} \text{C}$
- Termófilo  $40 < T < 70^{\circ} \text{C}$
- Hipertermófilo  $65 < T < 110^{\circ} \text{C}$

La mayoría de las bacterias metanogénicas conocidas son mesófilas y tienen una temperatura óptima alrededor de  $35^{\circ}\text{C}$ . Las termófilas tienen un óptimo de operación a  $55^{\circ}\text{C}$ . Aunque la metanogénesis se produce a temperaturas próximas a  $4^{\circ}\text{C}$ , no se han descrito bacterias metanogénicas psicrófilas.

En la Figura 13 se representa la actividad biológica frente a la temperatura de operación. Para cada uno de los tipos de bacterias metanogénicas se puede observar el intervalo de temperatura y el valor óptimo para el que la actividad es máxima. Trabajar en un mayor intervalo de operación supone alcanzar una mayor actividad biológica y una mayor producción de metano pero también un mayor consumo energético para calentar el agua residual hasta la temperatura de operación. Por otro lado es importante tener en cuenta que para cada uno de los intervalos de operación se alcanza un máximo de actividad a una temperatura concreta:  $35^{\circ}\text{C}$  para mesófilas y  $55^{\circ}\text{C}$  para termófilas, cualquier pequeña variación por encima o debajo de esta temperatura óptima supone una fuerte caída de la actividad de los microorganismos. Por lo tanto, una vez seleccionado el tipo de proceso que se va a operar (mesófilo o termófilo) conviene mantener la temperatura en  $35$  o  $55^{\circ}\text{C}$ . Los reactores anaeróbicos han de contar con sistemas de calefacción y con aislamiento.

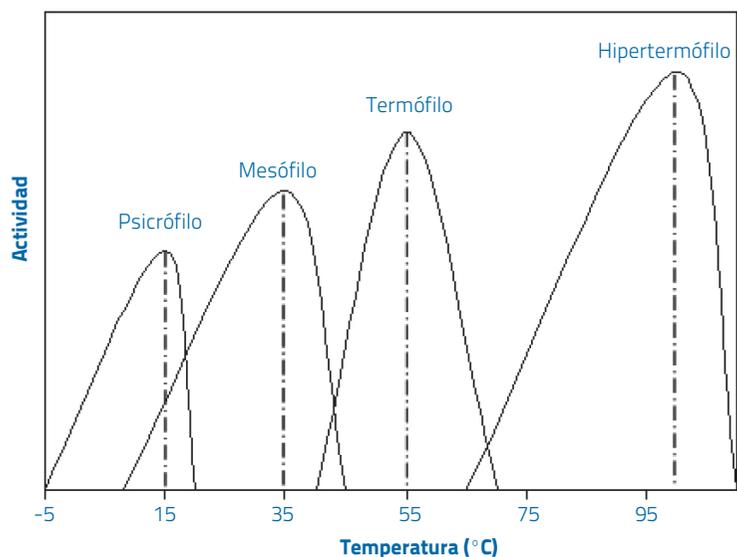


Figura 13. Efecto de la temperatura de operación sobre la actividad de microorganismos anaeróbicos.

A escala industrial suele trabajarse en el rango mesófilo, aunque para aguas residuales calientes el intervalo termófilo pueda resultar potencialmente atractivo. La actividad de las bacterias mesófilas varía fuertemente con la temperatura. Se observa que aunque para sustratos simples la actividad global crece con la temperatura, para alimentaciones complejas, del tipo de los efluentes industriales la actividad máxima corresponde al intervalo de 35°C.

En la práctica, la temperatura de 35°C, suele tomarse como valor de referencia para el diseño y operación de reactores sin que esto suponga que los reactores no pueden trabajar a temperaturas más bajas. Menor temperatura significa menor actividad y mayor volumen de reactor, pero no imposibilidad de realizar el proceso (Tabla 3).

Tabla 3. Efecto de la temperatura en el reactor UASB.

TEMPERATURA (°C)	CAPACIDAD DE DISEÑO (KG DQO/M-3.D-1)
40	15-25
30	10-15
20	5-10
15	2-5
10	1-3

Para conseguir una temperatura de operación suficiente, en el caso de aguas frías, puede utilizarse el propio biogás generado en el proceso. Para aguas residuales con carga orgánica baja o moderada el biogás producido puede no ser suficiente para alcanzar la temperatura de 35°C.

### 2.2.3 MEZCLA

Existe clara evidencia experimental de que se precisa un adecuado grado de mezcla para conseguir una buena marcha del proceso. La introducción de sistemas de mezcla, en los reactores tipo tanque, supuso un notable avance tecnológico. Los objetivos logrados con una mezcla suficiente son:

- homogeneizar el medio para conseguir valores uniformes de concentración y temperatura
- facilitar los procesos de transferencia de materia. Moléculas de sustrato solubilizados deben viajar hasta la superficie de los sólidos biológicamente activos. También los productos intermedios y finales deben transportarse, la desorción se ve facilitada por la agitación
- prevenir cortocircuitos (by pass). Parte del sustrato puede abandonar el reactor sin entrar en contacto con los microorganismos y en consecuencia sin ser depurado
- evitar sedimentación de microorganismos y sólidos orgánicos
- evitar la formación de zonas muertas en el digestor

La práctica totalidad de los digestores utilizados en la estabilización de fangos urbanos están defectuosamente mezclados y presentan zonas muertas que llegan a ocupar el 80% del volumen total del digestor. En el caso del tratamiento anaeróbico de aguas residuales, la mezcla no debe ser tan intensa que rompa los flóculos en que los microorganismos tiendan a agruparse. En los reactores de tipo tanque la agitación se logra mediante:

- empleo de rodets convencionales girando a baja velocidad
- recirculación de biogás
- recirculación de líquido

En tanques de gran diámetro conseguir un buen grado de mezcla es difícil, además los consumos energéticos son elevados, sobre todo si se emplean agitadores mecánicos (Po) D5. En la práctica se busca un compromiso entre grado de mezcla y el mantenimiento de los flóculos de bacterias. Cuando se opera con elevadas velocidades de carga, la producción de gas en el sistema puede ser suficiente para conseguir un elevado grado de mezcla.

## 2.2.4 NUTRIENTES

Los microorganismos que llevan a cabo procesos de eliminación de materia orgánica, tienen una composición química que responde a la fórmula general  $C_5H_7NO_2$ , otros elementos como fósforo y azufre están presentes en su composición. Las bacterias además de una fuente de carbono (sustrato) requieren otros nutrientes como N, P y S en grandes cantidades (macronutrientes) y la presencia de oligoelementos, presentes normalmente en las aguas residuales (micronutrientes). Los requerimientos de nutrientes son inferiores en los procesos anaeróbicos que en los aeróbicos (unas 10 veces menores), debido a la menor extensión de las reacciones de síntesis celular. Los nutrientes deben estar en forma directamente asimilable por los microorganismos y preferiblemente en forma reducida. Como valores promedio orientativos pueden indicarse:

$$\begin{aligned} \text{Aeróbico} & \quad DBO_5 / N / P = 100 / 5 / 1 \\ \text{Anaeróbico} & \quad DBO_5 / N / P = 100 / 0,5 / 0,1 \end{aligned}$$

En la Tabla 4 se presentan los principales nutrientes (macro y micro) y cationes comunes indispensables para el desarrollo celular junto con las dosis óptimas en función de la materia orgánica consumida.

Tabla 4. Requerimientos de nutrientes en procesos biológicos anaeróbicos.

Tipo de nutriente		mg/g DBO5	exceso mg/L	adición
MACRONUTRIENTES	N	5-15	50	NH <sub>3</sub> , NH <sub>4</sub> Cl, NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>
	P	0.8-2.5	10	NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>
	S	1-3	5	MgSO <sub>4</sub> · 7 H <sub>2</sub> O
MICRONUTRIENTES	Fe	0.03	10	FeCl <sub>2</sub> · 4 H <sub>2</sub> O
	Co	0.003	0.02	CoCl <sub>2</sub> · 2 H <sub>2</sub> O
	Ni	0.004	0.02	NiCl <sub>2</sub> · 6 H <sub>2</sub> O
	Zn	0.02	0.02	ZnCl <sub>2</sub>
	Cu	0.004	0.02	CuCl <sub>2</sub> · 2 H <sub>2</sub> O
	Mn	0.004	0.02	MnCl <sub>2</sub> · 4 H <sub>2</sub> O
	Mo	0.004	0.05	NaMoO <sub>4</sub> · 2 H <sub>2</sub> O
	Se	0.004	0.08	Na <sub>2</sub> SeO <sub>3</sub>
	T	0.004	0.02	NaWO <sub>4</sub> · 2 H <sub>2</sub> O
	B	0.004	0.02	H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>
CATIONES	Na		100-200	NaCl, NaHCO <sub>3</sub>
	K		200-400	KCl
	Ca		100-200	CaCl <sub>2</sub> · 2 H <sub>2</sub> O
	Mg		75-250	MgCl <sub>2</sub>

En caso de que estos elementos no estén presentes en las aguas a tratar, es necesario adicionarlos, generalmente en la forma en la que se presentan en la última columna ya que se trata de compuestos que no presentan problemas de toxicidad y que son fáciles de encontrar. También se presentan las dosis que pueden provocar problemas de inhibición ya que todos estos elementos son necesarios en bajas concentraciones pero provocan problemas de toxicidad cuando se encuentran presentes en concentraciones elevadas. Algunas aguas industriales pueden ser deficitarias en alguno de estos nutrientes, principalmente fósforo. Esta circunstancia tiene incidencia económica significativa, dado que especialmente el fósforo soluble es caro. Al evaluar los costes de operación, la partida correspondiente a nutrientes puede ser importante. Las aguas residuales de la industria agroalimentaria no precisan, en general, adición significativa de nutrientes cuando se tratan en anaeróbico, mientras que el proceso aeróbico mantiene necesidades elevadas. El hierro parece ser algo más que un oligoelemento, ya que juega un papel importante en determinadas rutas metabólicas. La adición de hierro ha sido recomendada por algunos autores. La adición de Ni y Co en concentraciones 100 nM y 50 nM respectivamente provocan un efecto altamente positivo en la conversión de acético. La adición de Mo (50 nM), sólo es suavemente activadora en combinación con Ni y Co. Se han observado aumentos importantes en la producción de gas por la adición de micronutrientes.

## 2.2.5 COMPUESTOS TÓXICOS

La presencia de sustancias tóxicas o inhibitorias ha de ser controlada cuidadosamente. Muchos de los compuestos tóxicos son estimulantes de la actividad biológica cuando se encuentran presentes en bajas concentraciones. Al aumentar su concentración, se observa una estimulación de la tasa de reacción biológica hasta un máximo que se alcanza para la concentración óptima. Superado éste óptimo, el aumento de la concentración del compuesto produce la inhibición del proceso (Figura 14). Los nutrientes, de los que se ha hablado en el apartado anterior, tienen este efecto.

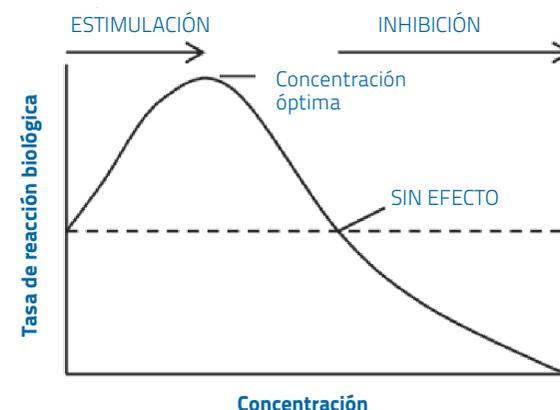


Figura 14. Efecto de la concentración de compuestos tóxicos.

Aunque existe numerosa información respecto a la toxicidad de determinados compuestos orgánicos e inorgánicos conviene tener en cuenta que:

- los resultados de experimentos realizados con cultivos puros y alimentaciones sintéticas, no son extrapolables a reactores industriales maduros, en los que poblaciones mixtas tratan alimentaciones complejas, y que demuestran ser mucho más estables e insensibles al efecto de sustancias tóxicas
- los niveles de concentraciones de sustancias tóxicas (mg/l) comúnmente aceptados, no pueden considerarse en valor absoluto
- empleando períodos de arranque largos, las bacterias, pueden acomodarse a la presencia de sustancias tóxicas. En función de este período de aclimatación, puede conseguirse que el reactor sea activo para concentraciones de tóxicos, muy superiores a los normalmente admitidos

Entre las sustancias que actúan como tóxicos o inhibidores, conviene distinguir entre:

- sustancias que se generan como productos intermedios en las reacciones metabólicas (H<sub>2</sub>, AGV, H<sub>2</sub>S)
- sustancias que de forma accidental penetran en el reactor (O<sub>2</sub>, tóxicos varios)
- sustancias que acompañan a la alimentación de forma regular

Los principales compuestos tóxicos son:

### 1) H<sub>2</sub> Y AGV

Los efectos inhibidores de H<sub>2</sub> y AGV han quedado justificados al estudiar las reacciones del proceso anaeróbico. Un elevado nivel de hidrógeno, es capaz de provocar valores positivos en función energía libre de Gibbs (G>0), y por tanto, de bloquear la marcha de la reacción. La acumulación de AGV, provoca una disminución del pH, con los efectos secundarios correspondientes. Los AGV, en su forma no disociada, son tóxicos. La forma disociada del ácido no puede permear a través de la membrana celular pero sí lo hace la forma no disociada causando toxicidad en el interior de los microorganismos. El equilibrio que tiene lugar, por ejemplo para propiónico/propionato, es:



Una acumulación de AGV, que provoca una disminución del pH, supone un aumento en la concentración de protones y el desplazamiento del equilibrio hacia la derecha, hacia la forma tóxica del ácido. La acumulación de AGV provoca el doble efecto de acidificación y toxicidad de los propios ácidos.

### 2) ACEPTORES ALTERNATIVOS DE ELECTRONES

La presencia de aceptores alternativos de electrones (nitratos, sulfatos) inhibe la metanogénesis en ecosistemas microbianos complejos, al desviar el flujo de electrones hacia microorganismos que son más eficientes desde el punto de vista termodinámico que los metanogénicos.

### 3) OXÍGENO

En el capítulo de sustancias que de forma accidental pueden entrar en el reactor, la casuística es grande, la única generalización posible corresponde a la entrada de aire. Para evitar la entrada de oxígeno, que rompa la anaeróbicosis del sistema, los reactores trabajan con un ligera sobrepresión, 10 a 20 cm H<sub>2</sub>O. La entrada de pequeñas cantidades de oxígeno acompañando a la alimentación (defectos de bombeo, cierres defectuosos, etc.) no plantea en general problemas, pues los microorganismos que inician la degradación orgánica son facultativos. La entrada masiva de oxígeno, inhibe el proceso, que se recupera sin dificultad cuando el oxígeno se elimina, por stripping o por acción de microorganismos facultativos.

### 4) H<sub>2</sub>S

La presencia de H<sub>2</sub>S, generado por bacterias sulfatorreductoras a partir de sulfato contenido en la alimentación, tiene efectos inhibidores. El sulfato es reducido a sulfuro que puede encontrarse en la fase líquida como H<sub>2</sub>S, HS<sup>-</sup> o S<sup>=</sup> tal y como indican los siguientes equilibrios y en la Figura 15.



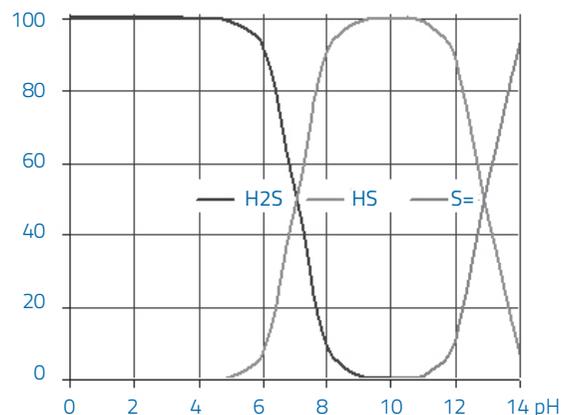
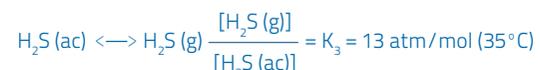


Figura 15. Presencia de las diferentes formas de sulfuro en función del pH.

La forma H<sub>2</sub>S en fase líquida se encuentra en equilibrio con la forma gaseosa a través de la ley de Henry:



De todas estas formas en las que se puede encontrar el sulfuro en un reactor anaeróbico, la forma H<sub>2</sub>S en fase líquida es la que origina problemas de toxicidad e inhibición para los microorganismos presentes en el medio. Es numerosa la bibliografía que hace referencia a este efecto pero variables los datos sobre las concentraciones a las que se observa inhibición. Se ha conseguido actuación estable de reactores con elevados niveles de SO<sub>4</sub><sup>=</sup> (>8 g/l). La presencia de SO<sub>4</sub><sup>=</sup>, más que originar una inhibición formal causa una disminución en la actividad metanogénica, a causa de la competencia por el sustrato necesario para sintetizar CH<sub>4</sub> o H<sub>2</sub>S.

## 5) AMONIACO

El pH juega un papel clave en el equilibrio de disociación amoniacal/amonio:



La forma NH<sub>3</sub> causa severos problemas de toxicidad en los procesos anaeróbicos por lo que es importante que el equilibrio esté desplazado hacia la derecha. Con bacterias bien aclimatadas es posible alcanzar niveles de 4 g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L (pH=8).

## 6) OTROS TÓXICOS

Otros compuestos tóxicos que hay que evitar en los digestores anaeróbicos son:

- cationes alcalinos y alcalinotérreos: la tolerancia es relativamente importante, llegando hasta a 10 g Na<sup>+</sup>/L (Tabla 3).
- metales pesados: son tóxicos para las bacterias metanogénicas. La presencia de sulfuro de hidrógeno provoca la eliminación de esos metales en forma de sulfuros insolubles. Aún así la concentración no debe superar 0,5 g/L
- compuestos con enlaces C-C insaturados
- compuestos clorados (CHCl<sub>3</sub>, CCl<sub>4</sub>, CCl<sub>3</sub>CH<sub>3</sub>, etc.): son tóxicos incluso a muy bajas concentraciones, 1 ppm. Estas sustancias tienen muy baja solubilidad. Las bacterias pueden aclimatarse y degradarlos
- ión CN<sup>-</sup>: tóxico a niveles de 1 ppm, aunque las bacterias llegan a aclimatarse a niveles mayores, también pueden formarse sulfocianuros poco solubles

La mayoría de estas sustancias son también tóxicas para las bacterias aeróbicas. Vía anaeróbica se han conseguido degradaciones de polifenoles y otros compuestos orgánicos difícilmente alcanzables por técnicas aeróbicas.

### 2.2.6 pH

El intervalo óptimo de pH para la digestión anaeróbica, está comprendido entre 6.8 y 7.5 aunque el proceso puede desarrollarse eficazmente en el intervalo 6.0-8.0, especialmente para reactores bien aclimatados. Se han alcanzado incluso valores de pH=5.5 para alimentaciones complejas y pH=3.5 para fermentación de metanol. Algunos cultivos enriquecidos pueden operar a pH comprendidos entre 8 y 9. En la digestión de sustratos complejos las bacterias fermentativas formadoras de ácidos, son menos susceptibles a valores bajos de pH, que las bacterias metanogénicas. No existe una teoría concluyente para explicar el papel del pH y su actuación debe considerarse asociada a la concentración de AGV, potencial redox, presión parcial de hidrógeno y alcalinidad. Por su facilidad de medida es un parámetro de control habitualmente utilizado en la gestión de digestores anaeróbicos, aunque un descenso en el valor del pH sólo sirve para certificar una situación no deseable.

## 2.2.7 ALCALINIDAD

La alcalinidad se define como la presencia de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos en un agua y se expresa como la concentración de carbonato cálcico (mg CaCO<sub>3</sub>/L). Desde el punto de vista de tratamiento de aguas residuales, la importancia de la alcalinidad reside en la capacidad que tienen hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos para neutralizar ácidos. Se puede decir que la alcalinidad es la capacidad tampón de un medio. Junto con el pH y la concentración de ácidos grasos volátiles es uno de los parámetros de control del reactor. La alcalinidad está directamente relacionada con el pH. En el intervalo de operación de los digestores anaeróbicos, el sistema dióxido de carbono/bicarbonato es el principal tampón. Considerando que las fases líquida y gaseosa están en equilibrio y utilizando la ley de Henry: [CO<sub>2</sub>] = KH · P<sub>CO2</sub> (KH = constante de Henry). El carbono inorgánico en fase líquida, se encuentra como CO<sub>2</sub>, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> ó CO<sub>3</sub><sup>=</sup>. Las concentraciones de estas especies están relacionadas a través de las reacciones:



cuyas constantes de equilibrio son:

$$K_1 = \frac{[\text{HCO}_3^-][\text{H}^+]}{[\text{CO}_2]} \quad ; \quad K_2 = \frac{[\text{CO}_3^{=}] [\text{H}^+]}{[\text{HCO}_3^-]}$$

Combinando con la ley de Henry:

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{[\text{HCO}_3^-][\text{H}^+]}{[K_1 K_H]}$$

En la Figura 16 se presenta la relación existente entre presión parcial de CO<sub>2</sub>, pH y alcalinidad de bicarbonato.

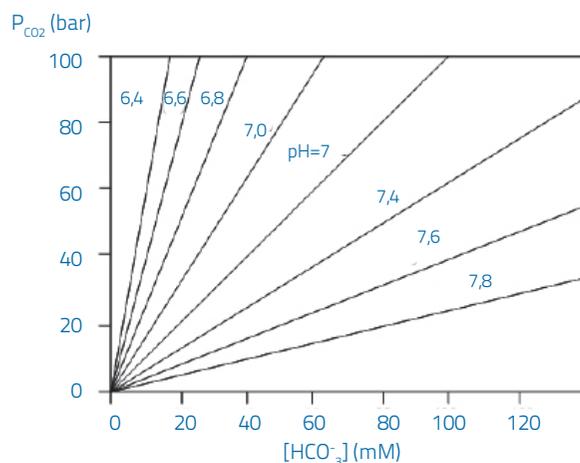


Figura 16. Relación entre presión parcial de CO<sub>2</sub>, pH y alcalinidad en un reactor anaeróbico.

Para tener suficiente capacidad tampón y conseguir que la operación del digestor sea estable, se precisan valores de alcalinidad superiores a 1000 mg CaCO<sub>3</sub>/L, aunque para tener mayor seguridad se suele trabajar en el intervalo 2000-5000 mg CaCO<sub>3</sub>/L, lo que asegura una excelente eficacia tamponadora.

La composición del biogás, porcentaje de CO<sub>2</sub>, está directamente relacionada con la alcalinidad. De hecho, parte del CO<sub>2</sub> formado como producto en las reacciones anaeróbicas, abandona el reactor como bicarbonato o carbonato. La presencia de iones capaces de formar carbonatos insolubles, Ca<sup>+2</sup> o Mg<sup>+2</sup>, desplaza el equilibrio de las reacciones y modifica la alcalinidad del sistema.

## 2.2.8 CONCENTRACIÓN DE AGV

Es uno de los parámetros de control de digestores anaeróbicos, quizás el más específico del proceso. Los ácidos a considerar son fórmico, acético, propiónico, butírico y valérico. El ácido fórmico no puede analizarse por cromatografía de gases y su actuación no es bien conocida, aunque se considera como promotor directo de metano. Los ácidos C<sub>4</sub> y C<sub>5</sub> son malolientes y su presencia es característica en muchas aguas residuales. A la vista de las reacciones metabólicas de los procesos anaeróbicos, la acumulación de AGV en el digestor, es síntoma inequívoco de desestabilización causada por un desacople en las cinéticas de las reacciones de producción y eliminación de AGV. Los AGV actúan como inhibidores del proceso anaeróbico. Aunque existe controversia, parece que la presencia de AGV no ionizados es causa de inhibición. En este sentido, el pH juega un papel determinante. Este comportamiento puede explicarse al considerar que muchas bacterias son relativamente impermeables al paso de H<sup>+</sup>, Ac<sup>-</sup>, OH<sup>-</sup>, mientras que toleran el paso a través de su membrana celular, del AcH no disociado. Este acético incorporado al interior de la célula, se disocia y modifica el pH interno, causando la inhibición. En un reactor maduro estable la concentración de ácidos volátiles es inferior a 500 mg AGV/L. Sin embargo, con adecuado control de pH no se alcanza inhibición hasta 5000 mg AGV/L. Niveles tan altos no son recomendables pues la DQO del efluente tratado es muy elevada, conviene aumentar el tiempo de residencia y facilitar su degradación.

## 2.2.9 RELACIÓN AGV/ALCALINIDAD

Las variables concentración de AGV y alcalinidad tienen un significado especial para el control de reactores anaeróbicos. Un síntoma típico de mal funcionamiento de los digestores es el aumento de la concentración de AGV en el efluente. La inestabilidad del proceso puede deberse a:

- sobrecarga orgánica del digestor
- entrada de tóxicos o inhibidores en la alimentación
- variación de temperatura

En el primer caso, la producción de AGV por bacterias acidogénicas aumenta más rápidamente que la descomposición de los mismos por las bacterias acetogénicas y metanogénicas. En los otros dos casos, tiene lugar una disminución de la actividad metabólica, como consecuencia de que los grupos de bacterias más sensibles a la presencia de tóxicos o variaciones de temperatura son los de las bacterias acetogénicas y metanogénicas.

En los tres casos la producción de AGV en el digestor se hace superior al consumo de los mismos y, en consecuencia, aumenta en el sistema la concentración de ácidos volátiles y disminuye la concentración de bicarbonato (consumo de alcalinidad) que se descompone en CO<sub>2</sub> con formación de sales de ácidos volátiles, según la reacción:



HA representa un ácido genérico que se disocia en H<sup>+</sup> y A<sup>-</sup>.

En consecuencia, las variaciones de las concentraciones de bicarbonato y de ácidos volátiles (en equivalentes) son, en igualdad de otras condiciones, iguales y contrarias.

Si el aumento de ácidos es relativamente limitado y la concentración (capacidad tampón) del bicarbonato bastante elevada, solamente una parte de éste reaccionará y el proceso anaeróbico podrá seguir más o menos normalmente (aunque se observe un aumento de la concentración de dióxido de carbono en el biogás) hasta que desaparezca la causa de inestabilidad. Si el poder tampón no es suficiente, el pH del sistema empezará a reducirse, según un mecanismo de realimentación positiva, que inhibirá progresivamente a las bacterias metanogénicas hasta el punto de poder bloquear completamente el proceso anaeróbico.

Por lo antes citado puede comprenderse la importancia de las concentraciones de bicarbonato (alcalinidad al bicarbonato, AB) y de ácidos grasos volátiles (AGV) en un digestor.

La alcalinidad total (AT), puede considerarse, en primera aproximación, como la suma de estos dos parámetros:

$$AT = AB + AGV$$

Todas las concentraciones están expresadas en equivalentes (y no como concentraciones expresadas en CaCO<sub>3</sub> o CH<sub>3</sub>COOH).

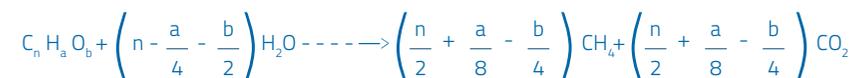
Es importante advertir que la alcalinidad total, por sí misma, no es un parámetro importante para el control del proceso anaeróbico, pues su valor es normalmente constante, aunque aumenten los ácidos volátiles, salvo que se cambie apreciablemente el aporte de reactivos alcalinos al vertido a tratar o la concentración de éste último.

Pohland, en sus estudios sobre la digestión anaeróbica de lodos, investigó la estabilidad del proceso anaeróbico en función de las concentraciones de ácidos volátiles y de la alcalinidad total, y observó experimentalmente que si la primera era superior a la segunda, el pH del digestor disminuía a valores inferiores a 6,0. En el Manual of Practice de la WPCF se advierte que, cuando la proporción AGV/AT sobrepasa el valor 0.3-0.4 es muy probable que el digestor se acidifique.

El criterio de estabilidad del citado Manual se puede entonces interpretar de la siguiente forma: la mayor parte de la alcalinidad total en el sistema (por lo menos el 60%) tiene que estar bajo forma de bicarbonato. En otras palabras, la capacidad tampón del sistema tiene que constituir una parte importante de la alcalinidad total, que a su vez depende de la concentración de vertido. En efecto, la descomposición anaeróbica de un vertido concentrado produce generalmente más alcalinidad que la de un vertido diluido. Además, si el sustrato está desprovisto de esta "reserva", como es el caso de una solución de azúcares, para que el digestor opere en condiciones estables hay que añadir tanta más alcalinidad cuanto mayor sea la concentración del sustrato, pues un vertido de alta DQO puede producir, en caso de desequilibrio del reactor, una mayor concentración de ácidos volátiles y, por consiguiente, necesitará de un poder tampón elevado. Por lo dicho, queda claro que el equilibrio metabólico entre la producción y el consumo de ácidos volátiles se puede controlar midiendo las variaciones de concentración de los ácidos volátiles o bien las variaciones de la concentración de bicarbonatos. Por consiguiente, una estrategia de control del proceso anaeróbico puede basarse en el control de la concentración de bicarbonatos: cuando ésta baje, debe aumentarse la adición de álcali o controlarse el caudal y la concentración del agua a tratar, a fin de restablecer la concentración de bicarbonatos a las condiciones estables de operación.

## 2.2.10 PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

La velocidad de producción de gas, puede utilizarse no solo como parámetro de control, sino también como variable para establecer la estabilidad del reactor. En un reactor estable, la materia orgánica compleja se puede transformar en metano y dióxido de carbono según la siguiente ecuación:



El porcentaje de metano formado depende del estado de oxidación del compuesto. Los hidratos de carbono son transformados en cantidades iguales de metano y dióxido de carbono, el metanol y los lípidos producen más metano que dióxido de carbono, los ácidos fórmico y oxálico más dióxido de carbono que metano, y de la hidrólisis de urea no puede obtenerse metano. Un esquema se muestra en la Figura 17.

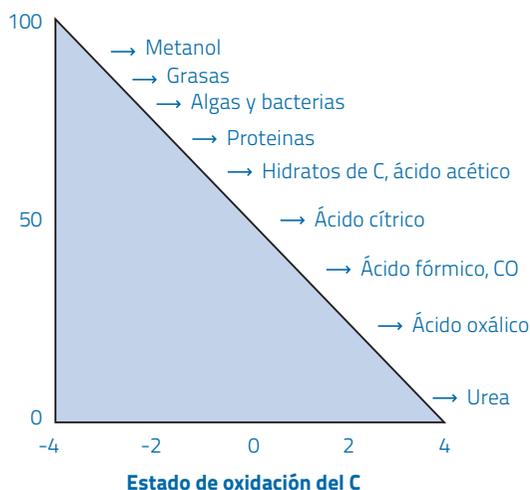


Figura 17. Composición esperada del biogás en función del estado de oxidación del compuesto.

No todo el  $\text{CO}_2$  abandona el reactor como gas, dependiendo de las condiciones del medio, parte del  $\text{CO}_2$  se transforma en  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{CO}_3^{2-}$  solubles e insolubles. Variaciones en la producción de  $\text{CO}_2$  presente en el gas, son síntoma de variaciones de comportamiento del digestor, y la persistencia de la variación síntoma claro de inestabilidad. Como es un parámetro de respuesta rápida y fácil análisis, el porcentaje de  $\text{CO}_2$  puede tomarse como índice de estabilidad. La cantidad de metano producida por Kg de materia degradada depende del grado de oxidación. Como valores orientativos para la producción de metano pueden tomarse:

- hidratos de carbono  $0,42 - 0,47 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{Kg}$
- proteínas  $0,45 - 0,55 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{Kg}$
- grasas  $1 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{Kg}$

Tomando como base la DQO de la alimentación, la producción de metano de referencia es de  $0,350 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{kg DQO}_{\text{eliminada}}$ . El biogás puede tener proporciones variables de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ , formadas a partir de azufre y nitrógeno presente en algunos compuestos orgánicos o presentes en el medio.

## 2.3 ENSAYOS ANAERÓBICOS

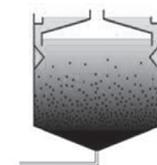
### 2.3.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

En la práctica es preciso disponer de una herramienta que permita caracterizar mediante ensayos de laboratorio los comportamientos de sustratos e inóculos. En este sentido, tal y como se muestra en la Tabla 5, los objetivos a alcanzar pueden ser diferentes. Considerando la operación de un digestor industrial, además de los parámetros convencionales de los procesos biológicos, tal y como se muestra en la Figura 18, es preciso tener información adecuada sobre los parámetros específicos del proceso anaeróbico.

Tabla 5. Objetivos de los ensayos anaeróbicos.

SUSTRATO (MATERIA ORGÁNICA)	
	Establecer la viabilidad del tratamiento anaeróbico
	Cuantificar el potencial metanogénico
	Predecir comportamientos: inhibición
INÓCULO ( MICROORGANISMOS)	
	Actividad del lodo (velocidad con la que puede 'comer')

**Convencionales**  
 - T, pH, SST, SSV  
 - DQO, DBO5  
 - Ratio, DQO/DBO5  
 (biodegradabilidad)  
 - ALC...



**Específicos D.A.**  
 - Actividad  
 - Biodegradabilidad (BMP)  
 Biochemical Methane Potentia  
 - Toxicidad

Figura 18. Parámetros del proceso anaeróbico.

En todos los casos la metodología que se sigue es semejante. En un recipiente se colocan cantidades pre-establecidas de sustrato e inóculo y la mezcla se deja evolucionar a temperatura controlada; a medida que transcurre el tiempo los microorganismos del inóculo degradan el sustrato hasta biogás, cuya producción se mide. En la práctica se recomienda operar con relaciones sustrato (S) a inóculo (i), que varían en el intervalo  $0,5 < S/I < 1$ , ambos parámetros se miden, habitualmente, como sólidos suspendidos volátiles (SSV)

Como se muestra en la Figura 19, los métodos que pueden emplearse se dividen en directos e indirectos, siendo por su sencillez, los métodos físico-químicos directos los más empleados. De acuerdo con el esquema y dentro de esta categoría los métodos de aplicación más extendida son los que cuantifican el producto final de la degradación anaeróbica. En consecuencia estos métodos siguen la evolución del proceso anaeróbico cuantificando la velocidad de producción de biogás o, en su caso de metano.

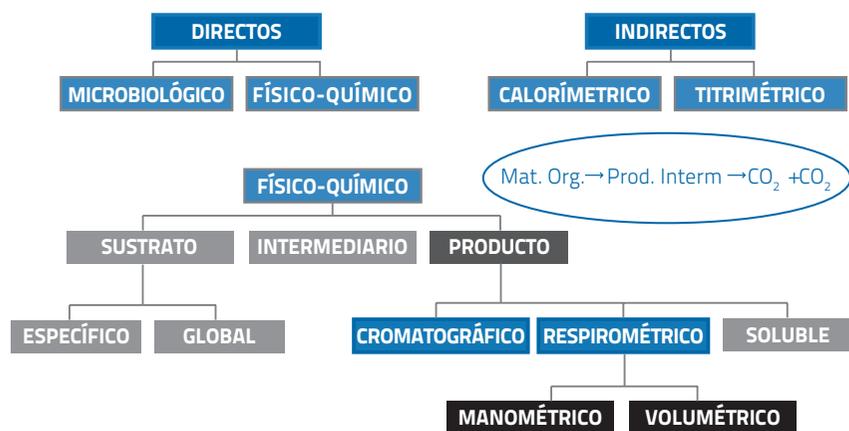


Figura 19. Métodos utilizados para realizar ensayos anaeróbicos.

La cuantificación del gas producido puede realizarse utilizando sistemas que:

- miden volumen a presión constante.
- miden presión a volumen constante.

Para ensayos de laboratorio en los que se producen pequeñas cantidades de biogás, los sistemas que miden el volumen de gas producido a presión atmosférica responden a tres tipologías diferentes (Figura 20). Los llamados medidores de burbuja, son dispositivos comerciales capaces de medir el número de burbujas de gas de volumen constante que se producen a lo largo del tiempo que dura el ensayo. Los medidores de desplazamiento de líquido, en sus diferentes formas prácticas, aprovechan que el gas producido es capaz de desplazar un volumen equivalente de líquido, que se recoge y mide.

En este punto conviene indicar que si el líquido que se utiliza es agua el volumen desplazado corresponde al biogás producido, mientras que si se utiliza una disolución alcalina el CO<sub>2</sub> del biogás es absorbido por el líquido y únicamente se recoge CH<sub>4</sub>. Eso significa que el mismo equipo puede utilizarse para cuantificar biogás o metano. Finalmente un dispositivo sencillo y que puede utilizarse en medidas de campo consiste en una jeringa que se rellena con mezcla sustrato-inóculo, el biogás que se produce desplaza el émbolo y el volumen recogido se determina mediante lectura directa.

En la Tabla 6 se recogen las principales ventajas e inconvenientes de los ensayos que miden directamente el volumen de gas producido a presión constante.

### PRODUCCIÓN DE GAS A PRESIÓN CONSTANTE



Figura 20. Métodos utilizados para realizar ensayos anaeróbicos.

Tabla 6. Características de los sistemas que miden volumen de gas.

VENTAJAS
- Primeros desarrollados
- Muy utilizados
- Facilidad de preparación
- Sencillez de la técnica
INCONVENIENTES
- Eliminación del oxígeno previa con gas inerte
- Automatización algo más complicada (manométricos)
- Registro de datos manual
- Medida de Biogás* Análisis de Composición

En la Figura 21 se representa el sistema de medida de presión a volumen constante mas ampliamente utilizado en el laboratorio. Se utilizan medidores comerciales de presión económicos y muy precisos. Conocido el volumen de la cámara de gas y la temperatura de operación, la conversión de presión en volumen se realiza utilizando la ley de los gases ideales ( $PV = nRT$ ).

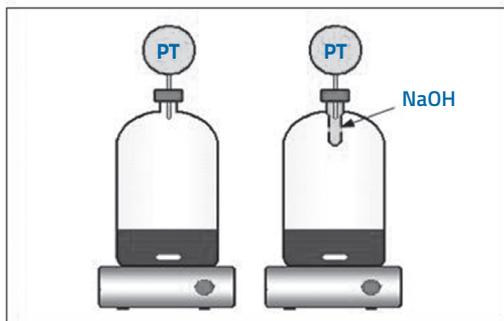
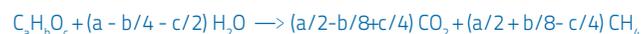


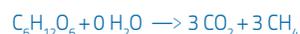
Figura 21. Medida de biogás y metano con transductores de presión.

### 2.3.2 RELACIÓN DQO Y METANO PRODUCIDO

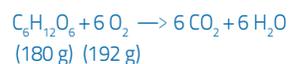
A la hora de realizar balances de masa o de transformar las magnitudes de carga conviene tener en cuenta que existe una relación estequiométrica que se cumple en todos los casos y condiciones de operación. Partiendo de la ecuación de ajuste estequiométrico propuesta por Buswell



puede establecerse la relación entre materia orgánica y metano que se produce en su transformación anaeróbica. Para el caso de una molécula tipo, la ecuación puede ajustarse como:



Igualmente la Demanda Química de Oxígeno (DQO) teórica puede calcularse estequiométricamente, mediante:



y teniendo en cuenta tanto las masas molares de las sustancias implicadas en la reacción, como la definición de DQO,

$$DQO = 192 \text{ g } O_2 / 180 \text{ g } C_6H_{12}O_6 = 1,067$$

en consecuencia la relación entre la DQO y el metano producido viene dado por:

$$1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6 = 192 \text{ g DQO} = 3 \times 22,4 \text{ L } CH_4$$

lo que se traduce en:

$$1 \text{ g DQO} = (3 \times 22,4) / 192 = 0,35 \text{ NL } CH_4 / \text{g DQO}_{ELIMINADA}$$

la productividad de cualquier sustancia orgánica queda, pues, establecida como 350 litros de metano medidos en condiciones normales por kg de DQO eliminada en el proceso anaeróbico.

### 2.3.3 DIFERENTES TIPOS DE ENSAYOS

En función del parámetro que se desea cuantificar, existen diferentes tipos de ensayos, aunque en la práctica, para todos ellos se utilizan los mismos dispositivos experimentales, discutidos en la sección anterior.

#### Ensayos de actividad metanogénica

Estos ensayos sirven para caracterizar la biomasa. La actividad metanogénica representa la velocidad con la que un gramo de biomasa, expresada como SSV, es capaz de metabolizar la materia orgánica, expresada como DQO o su equivalente en metano producido.

De acuerdo con esta definición las unidades de la actividad metanogénica, son:

$$\frac{\text{mL } CH_4 \text{ PRODUCIDO}}{\text{g DQO}_{ELIMINADA}} / \frac{\text{g SSV}_{inoculo}}{\text{g SSV}_{inoculo}} \cdot \text{d}$$

Las principales aplicaciones de los ensayos de actividad metanogénica son las siguientes:

- Conocer el estado del digestor
- Detectar problemas de operación.
- Herramienta para el arranque de digestores.
- Calcular la carga máxima aplicable.
- Seleccionar el inóculo mas adecuado.

Las condiciones típicas del ensayo se recogen en la Tabla 7. La actividad metanogénica se determina a partir de curvas experimentales como la representada en la Figura 22, mediante la expresión:

$$ACT = \frac{R}{FC \cdot V \cdot SSV} \quad | = \quad \frac{g \text{ DQO}}{g \text{ SSV} \cdot d}$$

donde:

- R = pendiente máxima de la curva;
- FC = factor conversión DQO en metano;
- V = volumen digestor; y
- SSV = concentración de microorganismos.

Tabla 7. Condiciones estandar del ensayo de actividad metanogénica.

<b>TEMPERATURA</b>
35 °C
<b>SUSTRATO</b>
MEZCLA DE AGVs (Ac:Pr:Bu) 4:1:1
2500 - 5000 mg DQO - L-1
<b>NUTRIENTES</b>
Macronutrientes (N, P, Ca, Mg)
Micronutrientes (Fe, Co, Mn, B, Cu, Mo, Se, Ni, Zn)
<b>INÓCULO</b>
El que quiere probarse

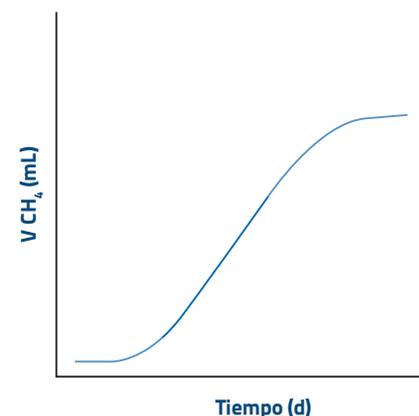


Figura 22. Medida de biogás y metano con transductores de presión.

#### ENSAYOS DE POTENCIAL METANOGENICO

Estos ensayos, llamados en inglés "Biochemical Methane Potential" (BMP), sirven para caracterizar los sustratos, es decir, los materiales cuyo comportamiento en condiciones anaeróbicas quiere cuantificarse. El potencial metanogénico se define como la velocidad con la que un gramo de sustrato es capaz de producir metano o lo que es igual, la velocidad con la que la DQO asociada a ese sustrato desaparece. De acuerdo con la definición, las unidades del potencial metanogénico son:

$$\frac{\text{mL CH}_4 \text{ PRODUCIDO}}{\text{g DQOELIMINADA}} \cdot \frac{\text{g SSV SUSTRATO}}{\text{g SSV SUSTRATO} \cdot \text{d}}$$

Las principales aplicaciones de los ensayos de medida de potencial metanogénico (BMP) son calcular: (a) la fracción biodegradable de un residuo; (b) la productividad de metano o biogás de un residuo; y (c) la viabilidad del tratamiento anaeróbico. Las condiciones típicas del ensayo se incluyen en la Tabla 8.

Tabla 8. Condiciones estandar del ensayo de BMP.

<b>TEMPERATURA</b>
30 - 35°C
<b>SUSTRATO</b>
EL QUE QUIERE PROBARSE (SÓLIDOS O LÍQUIDOS) MICRONUTRIENTES (Fe, Co, Mn, B, Cu, Mo, Se, Ni, Zn)
<b>NUTRIENTES</b>
MACRONUTRIENTES (N, P, Ca, Mg) MICRONUTRIENTES (Fe, Co, Mn, B, Cu, Mo, Se, Ni, Zn)
<b>INÓCULO</b>
VARIOS ORÍGENES (CERVECERA, PAPELERA, AZUCARERA, PLANTAS MUNICIPALES) 5000 mg SSV - L -1 (o Concentración en planta)

#### CÁLCULO DE LA BIODEGRADABILIDAD

De la misma forma en la que para procesos anaeróbicos la biodegradabilidad de un residuo se establece comparando la DBO5 y la DQO, considerando que un ratio DBO5/DQO del orden de 0,6 representa la biodegradabilidad aeróbica total, en el caso de los procesos anaeróbicos la biodegradabilidad puede calcularse comparando el metano producido experimentalmente en un tiempo suficientemente largo y el metano teórico que dicho residuo debiera producir en función de su DQO (1 g DQO eliminada = 350 mL CH<sub>4</sub>). Con este fundamento:

$$\text{Biodegradabilidad} = (\text{CH}_4)_{\text{EXPER}} / (\text{CH}_4)_{\text{TEOR}}$$

#### ENSAYOS DE INHIBICIÓN

Para comprobar el posible efecto inhibitor sobre el proceso de digestión de un determinado compuesto se realizan ensayos con la misma metodología que las pruebas de actividad, pero añadiendo en cada bote diferentes concentraciones del compuesto que se quiere estudiar.

En la Figura 23 se representa un comportamiento típico cuando se han introducido concentraciones crecientes del agente inhibitor (A1 < A2 < A3 < A4). Como puede observarse a medida que se aumenta la concentración de tóxico las curvas se alejan de la curva de control (solo sustrato e inóculo sin adición de agente inhibitor). El porcentaje de inhibición puede calcularse mediante:

$$\% \text{INH} = (1 - (\text{ACT}_{\text{An}} / \text{ACT}_{\text{CONT}})) \cdot 100$$

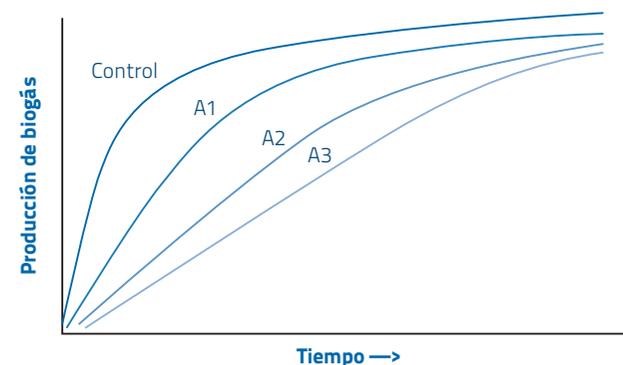


Figura 23. Curvas indicando efecto inhibitor.

Como indica la Figura 24, el efecto inhibitor puede manifestarse con diferente intensidad a lo largo del tiempo y en algunos casos aunque inicialmente exista una gran diferencia en la productividad de biogás, para tiempos suficientemente largos la producción llega a ser sensiblemente constante.

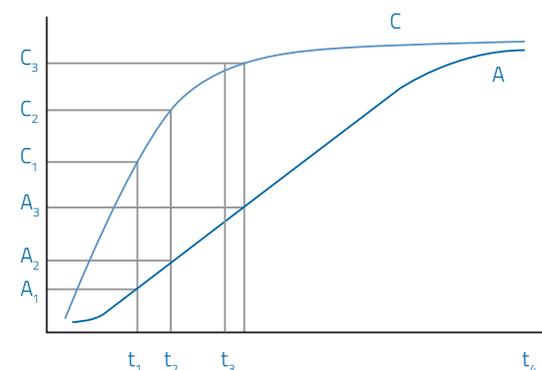


Figura 24. Evolución del efecto inhibitor en el tiempo.

## 2.4 TECNOLOGÍA ANAERÓBICA

Como en todo proceso biológico para aplicar un proceso anaeróbico se requiere poner en contacto el sustrato que se quiere degradar con los microorganismos que realizan las transformaciones bioquímicas. Dependiendo de las características del sustrato y de la hidrodinámica del reactor existen diversas tecnologías aplicadas a escala industrial, que se recogen en la Tabla 9.

Tabla 9. Tipos de reactores anaeróbicos.

TECNOLOGÍAS ANAERÓBICAS. TIPOS DE REACTOR
Reactor de mezcla completa
Reactor de contacto anaeróbico
Filtros percoladores.
UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)
Lechos fluidizados. IC (Internal circulation)
Reactor compartimentado.
Reactores de membrana (AnMBR)
Combinación de tecnologías.

### 2.4.1 REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

De acuerdo con la Figura 25, este tipo de reactor consiste en un recipiente cerrado con entrada de alimentación y salidas de la masa digerida y del biogás producido. La alimentación puede introducirse en continuo o en ciclos de tiempo preestablecidos. El reactor está equipado con un sistema de agitación para conseguir una buena homogeneización de la fase en digestión. Existen diferentes tecnologías, fundamentalmente agitación mecánica (como la mostrada en Figura 25), agitación por recirculación de gas que se inyecta en la parte inferior o recirculación de la masa en digestión.

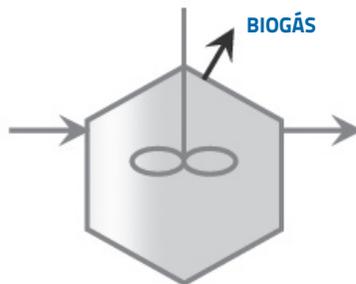


Figura 25. Reactor de mezcla completa.

Debido a la hidrodinámica de mezcla completa que se aplica, es necesario trabajar con tiempos hidráulicos de residencia suficientemente elevados, en general del orden de 20 d, para prevenir el lavado de la biomasa activa. Téngase en cuenta que la velocidad de crecimiento de las especies metanogénicas es baja. La principal aplicación de este tipo de tecnologías es la digestión de residuos sólidos o semi-sólidos con elevada carga orgánica: lodos de plantas de tratamiento aeróbicas, fracción orgánica de residuos sólidos domésticos, residuos agroindustriales, residuos industriales.

Algunos reactores tipo empleados a escala industrial aparecen en la Figura 26. En todos ellos la principal limitación técnica radica en que el tiempo hidráulico y el tiempo de permanencia de los sólidos es idéntico.

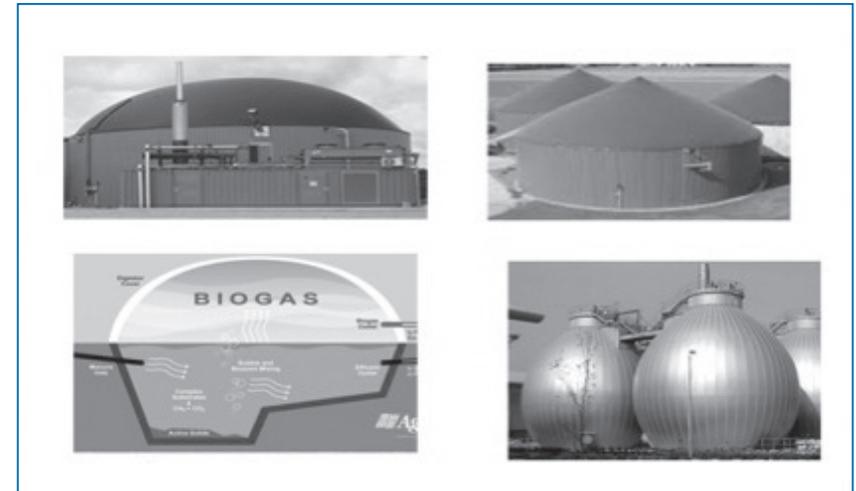


Figura 26. Instalaciones con digestor de mezcla completa.

### 2.4.2 REACTOR DE CONTACTO ANAERÓBICO

Cuando se pretende digerir líquidos, la cinética de degradación anaeróbica no está limitada por la etapa de hidrólisis y la cinética global es suficientemente rápida como para poder operar con tiempos hidráulicos de residencia de pocos días o incluso horas. En este caso el reactor de mezcla completa no es capaz de retener la suficiente cantidad de biomasa activa, que es lavada del reactor, saliendo con el efluente. Para romper la limitación técnica de que el tiempo hidráulico y el tiempo de permanencia de los sólidos sea idéntico, la tecnología incorpora una etapa de separación de biomasa, que puede ser recirculada al reactor (Figura 27).

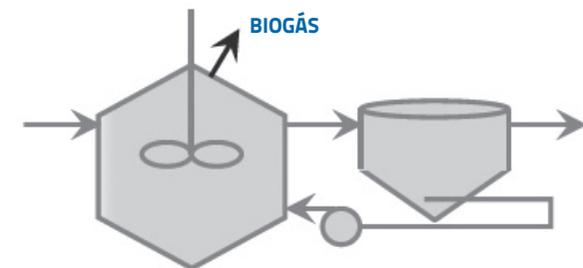


Figura 27. Reactor de contacto anaeróbico.

De esta forma puede operarse con tiempos hidráulicos bajos y con tiempos de retención de los sólidos tan elevados como la eficacia del separador permita. La tecnología fue ampliamente utilizada a partir de 1960 para tratar aguas residuales de industria conservera y azucarera. No permite aplicar velocidades de carga elevada y actualmente no se instalan procesos con esta tecnología. Su principal limitación procede de la circunstancia de que en algunas ocasiones la separación por sedimentación es poco eficaz, lo que se manifiesta en una salida excesiva de sólidos y en la pérdida de concentración de biomasa activa y la consiguiente desestabilización del proceso.

### 2.4.3 REACTOR ANAERÓBICO CON MEMBRANAS (ANMBR)

En la última década la aplicación de membranas ha supuesto la principal evolución en las tecnologías de tratamiento de aguas residuales. En el caso de los procesos anaeróbicos, los reactores de contacto, con separación de sólidos por sedimentación, han sido desplazados por los reactores que utilizan membranas como etapa de separación (Figura 28).

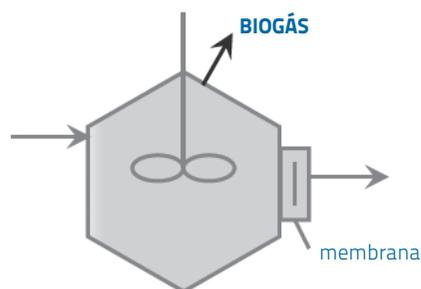


Figura 28. Reactor anaeróbico con membranas (AnMBR).

Por sus especiales características las membranas son capaces de retener totalmente los sólidos, impidiendo completamente la pérdida de biomasa activa. Con esta tecnología el tiempo de residencia de los sólidos puede hacerse tan elevado como se quiera, circunstancia especialmente importante en sistemas con muy baja velocidad de crecimiento de los microorganismos. Respecto a las tecnologías de membrana las principales posibilidades se especifican en la Tabla 10.

Tabla 10. Posibles tecnologías de membrana.

MEMBRANAS EN DIGESTIÓN ANAERÓBICA (ANMBR)	
<b>Tipo de membrana</b>	
Polimérica Cerámica	
<b>Colocación</b>	
Interna (dentro del reactor) Externa	
<b>Forma de establecer el flujo</b>	
Succión Presión	

En la Figura 29 se presentan diferentes módulos comerciales de membranas y en la Figura 30, una disposición típica con membrana externa que trabaja por succión.

Las principales limitaciones de una tecnología conceptualmente muy adecuada radican en el elevado coste de las membranas, los costes de operación derivados de la necesidad de establecer ciclos de limpieza, tanto física como química, de las membranas y de la imposibilidad de trabajar con concentraciones muy elevadas de sólidos en el interior del reactor.

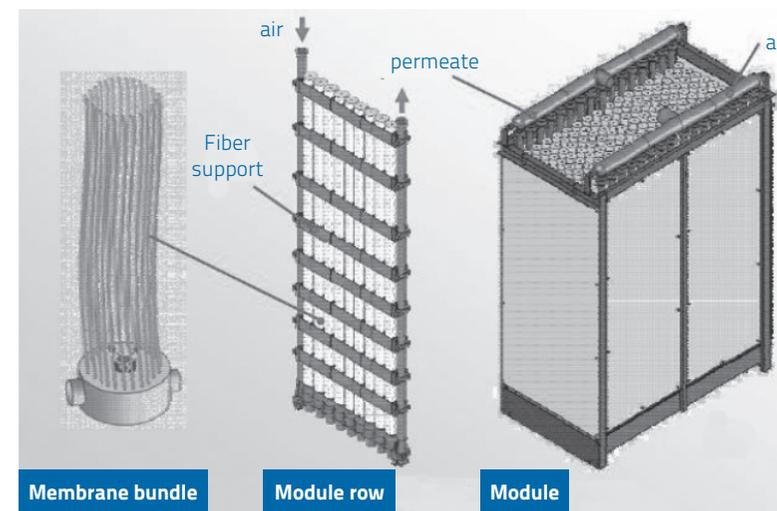


Figura 29. Módulos comerciales de membrana.

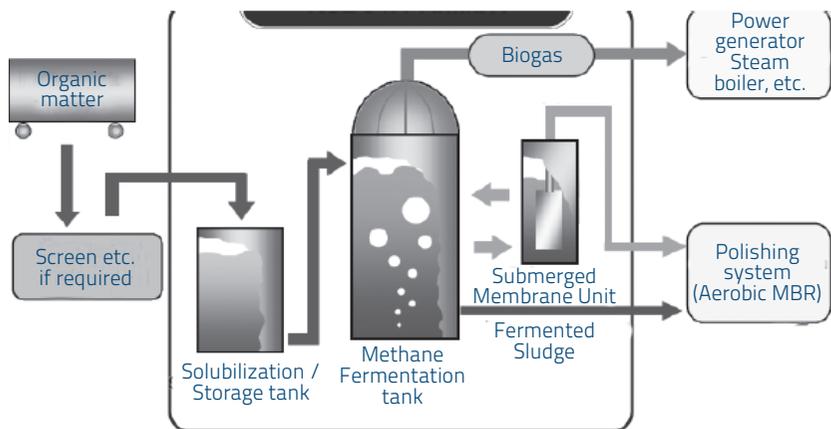


Figura 30. Esquema de sistema de tratamiento que incorpora membranas.

#### 2.4.4 UASB (UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET)

Es la tecnología más ampliamente utilizada en tratamiento anaeróbico de aguas residuales. El concepto se basa en tres características diferenciales (Figura 31):

- Aprovechar la capacidad de la biomasa para crecer agrupada, formando flóculos o incluso gránulos (Figura 32), con una buena velocidad de sedimentación, circunstancia que permite su permanencia en el interior del reactor, sin ser lavados con el efluente.
- Incluir en la parte superior del reactor un sistema de separación de las fases gaseosa-líquida-sólida. En el interior del reactor el gas que asciende provoca la mezcla del líquido y los sólidos, impidiendo la sedimentación de los flóculos de biomasa. El separador trifásico o campana permite la separación de la fase gaseosa, de forma que en la fase exenta de gas las partículas sólidas pueden sedimentar y caer, reincorporándose a la zona activa del reactor.
- La entrada del influente no se hace mediante una única entrada, como en otras tecnologías, sino que se hace de forma regular en toda la base del reactor, mediante un sistema de distribución que aplica flujos iguales por unidad de superficie de la base del reactor.

En la Figura 33 se presentan fotos de una maqueta de separador trifásico (campana) y del sistema de distribución de un reactor industrial. En la Tabla 11 se puntualizan las principales características de este tipo de reactores. En el apartado correspondiente se ofrecen las bases de diseño de reactores UASB.

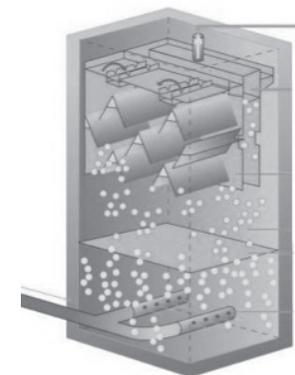


Figura 31. Esquema conceptual de un reactor UASB.

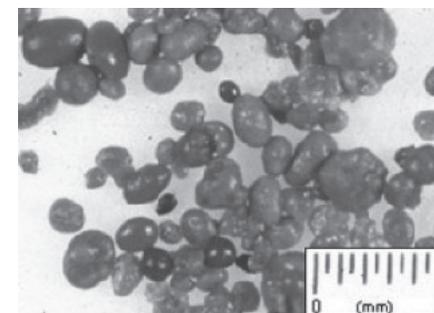


Figura 32. Gránulos de un reactor UASB.



Figura 33. Campana (izquierda) y sistema de distribución (derecha) de un reactor UASB.

Tabla 11. Características del sistema UASB.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
- Elevada capacidad tratamiento	- Proceso de granulación difícil de controlar
- Bajo THR	- La granulación depende del agua
- Alta eficacia eliminación DQO	- La puesta en marcha puede requerir fango granular
- Bajo requerimiento energético	- Sensible a sobrecargas orgánicas
- No necesita soporte	- Útil para agua sin SS
- Fácil construcción	- Ca <sup>2+</sup> y NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> inhiben la granulación
- Gran experiencia práctica	- El re arranque puede provocar la flotación de los gránulos
	- Requiere grandes superficies

## 2.4.5 FILTROS ANAERÓBICOS

Los filtros emplean un material de relleno a través del cual circula el fluido que se pretende depurar (Figura 34). En los filtros coexisten dos tipos de mecanismos de retención de la biomasa activa, formación de biopelículas y retención de biomasa libre. Sobre el material de relleno se fijan microorganismos formando una biopelícula de biomasa activa, además en el espacio que queda en forma de huecos entre las partículas de soporte queda retenida biomasa.

Como se representa en la Figura 34, en función de tipo de flujo existen tecnologías de flujo ascendente y descendente. En ambos casos pueden establecerse recirculaciones para incrementar la velocidad de paso del líquido y mejorar el contacto, la transferencia del sustrato y la desorción del biogás producido.

Como relleno se utilizan materiales plásticos comerciales, en sus variantes de rellenos ordenados y desordenados, también son ampliamente utilizados materiales inorgánicos con diferentes granulometrías.

Como cabe esperar la principal limitación de la tecnología es el aumento en la caída de presión, provocado por la retención de sólidos en el interior del filtro, que en el caso extremo puede llegar a colmatarse, impidiendo el flujo del líquido. Esta circunstancia obliga a proceder a secuencias de lavado periódicas para eliminar los sólidos que producen la colmatación del lecho. Por esta misma circunstancia los filtros no son adecuados para tratar aguas con elevado contenido en sólidos suspendidos.

En la Tabla 12 se recogen las principales características de los reactores anaeróbicos

tipo filtro.

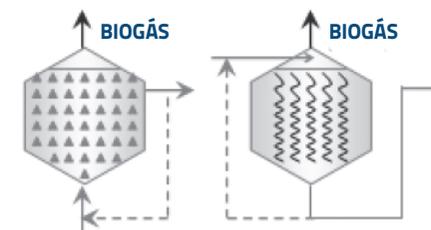


Figura 34. Reactor tipo filtro anaeróbico.

Tabla 12. Características de los filtros anaeróbicos.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
- Elevada capacidad tratamiento	- Puesta en marcha difícil
- Bajo THR	- Riesgo de oclusiones
- Adaptación a diferentes aguas	- Limitado a aguas con pocos SS
- Aguas diluidas y cargadas	- Elevado contenido SS efluente
- Resistente fluctuaciones de carga	- Sensible altas concentraciones Ca
- Rápido re arranque	- Elevado coste de relleno
- Requiere poca superficie	

## 2.4.6 LECHOS FLUIDIZADOS Y EXPANDIDOS

Estos reactores también operan con biomasa inmovilizada en forma de biopelícula. Como se muestra en la Figura 35 sobre una pequeña partícula de material de soporte se puede desarrollar una biopelícula, con lo que se consigue una biopartícula. Cuando un lecho poroso formado por biopartículas se pone en contacto con un líquido que tiene flujo ascendente, en función de la velocidad ascendente el comportamiento del lecho es el siguiente. Inicialmente, a velocidades bajas las partículas están inmóviles, manteniéndose la estructura de lecho poroso. Para una determinada velocidad el lecho "se esponja" y a partir de ese momento, cualquier aumento en la velocidad ascensional del fluido se manifiesta en forma de expansión del lecho, que se visualiza en un aumento de su longitud. En función del grado de expansión el lecho suele denominarse expandido (expansión del orden del 15%) o fluidizado (expansión del orden del 30%).

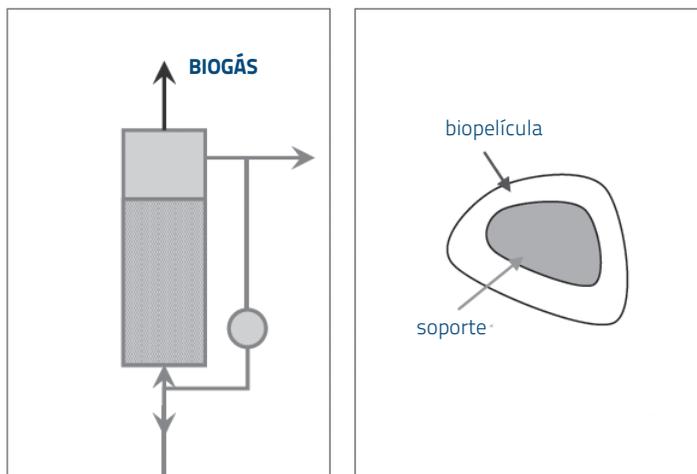


Figura 35. Reactor de lecho fluidizado y biopartícula con soporte.

Como material de soporte se utilizan distintos materiales inorgánicos, como arena, piedra pómez, vermiculita y sepiolita, con granulometrías del orden de 200 - 500 µm, lo que conduce a utilizar velocidades ascensionales de líquido del orden de 5 - 10 m/h. Los lechos fluidizados tienen la ventaja de formar artificialmente el equivalente a gránulos de UASB, aunque su zona central está formada por el material de soporte. Las características de los lechos fluidizados se describen en la Tabla 13.

Tabla 13. Características de los lechos fluidizados.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
- Muy alta capacidad tratamiento	- Puesta en marcha difícil
- Muy bajos THR	- Alto consumo energético
- Diferentes tipos de aguas	- Dificultad controlar expansión del hecho
- Aplicable a aguas con sólidos	- Elevada concentración de SS efluentes
- Insensible sobrecargas orgánicas	- Diseño y cambio de escala complicado
- Aplicable a aguas con tóxicos	- Poca experiencia a escala industrial
- Requiere poca superficie	- Elevado coste de relleno

## 2.4.7 REACTORES EXPANDIDOS GRANULARES

En los últimos años han aparecido reactores comerciales que aúnan las ventajas del lodo granular del UASB y la elevada velocidad de carga que soportan los lechos fluidizados. En esencia son lechos expandidos que en lugar de trabajar con biopartículas formadas sobre materia de soporte, lo hacen con gránulos tipo UASB. La principal diferencia con UASB es que para expandir el lecho es necesario operar con velocidades ascensionales, unas 10 veces superiores. En la Figura 36 se presentan las dos principales tecnologías comerciales, siendo el IC (Internal Circulation) la que cuenta con más aplicaciones industriales.

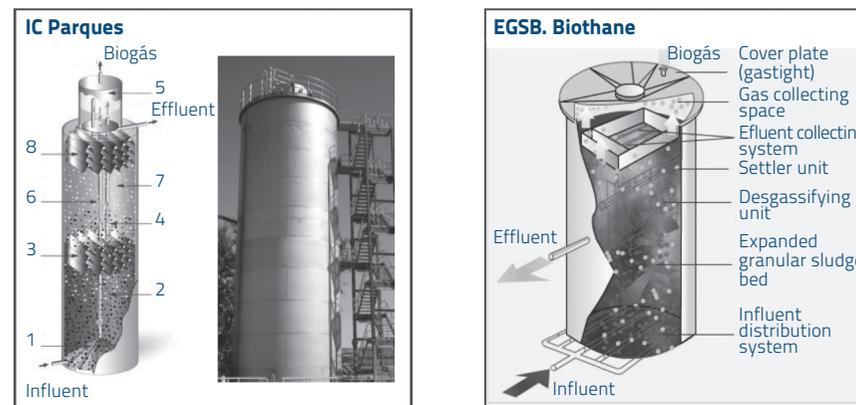


Figura 36. Reactores comerciales de lecho granular expandido.

## 2.5 COMPARACIÓN DE TECNOLOGÍAS

En la Tabla 14 se recopilan las principales limitaciones de operación de los procesos analizados. En la Tabla 15 se realiza una comparativa de diferentes aspectos operacionales de las tecnologías de utilización más frecuente.

Tabla 14. Limitaciones técnicas de las tecnologías.

BIOFILTRO	LECHO FLUIDIZADO	UASB
Distribución uniforme	Control expansión del lecho	Control expansión lecho
Taponamiento	Distribución uniforme	Estabilidad fluctuaciones
Caminos preferentes	Flotación de partículas	Retención de biomasa
Lavado del lecho	Cambio propiedades fluido	Acumulación de inertes
Acumulación de inertes	Desprendimiento biopelícula	Flotación de la biomasa
Separación de lodos efluente	Poca experiencia industrial	

Tabla 15. Comparativa de diferentes tecnologías.

COMPORTAMIENTO	UASB	BIOFILTRO	LECHO FLUIDIZADO
Puesta en marcha	-	-	-
Acumulación de biomasa	++	+	++
Mezcla fase líquida	+	+	++
Sobrecargas hidráulicas	-	++	++
Sobrecargas orgánicas	+	+	+
Admisión SS	-	+	++
Riesgo de oclusiones	++	-	++
Riesgo flotación biomasa	-	+	+
Necesidad de control	+	+	-

### 3. CONTENIDOS - PARTE II DISEÑO DE REACTORES UASB

Esta sección contiene un manual para el diseño conceptual de un reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). Un diseño conceptual no es un diseño detallado de ingeniería pero proporciona al ingeniero que construirá el reactor todas las dimensiones básicas del reactor (Figura 37). Estas dimensiones deberán ser trasladadas a un plano de detalle respetando las guías y regulaciones del país o de la región donde se piensa construir el reactor.

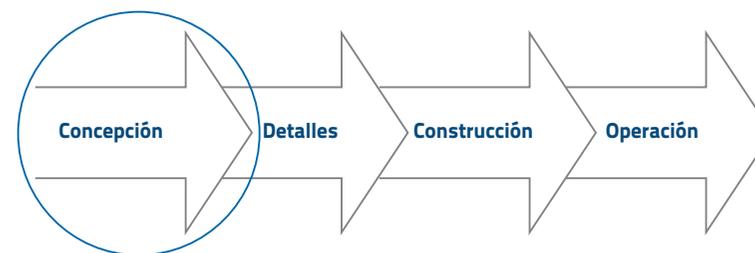


Figura 37. Ubicación del diseño conceptual en los procesos de diseño, construcción y operación de una planta de tratamiento de aguas residuales.

Para facilitar los cálculos, este manual se basó en un caso específico: el diseño de un reactor UASB para aguas residuales domésticas (ARD) o "líquidos cloacales" destinado a la ciudad de Hipólito Yrigoyen, ubicada en el Departamento Orán de la provincia de Salta, en el Noroeste argentino. Los principios de diseño son los mismos para otros casos de ARD o para reactores que se utilizarán para el tratamiento de aguas residuales industriales (ARI). La descripción que se hará en este manual de los principios básicos de los reactores UASB será somera. Para aprovechar al máximo este manual, es necesario tener algunos conocimientos básicos de ingeniería ambiental. Sin embargo, el manual también puede ser usado por otros profesionales, por tomadores de decisiones, funcionarios gubernamentales, o personas interesadas en tecnologías más sustentables para el tratamiento de aguas residuales. La información contenida en este informe puede ser utilizada libremente para docencia, investigación o diseño de reactores anaeróbicos. Sin embargo, toda responsabilidad sobre su uso inadecuado, o sobre el mal funcionamiento de aquellos reactores que hayan sido supuestamente diseñados en función de la información contenida en este manual, es entera responsabilidad de los usuarios. En caso de duda, se debe siempre recurrir a un especialista en el tema.

### 3.1 INTRODUCCIÓN

#### 3.1.1 ALGO DE HISTORIA

Aristóteles es el primero en citar métodos para el manejo de líquidos cloacales. El italiano Volta observa la producción de gas combustible producto de la descomposición de los pantanos. El método más simple, más antiguo y más usado es la cámara o tanque séptico, inventado a principios de siglo por Cameron en Inglaterra. La retención de sólidos por sedimentación en un tanque anaeróbico se usó por primera vez en 1857. En 1860, Louis H. Mouras, un ingeniero francés construyó una cámara cerrada en la cual toda la "materia excrementicia" se "transformaba rápidamente", a la cual se llamó "El basurero automático de Mouras". En Alemania, a principios del siglo XX, Karl Imhoff inventa el luego denominado Tanque Imhoff. El tratamiento anaeróbico es hoy una parte central de los sistemas de tratamiento de aguas para protección ambiental y conservación de recursos y puede combinarse con otros métodos para constituir un método sustentable para el tratamiento de efluentes. Como se ve, los procesos anaeróbicos se han usado por más de un siglo para el tratamiento de ARD y ARI. Sin embargo, a pesar de su temprano desarrollo, estos sistemas no fueron utilizados masivamente como tratamiento secundario (etapa biológica) de aguas residuales hasta el desarrollo del reactor UASB. Este reactor fue inventado a fines de los años 70 por el Dr. Gatzke Lettinga (Figura 38) y sus colaboradores de la Universidad de Wageningen (Holanda).



Figura 38. Dr. Gatzke Lettinga (derecha), inventor del reactor UASB, junto al autor de este manual, en la Universidad de Wageningen (Holanda), en el año 2008.

#### 3.1.2 EL REACTOR UASB

El éxito del concepto UASB radica en el establecimiento de un denso manto de lodo en la zona inferior del reactor, en el cual tienen lugar la totalidad de los procesos bacterianos que conducen a la eliminación de la contaminación orgánica. Este manto o lecho de lodo se forma por acumulación de sólidos suspendidos y bacterias en crecimiento. La turbulencia generada por el flujo de ARD que ingresa al reactor y el burbujeo ocasionado por la producción de biogás son suficientes para asegurar un buen contacto entre el ARD y la biomasa bacteriana (ver esquema en la Figura 39).

Bajo ciertas condiciones, se observó el desarrollo de flóculos y gránulos bacterianos densos con excelentes propiedades de sedimentación que no son susceptibles de ser lavados fuera del reactor por el flujo ascendente aplicado, dentro de un amplio rango de velocidades ascensionales. La turbulencia natural que se origina por la producción de biogás provee mezcla interna y asegura un buen contacto efluente-biomasa en los sistemas UASB. Los fundamentos en los que se basa el funcionamiento de un reactor UASB se resumen en la Tabla 16.

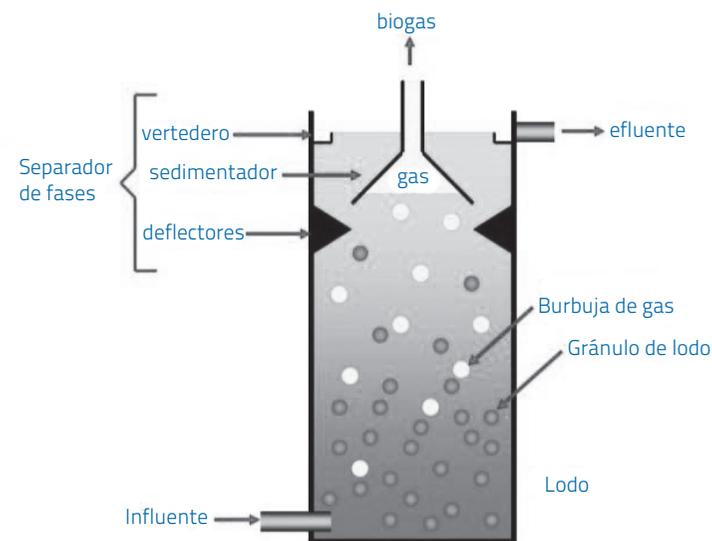


Figura 39. Diagrama esquemático de un reactor UASB.

Tabla 16. Fundamentos del reactor UASB.

<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Flujo ascendente del efluente a tratar.</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Generación de un manto de lodos flocculento o granular.</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Buenas propiedades de sedimentación del lodo, si no está expuesto a agitación mecánica intensa (destrucción de agregados)</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Contacto con el sustrato provisto por la agitación del propio gas producido y por el flujo ascendente del influente</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Retención de gránulos en el dispositivo de separación gas-sólido (en contra de la velocidad ascensional y la producción de biogás). Pendiente del separador: 50°</li> </ul>

### 3.1.3 EL REACTOR UASB EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Diversas configuraciones de proceso son posibles para el diseño de una planta de tratamiento en la que se incluya un reactor UASB como etapa principal de tratamiento biológico. El reactor UASB puede reemplazar parcial o totalmente muchas de las unidades requeridas en sistemas aeróbicos convencionales (tales como barros activados o lechos percoladores), pero siempre es necesario considerar la utilización de desarenadores, rejas de distintos diámetros para la retención de materiales gruesos, y lechos para el secado de los barros biológicos generados (Figura 40). El efluente de los reactores UASB normalmente necesita tratamiento adicional para remoción de Demanda Química y/o Bioquímica de Oxígeno (DQO/DBO), material orgánico coloidal, patógenos, olores, entre otros parámetros de calidad del efluente, para alcanzar las normas específicas de descarga o reuso. Este post-tratamiento puede ser llevado a cabo en sistemas aeróbicos tales como las lagunas de estabilización u otros métodos convencionales (lodos activados, lechos percoladores, etc.) (Figura 40). La incorporación de una etapa anaeróbica reduce los requerimientos de superficie de todo el sistema de tratamiento (ver comparación entre un sistema aeróbico y uno anaeróbico en la Figura 41). El resultado final es una planta de tratamiento que es más pequeña, más fácil de operar que un sistema aeróbica convencional, requiere menos insumos, produce energía y sub-productos que pueden ser reutilizados.

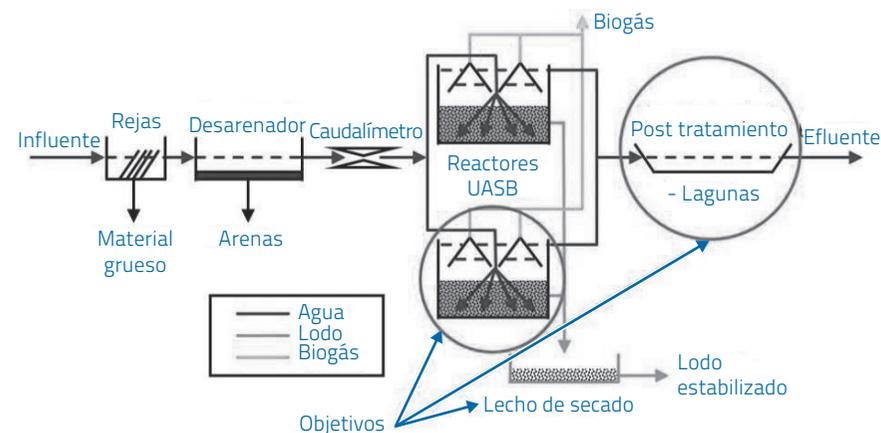


Figura 40. Sistema de tratamiento de aguas residuales domésticas que incluye un reactor UASB y una etapa de post-tratamiento aeróbico. Las flechas azules señalan los procesos unitarios cuyo diseño será objeto del presente manual.

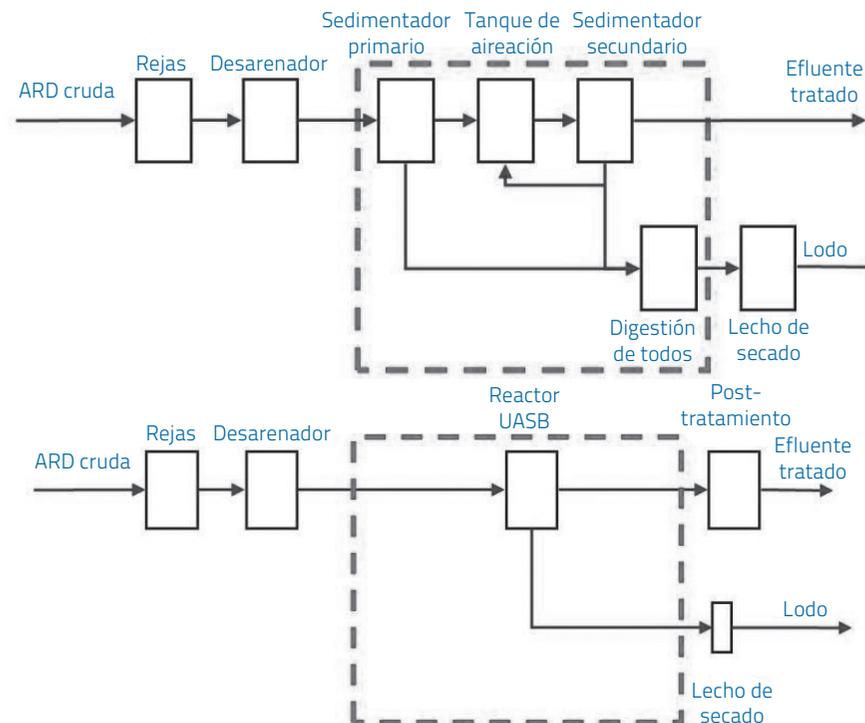


Figura 41. Procesos unitarios en dos plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas con diferentes sistemas de tratamiento secundario. Arriba: lodos activados. Abajo: reactor UASB.

### 3.1.4 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TRATAMIENTO ANAERÓBICO

El incremento de los precios del petróleo en los años setenta redujo la competitividad de los métodos aeróbicos, contribuyendo a redirigir esfuerzos hacia alternativas más económicas y energéticamente más atractivas. Se han hecho muchas comparaciones entre los métodos aeróbicos y anaeróbicos, en función de las necesidades locales y el precio de la energía o la tierra. Las ventajas y desventajas del tratamiento anaeróbico (en particular sistemas UASB), se resumen en la Tabla 17.

Tabla 17. Ventajas y desventajas del tratamiento anaeróbico.

VENTAJAS	
	Alta eficiencia. El sistema puede alcanzar buenas eficiencias de remoción a altas cargas y bajas temperaturas.
	Simplicidad. La construcción y operación de los reactores anaeróbicos es relativamente simple.
	Flexibilidad. El tratamiento anaeróbico se puede aplicar fácilmente a pequeña o gran escala.
	Bajos requerimientos de espacio. El área necesaria para instalar un reactor anaeróbico es baja, sobre todo cuando es posible tratar altas cargas orgánicas.
	Bajo consumo de energía. El consumo de energía es prácticamente despreciable, ya que no se necesita calentar el influente para alcanzar la temperatura de operación y las operaciones de planta pueden realizarse por gravedad. Por otra parte, se produce energía durante el proceso en forma de gas metano.
	Baja producción de lodo biológico. La producción de lodo es más baja que en los métodos aeróbicos, debido a las bajas tasas de crecimiento de las bacterias anaeróbicas. El lodo que se produce está completamente estabilizado para disposición final y tiene buenas condiciones de deshidratabilidad. Puede ser preservado por largos períodos de tiempo sin una reducción significativa de la actividad metanogénica, permitiendo su uso como inóculo para "sembrar" otros reactores.
	Bajos requerimientos de nutrientes y productos químicos. Especialmente en el caso de líquidos cloacales, es posible mantener un pH adecuado y estable sin la adición de químicos. Macronutrientes (nitrógeno y fósforo) y micronutrientes están presentes en general en los líquidos cloacales, mientras que no hay compuestos tóxicos.

DESVENTAJAS	
	Baja remoción de patógenos y nutrientes. Los microorganismos patógenos son sólo removidos parcialmente, excepto los huevos de helmintos, los cuales son capturados efectivamente en el manto de lodo. La remoción de nutrientes tampoco es completa, por lo que se requiere post-tratamiento para ello.
	Larga puesta en marcha. Debido a las bajas tasas de crecimiento de las bacterias anaeróbicas, la puesta en marcha de un reactor anaeróbico lleva mucho tiempo, en comparación con un sistema aeróbico, siempre y cuando no haya un buen inóculo disponible.
	Posibilidad de malos olores. Durante el proceso anaeróbico se produce sulfuro de hidrógeno, sobre todo cuando existe alta concentración de sulfatos en el influente. Para evitar la producción de malos olores se requiere un manejo adecuado del biogas.
	Necesidad de post-tratamiento. Para alcanzar los límites de volcamiento impuestos en general por las leyes ambientales, es necesario algún tipo de post-tratamiento.

La alta sensibilidad de las bacterias anaeróbicas a algunas condiciones ambientales (principalmente pH, temperatura y compuestos tóxicos), los relativamente largos procesos de puesta en marcha y la producción de malos olores han sido citados como las principales desventajas del tratamiento anaeróbico. En relación con las supuestas desventajas del tratamiento anaeróbico, pueden hacerse los siguientes comentarios:

- El control del pH sólo es necesario para el tratamiento de algunos efluentes industriales, pero para otros tipos de aguas residuales, incluyendo líquidos cloacales, la composición normal es tal que el pH se puede mantener en el rango óptimo sin necesidad de adición de químicos.
- Las bacterias anaeróbicas se adaptan bastante rápidamente a bajas temperaturas, habiéndose alcanzado altas eficiencias de tratamiento en condiciones psicrófilas, incluyendo algunas experiencias con líquidos cloacales.
- Se ha demostrado que las bacterias anaeróbicas pueden tolerar una gran variedad de compuestos tóxicos sin reducir significativamente su actividad. Se puede decir que, en general, la sensibilidad frente a tóxicos de las bacterias aeróbicas heterótrofas es similar a la de los microorganismos anaeróbicos, con algunas excepciones (presencia de hidrocarburos alifáticos y alcoholes clorados). Se ha observado lodo anaeróbico degradando pentaclorofenol (PCP), uno de los biocidas usados en los Estados Unidos para preservar productos de la madera. También se han usado bacterias anaeróbicas para detoxificar y degradar compuestos nitroaromáticos, aromáticos N-sustituidos, alquil-fenoles y azo colorantes.

- La puesta en marcha de reactores anaeróbicos se puede alcanzar en períodos de tiempo muy cortos cuando hay suficiente lodo anaeróbico disponible para utilizar como inóculo. A medida que se construyan más plantas de tratamiento anaeróbico, existirá más lodo activo para las siembras, con lo que la puesta en marcha se podrá realizar en tiempos muy cortos. De cualquier manera, la inoculación con lodo activo no es una condición necesaria para la puesta en marcha. Muchos reactores se iniciaron sin inóculo, y llegaron a desarrollar lodos granulares de alta actividad en cuestión de meses, a escala laboratorio, piloto, y real.
- A bajas temperaturas la puesta en marcha puede durar más, pero incluso en esos casos, la puesta en marcha puede realizarse con inóculos pobres, tales como los lodos digeridos de los digestores de barros de plantas aeróbicas convencionales (lodos activados o lechos percoladores).
- Un diseño adecuado de los reactores anaeróbicos puede eliminar completamente el problema de los malos olores.

Como puede verse, se han hecho mejoras sustanciales para eliminar las desventajas del tratamiento anaeróbico, de manera tal que se puede afirmar que sólo algunas de estas desventajas han perdurado, mientras todas las potenciales ventajas se mantienen intactas, haciendo del tratamiento anaeróbico una de las opciones más interesantes para el tratamiento secundario de efluentes orgánicos. Sin embargo, debe enfatizarse que un post-tratamiento adecuado es casi siempre necesario para la remoción de materia orgánica remanente, nutrientes y microorganismos patógenos, de acuerdo a la legislación vigente a nivel local, de los usos potenciales de los efluentes tratados y del tipo de cuerpo receptor de dichos efluentes. Los especialistas en este campo coinciden hoy en que el desarrollo de un sistema eficiente y de bajo costo para el tratamiento anaeróbico de líquidos cloacales sería uno de los avances más significativos en la historia del tratamiento de efluentes. El tratamiento anaeróbico está siendo reconocido a nivel mundial como el proceso central en los sistemas sustentables de tratamiento de efluentes que apuntan a la protección ambiental y a la recuperación de recursos y subproductos de las aguas residuales.

### 3.2 CONSIDERACIONES PREVIAS AL DISEÑO CONCEPTUAL

El diseño de reactores UASB esta basado en dos aspectos:

1. Características del agua residual (información proporcionada por el cliente).
2. Consideraciones y suposiciones (hechas por el diseñador).

### 3.2.1 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

La composición de las aguas residuales y el caudal son parámetros cruciales para un diseño adecuado. Es importante esforzarse para que los valores utilizados para el diseño sean correctos y reflejen la realidad local lo mejor posible. En general, los valores promedio no son confiables para un diseño seguro. Las variaciones diarias, semanales, mensuales, estacionales, e incluso anuales son a veces decisivas para la elección de los parámetros correctos de diseño. En caso de que sea necesario, se deberá realizar un muestreo adecuado para recoger la información faltante sobre cada uno de estos parámetros.

El crecimiento de la población, los cambios en el consumo, la disponibilidad de agua potable y muchos otros factores son también importantes para los propósitos del diseño. Para las ARD, estos datos son generalmente difíciles de recolectar y uno tiene que confiar en extrapolaciones a partir de datos de ciudades similares o suposiciones basadas en los juicios de los expertos locales. Para las ARI, generalmente se obtiene información más confiable y es más fácil ajustar el diseño a las condiciones específicas de la industria.

Cuando no hay datos confiables disponibles, el diseñador tiene que recurrir a información de carácter general como el consumo del agua potable, la población en el área, las prácticas culturales, los hábitos alimenticios, etc. Las características básicas de las aguas residuales necesarias para el diseño del reactor en estudio se presentan en la Tabla 18. En los párrafos a continuación, se proporcionan algunas directivas en cuanto a cómo se deben interpretar estos valores específicos a los efectos del diseño.

Tabla 18. Información básica necesaria para diseñar un reactor UASB.

PARÁMETRO	VALOR PROMEDIO
Temperatura (°C)	20.0
pH	7.0
DQO (Demanda Química de Oxígeno) (mg/L)	900.0
DBO5 (Demanda Bioquímica de Oxígeno) (mg/L)	600.0
SST (Sólidos Suspendidos Totales) (mg/L)	300.0
Caudal (m <sup>3</sup> /d)	1500

## Materia orgánica

La materia orgánica presente en las ARD muestra generalmente una biodegradabilidad relativamente alta, con una DBO en cantidades cercanas al 70% de la DQO. Los procesos biológicos de tratamiento son, en principio, factibles bajo estas circunstancias. Se puede decir que si la biodegradabilidad es 50% o más, los métodos de tratamiento biológicos son factibles. Es importante notar aquí que la DBO es una medida de la biodegradabilidad aeróbica (es una prueba realizada con bacterias aeróbicas). En la mayoría de los casos puede ser utilizada como un indicador de la biodegradabilidad anaeróbica (como es en el caso de las ARD). En aguas residuales más complejas, esta suposición puede no ser válida y será necesario realizar una prueba específica para determinar la biodegradabilidad anaeróbica antes de decidirse por un tratamiento en reactores UASB. Dentro de ciertos límites, la concentración de Sólidos Suspendidos Totales (SST) de origen orgánico no afectará perjudicialmente la eficiencia del tratamiento, sino que simplemente contribuirá a una producción más alta de lodos que habrá que eliminar periódicamente del reactor.

## Temperatura

La temperatura media anual del ARD debería estar por encima de los 20°C, para que sea tratable mediante digestión anaeróbica. Sin embargo, es importante observar que la temperatura de las aguas residuales durante el invierno es crucial, y la duración del período frío tiene que ser tenida en cuenta en el diseño. En el caso de estudio que se usó de ejemplo para el diseño, la temperatura de las ARD fluctúa entre 15 y 19°C durante el período más frío, que es relativamente corto (algunas semanas). Esto llevó a concluir que este período de baja temperatura puede ser soportado por el manto de lodo del reactor de UASB sin un deterioro importante de la eficiencia del tratamiento. El lodo mal estabilizado (poco degradado) que se puede acumular durante este período más frío será estabilizado durante el verano dando como resultado una producción más alta de biogás.

## pH

Generalmente, el pH de las ARD está cerca de la neutralidad (alrededor de 7.0). En estas aguas residuales existe generalmente una buena capacidad buffer, por lo cual no es necesario corregir el pH, como en el caso de algunas ARI.

## Caudal

El caudal que será utilizado para el diseño proviene de una ciudad pequeña, de menos de 15000 habitantes (ver detalles en la hoja de cálculo). El consumo de agua es un parámetro altamente variable y depende de muchos factores como clima, ingresos, disponibilidad de agua, cultura, etc. Los valores estándares usados en muchos países varían entre 150 y 250 L/persona.d. Las fluctuaciones y los picos de caudal son bastante parecidos para las ARD. Generalmente existe un pico diario después de la comida principal y picos secundarios temprano por la mañana y después de finalizar el horario laboral más habitual. Un reactor UASB bien diseñado y funcionando adecuadamente puede hacer frente fácilmente a tales fluctuaciones. Para las ARI, los picos tienden a ser muy pronunciados, especialmente cuando la producción no es constante en el día o en la semana. En esos casos, el caudal necesita ser compensado en un tanque destinado a tal fin (no se incluye aquí el diseño de los tanques de compensación).

### 3.2.2 CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES

Independientemente del nivel de exactitud y detalle de los datos de partida, el diseñador de un reactor UASB tiene que hacer siempre un cierto número de suposiciones de partida sobre las cuales se basará todo el diseño conceptual. Si en algún momento del diseño se descubre que alguna de las suposiciones no se aplica, se debe revisar el diseño. Es importante que las suposiciones de partida se expliciten claramente en el documento final para dar más transparencia al proceso de diseño y por razones legales (reducir al mínimo las demandas potenciales). Las suposiciones de partida son tan importantes como los datos en términos de su influencia en el diseño final del reactor UASB.

Para este estudio en particular, se hicieron las siguientes suposiciones:

1. El influente se puede tratar anaeróbicamente sin acondicionamiento previo (acidificación, control del pH, calefacción o adición de nutrientes). Como en cualquier planta de tratamiento de aguas residuales, al diseño del reactor UASB (etapa de tratamiento secundario) será necesario agregar procesos unitarios de tratamiento preliminar y monitoreo (rejas, desarenadores, medición de caudal, etc.).
2. Las fluctuaciones de caudal no representarán una limitación seria para el funcionamiento del reactor UASB y, por lo tanto, se utilizará un valor de caudal promedio como parámetro de diseño, a menos que el cliente indique lo contrario.
3. La biodegradabilidad del ARD a tratar (en términos de DQO<sub>total</sub>) es de aproximadamente un 70%.

4. La concentración de SST en el influente no obstaculizará la operación.
5. La temperatura de trabajo media estará alrededor de 20°C, con un período más frío durante el invierno que no afectará perceptiblemente la eficiencia del reactor (a confirmar por otras mediciones).
6. El influente no contiene cantidades importantes de grasas y aceites que puedan interferir en el funcionamiento del reactor.
7. El influente no contiene ningún compuesto tóxico o inhibitorio.
8. La eficiencia de remoción para DQO y DBO estará en el orden del 65 al 85%.
9. No hay necesidad de agregar macro y micro nutrientes porque las aguas residuales contienen concentraciones suficientes de estos compuestos.
10. El reactor será construido sobre el nivel del suelo o estará parcialmente enterrado, por lo que no será necesario bombeo o el uso de una fuente de energía externa al proceso del tratamiento.
11. El reactor estará limitado por la carga hidráulica y el diseño conceptual inicial se basará en un Tiempo de Retención Hidráulica (HRT) de 10 h. Según los resultados obtenidos en experiencias anteriores bajo condiciones climáticas similares, se puede decir que este TRH es apropiado para garantizar el desarrollo de un manto de lodos adecuado, con un Tiempo de Retención de Sólidos (TRS) suficiente para garantizar un buen tratamiento.

### 3.3 EL DISEÑO CONCEPTUAL

#### 3.3.1 ESTUDIO DE CASO

El diseño conceptual se basará en un estudio de caso específico: el diseño de un reactor UASB para la localidad de Hipólito Yrigoyen, ubicada en la provincia de Salta, Argentina (Figura 42, Figura 43 y Figura 44).



Figura 42. Ubicación del pueblo de Hipólito Yrigoyen en el Norte de la provincia de Salta, Argentina.

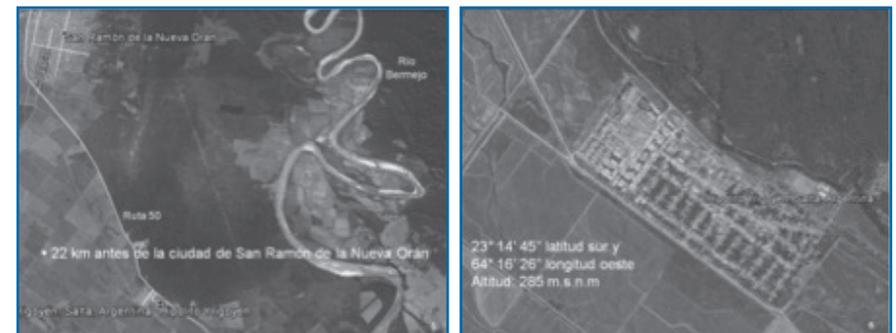


Figura 43. Vista aérea del pueblo de Hipólito Yrigoyen, provincia de Salta, Argentina.



Figura 44. Portal de entrada y calle de acceso de Hipólito Yrigoyen.

Todos los parámetros que se utilizarán en la hoja de cálculo provendrán de este caso concreto. La población total de la localidad en el año 2001 era de 8755 habitantes. Se espera que haya 13800 personas servidas para el año 2034. El clima en Yrigoyen se puede clasificar como subtropical con estación seca, con temperaturas medias diarias superiores a los 20°C.

La materia orgánica presente en el líquido cloacal fue estimada en 0.180 kg/m<sup>3</sup> de DBO5 y 0.405 kg/m<sup>3</sup> DQO (relación DQO/DBO5 = 2.25). Si bien la DBO5 promedio para esta localidad es de 113.5 mg/L, se consideró una DBO5 mayor en función de la experiencia en otras localidades. Al ser un pueblo relativamente reciente (fundado en el año 1948, es el pueblo más nuevo de todo el país), el porcentaje de cobertura con el servicio de agua y alcantarillado es del 100%. La dotación de agua potable que se distribuye a la población es de 288 L/p.d, una vez que se descuentan pérdidas en la red. Se utiliza un coeficiente de retorno a alcantarillado de 0.8 (el 80% del agua consumida es descargada en la red cloacal). Como se verá más adelante en detalle, el caudal de ARD que se utilizó para el diseño del reactor UASB fue de 55.2 L/s. Los datos relativos al sistema de agua y saneamiento fueron proporcionados por la Compañía Salteña de Agua y Saneamiento S.A. (CoSAySa), empresa a cargo de los servicios de provisión de agua y saneamiento ambiental en toda la provincia de Salta.

### 3.3.2 CÓDIGOS Y GLOSARIO

Antes de comenzar el proceso de diseño, es útil adoptar un sistema claro de códigos de color y de fuentes que se utilizará en el archivo Excel para facilitar el proceso del diseño y prevenir errores inadvertidos (Figura 45). Las celdas que contienen números en color negro son las únicas donde se pueden incorporar datos de forma manual. Las celdas con valores rojos y azules son las fórmulas que cambian automáticamente cuando se ingresa algún valor en las celdas en negro. No escriba en estas celdas o perderá las formulas que se encuentran en ellas.

Una vez que se haya interiorizado con el manejo de este archivo, podrá comenzar a cambiar estas celdas para comprender a fondo el proceso de cálculo o 'personalizar' el archivo según sus necesidades. Mantenga siempre la versión original para consulta o para recuperar alguna fórmula perdida. También es importante definir claramente el significado de algunas siglas y abreviaciones que se utilizarán en el archivo de diseño, como se indica en la Figura 46.

CÓDIGOS DE COLORES Y FUENTES	
Datos entrados por el usuario (negro) =	100.00
Cálculos (rojo) =	100.00
Valor def initivo de diseño (negro, negrita) =	100.00
Punto de partida de un proceso de cálculo (sombreado verde claro) =	
Dirección del proceso de cálculo (f lecha gris o celeste) =	←
Valores para sistemas cilíndricos (azul) =	100.00
Valores fuera de rango (sombreado amarillo) =	
Dimensiones principales del sistema (texto en negrita) =	(volumen) (m <sup>3</sup> )

Figura 45. Códigos de colores y fuentes usados en el archivo de cálculo.

### GLOSARIO DE ALGUNOS TÉRMINOS IMPORTANTES

UASB = Upflow Anaerobic Sludge Blanket (reactor UASB)	GLS = Gas-Líquido-Sólido
LDM = Lagunas De Maduración	L = Lado
ARD = Aguas Residuales Domésticas (líquidos cloacales)	C = Concentración
DBO = Demanda Bioquímica de Oxígeno	COV = Carga Orgánica Volumétrica
DQO = Demanda Química de Oxígeno	Q = Caudal
TRH = Tiempo de Retención Hidráulica	SST = Sólidos Suspendidos Totales
SST = Sólidos Suspendidos Totales	V <sub>asc</sub> = Velocidad ascensional
d = Diámetro	
h = Altura	
A = Área	
V = Volumen	

### 3.3.3 CARACTERÍSTICAS RELEVANTES DE LAS AGUAS RESIDUALES

La temperatura de las aguas residuales, la composición, y la biodegradabilidad anaeróbica son variables que pueden cambiar mucho según el lugar. Muchas características de las aguas residuales son importantes para el diseño de procesos de tratamiento anaeróbico. No solamente la concentración de la materia orgánica (DQO, DBO), sino también el tipo de materia orgánica (azúcares, proteínas, lípidos, ácidos grasos volátiles, etc.), los sólidos suspendidos, la temperatura, el pH, la alcalinidad, la presencia de compuestos tóxicos, las variaciones del caudal, los inhibidores de la digestión anaeróbica, los macro y micro nutrientes, etc.

Desde el punto de vista práctico, para el diseño conceptual del reactor UASB, podemos dividir los parámetros de diseño en:

- Parámetros primarios de diseño;
- Parámetros ambientales; y
- Parámetros que pudieran afectar el diseño o la operación.

### 3.3.4 PARÁMETROS PRIMARIOS DE DISEÑO

En el Figura 47 se muestran los dos parámetros básicos de diseño usados para dimensionar un reactor UASB (caudal y concentración). En el caso de ARD, el caudal es el parámetro decisivo. En el caso de ARI, ambos parámetros tienen que tenerse en cuenta de manera complementaria, como se verá más adelante. Antes de comenzar el proceso de diseño, hay que asegurarse de que las unidades sean todas convertidas a kilogramos, m<sup>3</sup> y días (a veces horas), que son las que se utilizan comúnmente en el tratamiento de aguas residuales.

PARÁMETROS Y CRITERIOS UTILIZADOS PARA EL DISEÑO					
<b>CAUDAL</b> <span style="background-color: #cccccc;">Dato más importante de todos para ARD</span>					
	UASB	LDM		DIARIO	HORARIO
Q (L/s) =	55.20	44.2	Picos (-) =	1.50	1.50
Q (m <sup>3</sup> /d) =	4769.3	3815.4	Duración (h) =	24	4
<b>CONCENTRACIÓN</b>					
	DBO	DQO			
C (mg/L) =	180.00	405.0	DQO/DBO (-) =	2.25	
C (kg/m <sup>3</sup> ) =	0.180	4.405	DBO/DQO (-) =	0.44	

Figura 47. Parámetros básicos de diseño (caudal y concentración).

Cuando no hay datos locales sobre la biodegradabilidad anaeróbica del agua residual, se puede utilizar la relación DBO/DQO como indicador, si se considera que los compuestos degradables bajo condiciones aeróbicas también podrán ser degradados bajo condiciones anaeróbicas. La biodegradabilidad anaeróbica se define como el porcentaje de la DQO presente en una muestra orgánica que se puede transformar en metano bajo condiciones anaeróbicas. También se conoce como el porcentaje de metanogénesis, y puede ser visto como el análogo anaeróbico de la DBO, que representa la biodegradabilidad aeróbica de una muestra. El conocimiento en la biodegradabilidad anaeróbica de las aguas residuales puede ser una primera orientación de la aplicabilidad potencial del tratamiento anaeróbico. En el caso de ARD, alrededor del 70% de la DQO es degradable anaeróbicamente. Una relación DQO/DBO cercana a 2 se considera una buena indicación de que el agua residual es biodegradable anaeróbicamente (ver Figura 47). Cuanto mayor sea esta relación, menor será la biodegradabilidad. Como se puede ver, una vez que se determinó la viabilidad de aplicar el tratamiento anaeróbico a las aguas residuales del caso bajo estudio, el número de parámetros primarios necesarios para diseñar el reactor es relativamente bajo.

### 3.3.5 PARÁMETROS AMBIENTALES

La temperatura es el parámetro ambiental por excelencia y determina la viabilidad del tratamiento anaeróbico (Figura 48). En un sentido estricto, no es un parámetro de diseño en sí mismo, pero si no está dentro de un rango aceptable, el proceso entero puede fallar. Sin embargo, la temperatura de las aguas residuales afecta el tamaño del reactor ya que influirá en la velocidad de las reacciones biológicas y, por lo tanto, en el tiempo de residencia requerido en el reactor.

El funcionamiento de un reactor anaeróbico bajo condiciones de campo depende no solamente de procesos biológicos, sino también de la remoción física de las partículas suspendidas. Por lo tanto, la cantidad inicial y la eficiencia de remoción de sólidos suspendidos pueden llegar a ser muy importantes. Esta remoción ocurre por procesos físicos tales como coagulación, adsorción y filtrado. La degradación subsiguiente de la fracción de partículas removida dependerá principalmente de la temperatura. A excepción de algunos casos extremos (por ejemplo países muy secos donde el consumo de agua es extremadamente bajo), se puede considerar que la concentración de sólidos suspendidos totales y volátiles (SST y SSV) en ARD es aceptable para el tratamiento anaeróbico. Lo mismo se puede decir del pH y de la concentración "natural" de macronutrientes (N, P) y micronutrientes (FE, Cd, zn, Co, entre otros) (ver Figura 49).

PARÁMETROS AMBIENTALES		
	ARD	AMBIENTE
Temperatura (°C) =	20.2	23.2

Figura 48. Parámetro ambiental decisivo.

OTROS PARÁMETROS	
pH (-) =	7.1
Macro y micronutrientes =	Suficientes
SST (mg/L) =	300.0
SST (kg/m <sup>3</sup> ) =	0.30

Figura 49. Características esperadas en ARD.

### 3.3.6 PARÁMETROS QUE AFECTAN EL DISEÑO Y LA OPERACIÓN

El parámetro externo que más afecta el diseño y la operación es la fluctuación horaria, diaria, semanal o mensual de caudal. Si estas fluctuaciones son demasiado pronunciadas, pueden obligar a incluir un tanque de compensación o a aumentar demasiado el volumen del reactor. Las variaciones normales observadas para las ARD son normalmente bastante pequeñas, en magnitud y duración, y es posible despreciarlas.

Como se puede ver en la Figura 47, los valores pico de caudal son poco importantes (el caudal pico es apenas 1.5 veces el caudal promedio). Por otra parte, el reactor de UASB ha demostrado un alto grado de resistencia para hacer frente a las variaciones de caudal. Éste no es el caso para muchos usos industriales. El control de pH o la adición de nutrientes (en ARI con sustratos orgánicos puros) modifica la operación del reactor pero no cambiará fundamentalmente el diseño conceptual.

### 3.3.7 SUPOSICIONES BÁSICAS

#### TRH y COV

El punto más delicado de todo el proceso de diseño es la selección del Tiempo de Retención Hidráulica (HRT) y la carga orgánica (CO) apropiada. Nada puede sustituir aquí el consejo de un experto en el tema. En caso de que no exista un estudio que haya determinado experimentalmente estos parámetros para las condiciones locales, estos dos valores se obtienen generalmente de una revisión cuidadosa de la bibliografía especializada. Una selección incorrecta de estos parámetros comprometerá la confiabilidad de todo el proceso de diseño.

El TRH es el tiempo que las aguas residuales permanecerán en el reactor y debe ser suficiente para asegurar un tratamiento apropiado:

$$TRH = \frac{V}{Q}$$

Donde

TRH = tiempo de retención hidráulica (h)

V = volumen (m<sup>3</sup>)

Q = caudal (m<sup>3</sup>/h)

Por otra parte, la CO es la cantidad de materia orgánica que se introducirá en el reactor. Si se expresa por unidad de volumen del reactor, es la carga orgánica 'volumétrica' (COV):

$$COV = \frac{Q \times C}{V} = \frac{C}{TRH}$$

Donde

COV = carga orgánica volumétrica (kgDQO/m<sup>3</sup>.d)

C = concentración (kgDQO/m<sup>3</sup>)

La CO se puede también expresar en términos de la cantidad de materia orgánica alimentada al reactor por unidad masa de sólidos suspendidos volátiles (SSV), suponiendo que los SSV son una indicación de la cantidad de bacterias viables disponibles en el reactor. Esta CO se llama carga orgánica 'específica' (COE) o carga 'del lodo':

$$COE = \frac{Q \times C}{V \times X}$$

Donde

COE = Carga Orgánica Específica (kgDQO/kgSSV.d)

X = Concentración activa de lodo en el reactor (kgSSV/m<sup>3</sup>)

Los valores de TRH y COV aplicable varían en función del tipo de aguas residuales, de las condiciones climáticas, del caudal y de otros factores. En el ejemplo que desarrollaremos en este manual, se utilizarán los valores de la Figura 50 como punto de partida en el proceso del cálculo. Para mayores detalles sobre los criterios de decisión para definir estos valores, consultar la bibliografía especializada.

#### Altura del reactor

Se decidió que el reactor UASB tendrá una altura líquida interna de 4 m, un valor estándar para reactores a escala real para el tratamiento de ARD (Figura 50). Para las aguas residuales industriales, esta altura puede ser de hasta 20 m.

## Número de módulos

Para el estudio de caso, se consideró que se será suficiente con un solo reactor UASB (Figura 50). La necesidad de construir más unidades tiene que ser discutida para cada sitio. El número de reactores depende generalmente del caudal. Para caudales pequeños (alrededor de 500 m<sup>3</sup>/d) generalmente basta con una sola unidad. Si el caudal es más alto, probablemente será conveniente construir dos unidades, por un número de razones: (a) la puesta en marcha puede ser más fácil de lograr en una unidad pequeña que luego pueda proporcionar el inóculo de lodo para la segunda unidad; (b) se facilita el mantenimiento ya que mientras un reactor se encuentra fuera de servicio, el otro sigue trabajando; y (c) la construcción se puede hacer en fases para contemplar el crecimiento de la población (tener en cuenta que el tiempo de vida útil de diseño es de aproximadamente 20 años) o nuevas conexiones al sistema de alcantarillado. Los costos pueden ser más altos si la planta se sobredimensiona al principio pero generalmente no queda alternativa porque los fondos de inversión en grandes proyectos de saneamiento generalmente se obtienen en un desembolso único.

CRITERIOS DE DISEÑO		Parámetro central del diseño
Limitación hidráulica: TRH (h) (mínimo) =	10.0	
Limitación orgánica: COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .d) (máxima) =	3.0	
hr (altura del reactor) = (m) =	4.0	
Número de reactores =	3.0	

Figura 50. Suposiciones iniciales que se utilizarán en este manual como ejemplo de diseño de un reactor UASB para ARD.

### 3.3.8 CÁLCULOS PRELIMINARES

#### Calculo de caudales medios y máximos

Usando los datos proporcionados por el cliente, se calculan los caudales medios y máximos previstos. Es útil tener estos valores en dos tipos de unidades para hacer algunos cálculos más comprensibles (Figura 51).

Diseño (POR MÓDULO)				
	m <sup>3</sup> /d	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /d	m <sup>3</sup> /h
Q (UASB) =	1589.8	66.2	2384.6	99.36
Q (LDM) =	1271.8	53.0		

Figura 51. Cálculo del caudal medio y pico.

Este paso, que parece simple, puede ser muy difícil si no hay buenos datos disponibles. En ese caso, el caudal previsto tiene que ser estimado teniendo en cuenta los siguientes datos:

- 1) La población actual
- 2) Tiempo de vida útil estimado de la planta de tratamiento
- 3) Expectativa de crecimiento prevista durante ese período
- 4) Porcentaje de población conectada al sistema de alcantarillado
- 5) Consumo de agua potable provista por la red
- 6) Cantidad de agua que se descarga en las alcantarillas
- 7) Pérdidas de agua potable y de aguas residuales en las redes respectivas

Para el caso de estudio, estos cálculos se muestra en el Figura 52 (véase el archivo de Excel para los fórmulas), siguiendo el esquema de la Figura 53.

Variable	Años (tiempo de vida estimado de la planta de tratamiento)					
	1991	2001	2011	2014	2034	2034
Población (p)	8473	8755	10627	10995	13792	13800
Tasa de crecimiento (%)	0.33			1.14	1.14	
Cobertura (%)	100	100	90	100	100	100
Dotación de agua (L/p.d)	288	288	288	288	288	288
Coeficiente de retorno (-)	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.80
Pérdidas de la red (%)	0	0	0	0	0	0
Q medio diario (m <sup>3</sup> /d)	1952.2	2017.2	2203.6	2533.2	3177.8	3179.5
Q medio diario (L/s)	22.59	23.35	25.50	29.32	36.78	36.8
Factor pico (-)	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30
Q pico diario (L/s)	29.4	30.4	33.2	38.1	47.8	47.8
Q pico diario (m <sup>3</sup> /d)	2537.8	2622.3	2864.7	3293.1	4131.1	4133.4
Ingresos en la red (%)	20	20	20	20	20	20
Q ganado por ingresos (L/s)	4.52	4.67	5.10	5.86	7.36	7.4
Q de diseño (L/s)	33.89	35.02	38.26	43.98	55.17	55.20
Factor pico real (-)	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50
Q diseño (m <sup>3</sup> /d)	2928.3	3025.7	3305.4	3799.7	4766.6	4769.3
Q diseño por módulo (m <sup>3</sup> /d)	976.1	1008.6	1101.8	1266.6	1588.9	1589.8
Q diseño por módulo (L/s)	11.3	11.7	12.8	14.7	18.4	18.4

Figura 52. Estimación del caudal de diseño (ver valor en el recuadro) basada en información demográfica y otros datos.

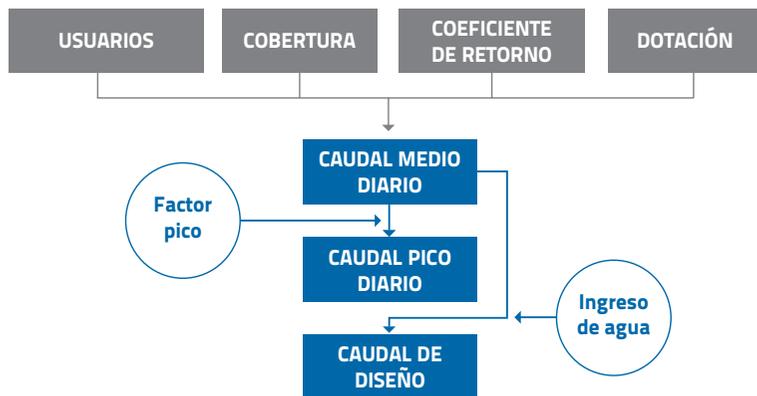


Figura 53. Estimación del caudal de diseño para el caso de Hipólito Yrigoyen.

Como se indicó más arriba, los datos fueron proporcionados por la empresa de agua. Si nuestras estimaciones son muy diferentes de los datos proporcionados por el cliente, es recomendable entrevistarlo y sugerirle verificar la confiabilidad de la información. Es importante acentuar aquí que la carencia de información o el uso de información inexacta puede afectar negativamente el diseño de la planta de tratamiento.

### Cálculo del volumen

Se debe establecer si el reactor está limitado por la carga hidráulica o por la carga orgánica comparando el volumen del reactor calculado de las dos maneras siguientes:

$$V = Q \times TRH$$

despejando de la fórmula del TRH, y:

$$V = \frac{Q \times C}{COV}$$

usando la fórmula de la COV.

El volumen más alto indicará el tipo de limitación existente. En nuestro caso de estudio, la limitación es claramente hidráulica (ver Figura 54). Se utilizó el caudal de diseño calculado en la Figura 52.

Para Q promedio	Para Q pico			
	Hidráulico	Orgánico	Hidráulico	Orgánico
$V (m^3) =$	1589.8	66.2	2384.6	99.36

Reactor limitado hidráulicamente

Figura 54. Cálculos preliminares para decidir si el reactor está limitado por la carga orgánica o por la carga hidráulica. El valor indicado fue el valor seleccionado para el diseño.

Un reactor limitado orgánicamente quiere decir que el lodo (las bacterias anaeróbicas) que crecerá en el reactor no será capaz nunca de consumir toda la materia orgánica del AR porque ésta es demasiado concentrada. Demasiada CO y poco Q. Un reactor limitado hidráulicamente quiere decir que el caudal de AR a tratar es demasiado elevado y que la concentración del AR no es lo suficientemente alta como para alimentar el lodo que potencialmente se podría desarrollar en el reactor. Demasiado Q y poca CO. Una vez decidido el volumen de partida del reactor, es posible iniciar el proceso detallado de diseño.

### 3.3.9 PROCESO DE DISEÑO

En esta sección del manual se explica detalladamente el proceso de diseño conceptual, siguiendo el caso seleccionado. La Figura 55 muestra esquemáticamente todas las dimensiones que serán calculadas durante este proceso

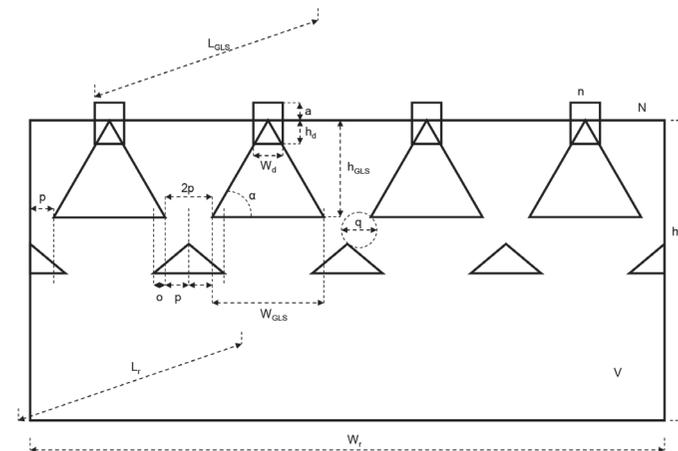


Figura 55. Dimensiones calculadas durante el proceso de diseño.

## El reactor

La Figura 56 muestra los primeros pasos de cálculo de las dimensiones del reactor.

ETAPA	1		2		3		4		5		6	
	Parámetros	Diseño	Calculado	Rectangular 1	Rectangular 2	Cilindrico	Final					
<b>REACTOR UASB</b>												
Inicio del proceso de cálculo												
TRH promedio (h) =		10.00	8.70		9.30	8.70						
TRH para Q pico promedio diario (h) =		6.67	5.80		6.20	5.80						
(volumen) ( m³) =		662.40	576.00		615.75	576.00						
A ( m²) =		165.60	144.00		153.94	144.00						
V mc (m/h) =		0.40	0.46		0.43	0.46						
L 1 (largo) (m) =	12.00	12.87			12.00							
W 1 (ancho) (m) =	12.00	12.87			12.00							
d (m) =	14.00	14.52			14.00							
COV (kg DQO/= m³.d)		0.97	1.12		1.12	1.12						

Figura 56. Cálculo inicial de las dimensiones del reactor.

El proceso del cálculo comienza en la celda sombreada de azul debajo de la columna "Calculado", adonde se debe copiar el volumen seleccionado anteriormente (véase la Figura 54). La flecha gris que señala hacia abajo muestra el camino del proceso subsiguiente del cálculo. Cabe aclarar que los cálculos de aquí en adelante se refieren a un módulo. La planta de tratamiento consistirá, en nuestro ejemplo, de 3 módulos iguales.

## ÁREA DEL REACTOR

El área del reactor se cacula de la siguiente manera:

$$A = \frac{V}{h}$$

Donde

A = Área del reactor (m2)

h = Altura reactor (m)

## VELOCIDAD ASCENSIONAL

Una vez que se calculó el área, la velocidad ascensional del líquido dentro del reactor se puede calcular de la manera siguiente:

$$V_{asc} = \frac{Q}{A} = \frac{h}{TRH}$$

Donde

$V_{asc}$  = Velocidad ascensional (m/h)

## FORMA DEL REACTOR

Hay dos opciones: cúbico (rectangular) o cilíndrico. La opción de la forma depende de factores como costo, tamaño, disponibilidad local del inóculo y de materiales, experiencias anteriores, espacio físico disponible, etc. Los reactores pequeños, de hasta aproximadamente 300 m3, pueden ser cilíndricos. Para volúmenes que exceden este valor, los reactores cilíndricos son menos atractivos económicamente. Los reactores más grandes son generalmente rectangulares por razones de facilidad de construcción. Los colectores de gas son también más simples y más fáciles de estandarizar para reactores rectangulares. La Figura 57 muestra el cálculo de los lados o el diámetro del reactor UASB.

REACTOR UASB	Rectangular, calcular lados		Cilíndrico, calcular diámetro	
	Inicio del proceso de cálculo			
TRH promedio (h) =	10.00	8.70	9.30	8.70
TRH para Q pico promedio diario (h) =	6.67	5.80	6.20	5.80
(volumen) ( m³) =	662.40	570.00	615.75	576.00
A ( m²) =	165.60	144.00	153.94	144.00
V mc (m/h) =	0.40	0.46	0.43	0.46
L 1 (largo) (m) =	12.00	12.87	12.00	12.00
W 1 (ancho) (m) =	12.00	12.87	12.00	12.00
d (m) =	14.00	14.52	14.00	14.00
COV (kg DQO/= m³.d)	0.97	1.12	1.12	1.12

Figura 57. Cálculo de los lados o el diámetro del reactor.

### LADOS DEL REACTOR (REACTORES CÚBICOS)

Los lados de un reactor cúbico son calculados de la siguiente manera:

$$L = \sqrt{A}$$

Donde

L = lados del reactor, tanto ancho como largo (m)

### DIÁMETRO DEL REACTOR (REACTORES CILÍNDRICOS)

El diámetro de un reactor cilíndrico puede calcularse de la siguiente manera:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

Donde

d = diámetro del reactor (m)

$\pi$  = número Pi (3.1416)

### CHEQUEO DEL TRH

Para comprobar si hay errores, recalcula el TRH con las dimensiones obtenidas hasta ahora. Si el reactor está limitado hidráulicamente, el TRH tiene que coincidir con el valor seleccionado para calcular el volumen, como se vio en el punto de partida de los cálculos (éste es el caso de nuestro ejemplo, ver Figura 58 y Figura 50). Sin embargo, si el reactor está limitado por la carga orgánica, este TRH calculado será más alto que el supuesto inicialmente.

### CÁLCULO DE LA COV

Calcule ahora la COV que se aplicará al reactor. Si el reactor está limitado hidráulicamente, que es el caso en nuestro ejemplo, este valor debe ser más bajo que la COV máxima aplicable según los presupuestos de partida (ver Figura 58 y Figura 50). Sin embargo, si el reactor está limitado por la carga orgánica, este valor debe coincidir con la COV de partida.

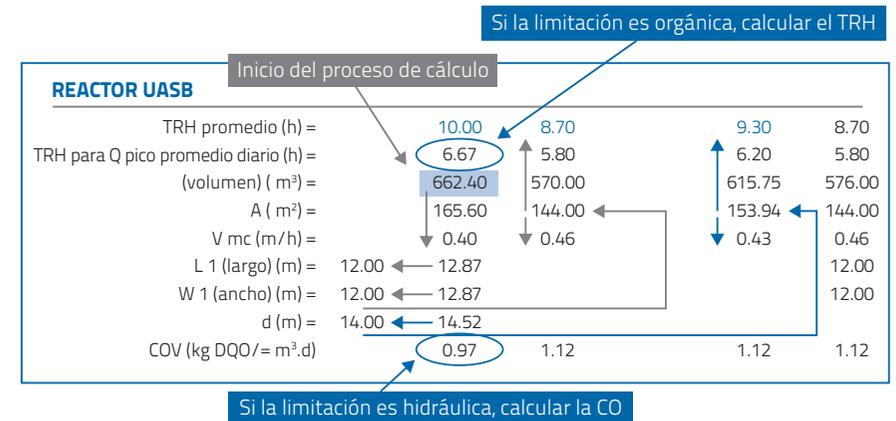


Figura 58. Recálculo del TRH y de la COV para control.

### REDONDEO DE DIMENSIONES

Probablemente, las dimensiones calculadas no sean convenientes para la construcción y deben ser redondeadas a números más realistas. Este proceso, que parece trivial, debe ser cuidadosamente coordinado con los ingenieros que estarán a cargo de la construcción del reactor para minimizar costos, optimizar tiempos de obra, facilitar el transporte de partes prefabricadas, etc. En el ejemplo, los lados fueron redondeados hasta los valores indicados por las flechas grises (en el caso del diámetro, seguir la flecha celeste) (Figura 59).

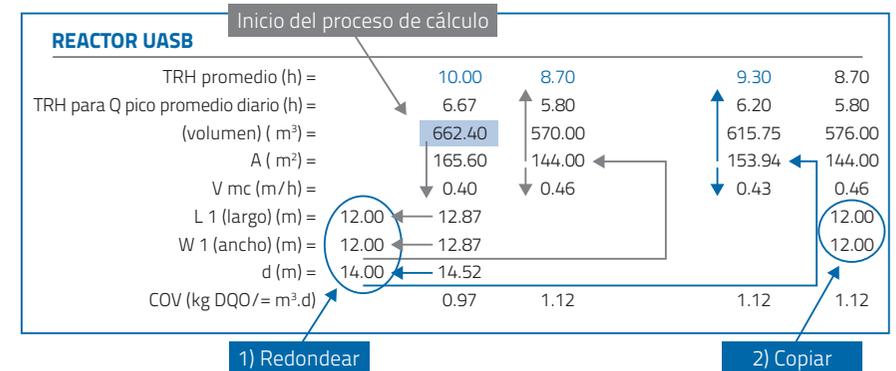


Figura 59. Redondeo de dimensiones a valores realistas y posibles de construir. Estos valores se copian en la columna 'Final'.

En este ejemplo, se decidió que la forma del reactor será rectangular. Sin embargo, las dimensiones para reactores cilíndricos también serán calculadas a través del ejemplo para facilitar la comparación. Los valores ingresados para el largo y el ancho en la columna "Diseño" serán los valores finales, y se deben copiar en la misma fila debajo de la columna "Final".

#### RECÁLCULO DE PARÁMETROS

Al redondear los lados del reactor (o el diámetro para reactores cilíndricos), el área, el volumen, el TRH y la COV cambiarán y tienen que ser recalculados, según lo indicado en la Figura 60. Si no se realizan otros cambios, estos valores son los valores finales del diseño.

REACTOR UASB		Inicio del proceso de cálculo	
TRH promedio (h) =	10.00	8.70	8.70
TRH para Q pico promedio diario (h) =	6.67	5.80	5.80
(volumen) ( m <sup>3</sup> ) =	662.40	570.00	576.00
A ( m <sup>2</sup> ) =	165.60	144.00	144.00
V mc (m/h) =	0.40	0.46	0.46
L 1 (largo) (m) =	12.00	12.87	12.00
W 1 (ancho) (m) =	12.00	12.87	12.00
d (m) =	14.00	14.52	12.00
COV (kg DQO/= m <sup>3</sup> .d)	0.97	1.12	1.12

1) Recalcular (rectángulo)      2) Copiar

Figura 60. Recálculo de las dimensiones del reactor en función de la longitud de los lados seleccionados por el diseñador (o por el diámetro para el caso de reactores circulares). Empezar recalculando el área con las nuevas dimensiones.

#### El separador trifásico

Los separadores trifásicos, o separadores Gas-Líquido-Sólido (GLS), junto con el sistema de distribución de influente, son los dispositivos más característicos y más importantes del reactor UASB. Cumplen muchas funciones:

- 1) recolectan el biogás que se produce en la fase líquida;
- 2) retienen los sólidos suspendidos que flotan en la parte superior del reactor;
- 3) ayudan a mantener baja la concentración de sólidos suspendidos del efluente;
- 4) crean un espacio para ampliar el manto de lodos si aumenta el caudal; y
- 5) permiten un cierto espesamiento del lodo del reactor.

Los separadores GLS se componen de un colector de biogás en la parte superior del reactor y dos elementos deflectores de gas debajo de las aberturas (ver ejemplos en la Figura 61, Figura 62 y Figura 63). Los detalles de diseño y construcción tienen que ser decididos por los ingenieros locales y las empresas constructoras. Este manual proporcionará los lineamientos de diseño conceptual pero no se darán indicaciones específicas sobre materiales o detalles constructivos.

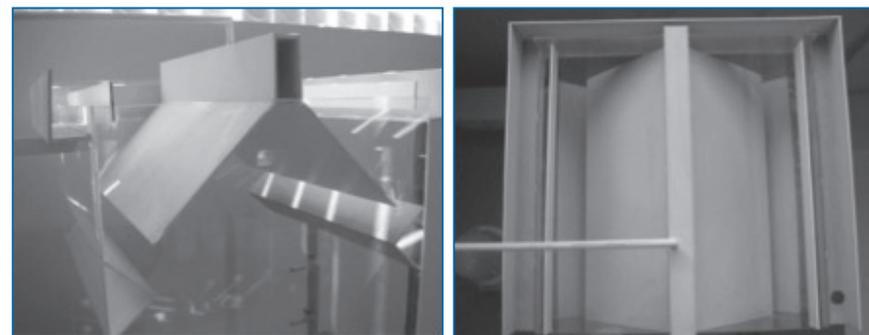


Figura 61. Maqueta de un separador GLS donde se pueden ver detalles constructivos (izquierda: corte transversal; derecha: vista en planta).

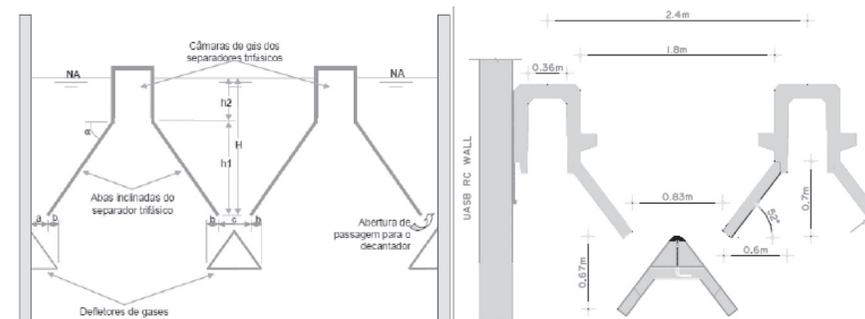


Figura 62. Ejemplo de separador GLS donde se pueden ver detalles constructivos (izquierda: Brasil; derecha: Egipto).

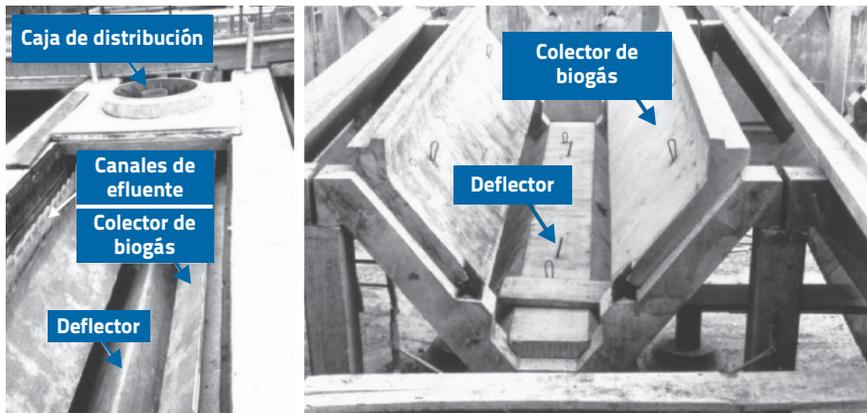


Figura 63. Ejemplos de separador GLS donde se pueden ver la caja de distribución en la parte superior, el deflector interno, las paredes del separador, y los vertederos para el efluente a ambos lados (izquierda: Colombia; derecha: Egipto).

#### DEFLECTORES

En general, es necesario construir un cierto número de deflectores para dirigir todo el biogás hacia el sistema de recolección. La distancia entre los deflectores y el fondo del colector de gas ("q" en la Figura 55) debe ser por lo menos igual a la distancia entre la pared del reactor y el fondo del colector del gas ("p" en la Figura 55). Debe haber una superposición entre los colectores de gas y los deflectores de cerca de 0.20 m todo alrededor del reactor para asegurarse de que el biogás sea derivado con eficacia al separador GLS ("o" en la Figura 55).

#### BIOGÁS

El biogás deja el reactor a través de tuberías de escape que se deben instalar en la parte superior de los colectores trifásicos. En esta tubería se instala una válvula que permite el purgado o ingreso de aire durante el llenado y vaciado del reactor. El conducto del gas pasa a través de una trampa de agua para permitir regular la presión dentro del colector de gas y evitar que ingrese agua en la tubería del biogás. Encima de los colectores de gas se podría instalar una válvula adicional para casos de emergencia (por ejemplo obstrucción de las tuberías de conducción de biogás). Los parámetros básicos para el diseño del separador GLS son los siguientes:

- la velocidad ascensional líquida máxima permitida en el punto más bajo del GLS (Vasc en el GLS);
- el ángulo de las paredes del separador GLS; y
- la proporción de la altura del reactor que es ocupada por el separador GLS (la "relación de alturas").

#### ÁREA BASAL TOTAL DEL SEPARADOR GLS

El área disponible para el paso del líquido entre las unidades de separadores GLS se denomina área de apertura (Apertura). Esta área está situada en el punto más bajo del GLS y es el área mínima necesaria para el paso del líquido por este punto del reactor. El Apertura se calcula en función de una velocidad ascensional máxima del líquido permisible en este punto (Figura 64):

$$A_{\text{apertura}} = \frac{Q}{V_{\text{asc}} \text{ GLS}}$$

Donde

$A_{\text{apertura}}$  = área de pasaje de líquido en la base del separador trifásico (m<sup>2</sup>)

Q = caudal de líquido (m<sup>3</sup>/h)

$V_{\text{asc}} \text{ GLS}$  = máxima velocidad ascensional permisible de líquido a la altura de la base del separador trifásico (m/h)

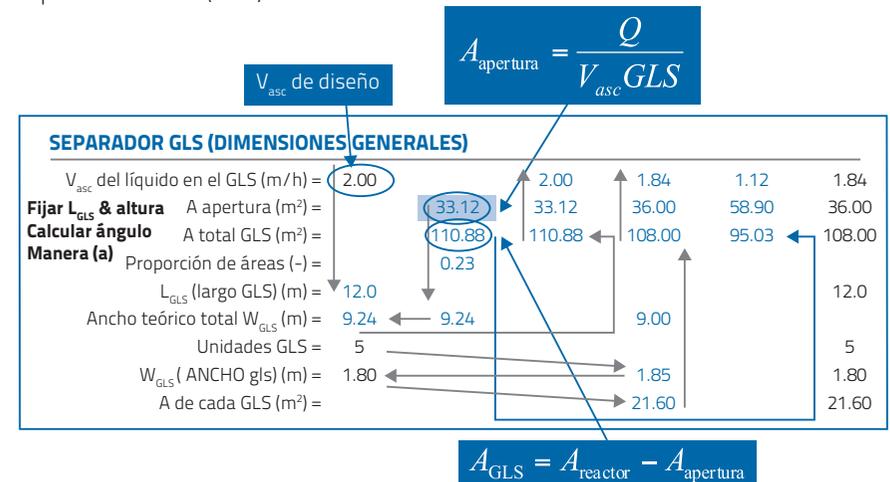


Figura 64. Seleccionar un valor de diseño para la Vasc en el área de apertura y realizar el primer cálculo de las dimensiones del separador trifásico.

Un valor demasiado alto para la Vasc GLS impide la sedimentación de los sólidos suspendidos que pudieran alcanzar esta altura dentro del reactor. Si los sólidos superan este punto, algunos se sedimentarán en las paredes de los separadores y otros serán eliminados con el efluente. Se acepta que la Vasc GLS no debe ser superior de 3 a 4 m/h y que, siempre que sea posible, debe mantenerse alrededor de un valor máximo de 2 m/h, que fue el valor seleccionado para nuestro diseño. Una vez que se conozca Aapertura, se puede calcular el área total necesaria para todos los separadores GLS como:

$$A_{GLS} = A_{reactor} - A_{apertura}$$

Donde

$A_{GLS}$  = área basal total del (o los) separador(es) trifásico(s) (m<sup>2</sup>)

$A_{reactor}$  = área total del reactor (m<sup>2</sup>)

$A_{apertura}$  = área total de la(s) apertura(s) (m<sup>2</sup>)

#### NÚMERO DE SEPARADORES TRIFÁSICOS

El número de separadores trifásicos depende directamente del tamaño del reactor. Como veremos abajo, existe una relación entre el ángulo de las paredes y la altura del separador, donde ambos parámetros tienen que estar dentro de cierto rango. Cuando el área del reactor es superior a cierto valor, no es posible conformar ambas restricciones usando solamente una unidad de separación GLS. No existe una regla fija para decidir el número óptimo de unidades, pero la sencillez de construcción es un aspecto muy importante a considerar. En nuestro ejemplo, se optó por 4 unidades. Las dimensiones del separador GLS se calculan suponiendo que uno de sus lados (la longitud) será igual a uno de los lados del reactor UASB. Como ya conocemos el área basal total de los separadores, podemos calcular el otro lado (Figura 65). Como se indica en la Figura 65, este valor no se debe redondear si es necesario construir más de un separador trifásico. En esos casos, este valor representa el ancho teórico que tendría un solo separador. Como tenemos más de uno, este valor tiene que ser dividido por el número de separadores para obtener el ancho de cada una de las unidades. Según lo observado en el Figura 66, éste es el ancho que tiene que ser redondeado (siempre hacia abajo, para asegurarse de que el valor de Aapertura sea igual o mayor a la mínima admisible). Una vez redondeado este valor, se recalculan las dimensiones finales de los separadores GLS del reactor.

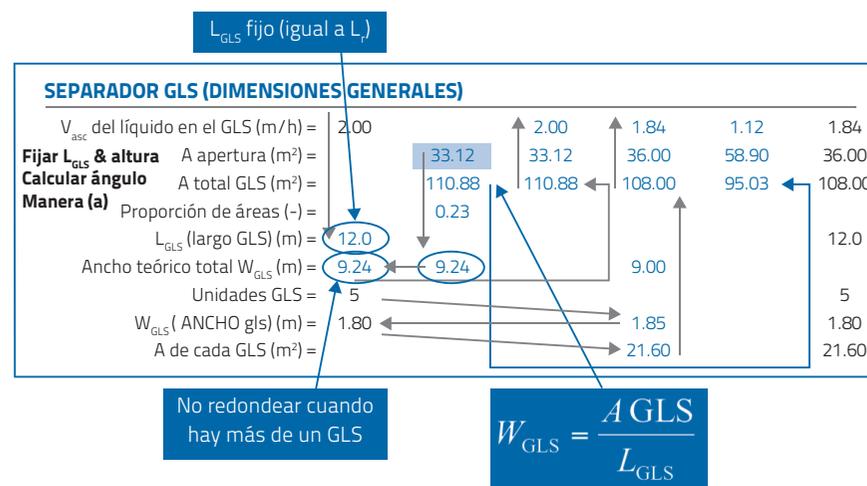


Figura 65. Cálculo de los lados de los separadores trifásicos.

#### ALTURA DEL SEPARADOR GLS

La altura del separador de GLS (hGLS) se puede calcular de dos maneras. La primera manera es suponer una cierta relación entre la altura del separador y la altura total del reactor. Esta relación se llama 'relación de alturas' (H). El valor de h sugerido en la bibliografía está entre 0.15 y 0.30. Eso significa que el separador GLS debe ocupar entre el 15 y el 30% de la altura total del reactor. Si H = 0.30, para una altura de reactor de 4 m, la altura del separador GLS será 1.20 m (Figura 67). La altura calculada para el separador puede ser redondeada hacia arriba y se recalcula el H final. En nuestro ejemplo, se consideró que no fue necesario redondear este valor. El separador trifásico se puede desplazar levemente hacia arriba o hacia abajo si las consideraciones prácticas así lo requieren. Es importante considerar que la altura total del separador debajo del nivel de líquido en el reactor ('hGLS' en la Figura 55) debe ser cercana al 30% de la altura total del reactor. Si el separador se debe mover hacia arriba, se puede adicionar un suplemento en la base para compensar la diferencia. En este caso, la altura máxima permitida del suplemento adicional, será la distancia entre la parte superior del GLS y el nivel del agua ('hd' en el Figura 55). No hay tal limitación si el GLS necesita ser movido hacia abajo porque la altura del domo o cúpula de recolección de biogás que se encuentra sobre el agua ('a' en la Figura 55) se puede ajustar según se desee. Esta cúpula del separador puede sobresalir por fuera del nivel del agua según se necesite por razones prácticas tales como facilidad de acceso, sencillez para la conexión de cañerías, etc. Para separar fácilmente el gas del líquido, particularmente cuando se espera una cierta formación de capa de espuma en la superficie del líquido al interior del reactor, es esencial mantener un interfaz suficientemente grande de líquido/gas dentro del separador. La liberación del

gas está garantizada incluso si no hay sobrepresión interna en el separador GLS porque el área de la cúpula se calcula para poder evacuar todo el gas producido. La presión de gas en la cúpula podría ser de hasta 40-60 cm por sobre la presión de aire externa.

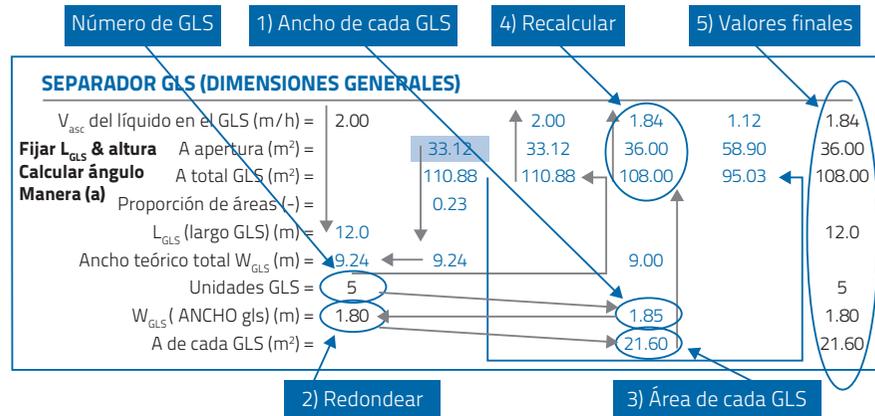


Figura 66. Cálculo y selección de los valores finales para los separadores trifásicos.

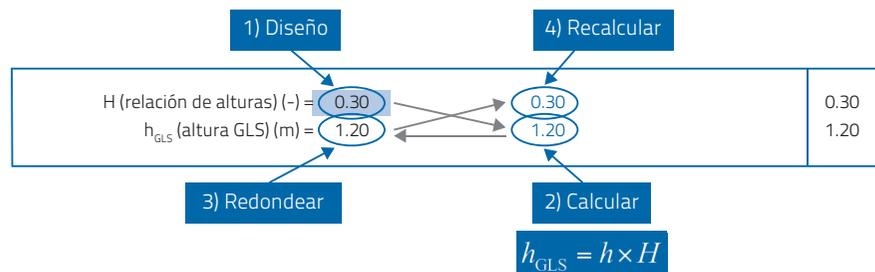


Figura 67. Cálculo de la altura del separador trifásico basado en la "relación de alturas".

#### ÁNGULO DE LAS PAREDES DEL SEPARADOR

Una vez definidas la base y la altura de cada separador GLS, se puede calcular el ángulo de la pared, utilizando nociones básicas de trigonometría ejemplificadas en la Figura 68. Se recomienda generalmente que este ángulo esté entre 45 y 60° para que actúe como un buen dispositivo de sedimentación de lodos.

El primer paso es calcular la tangente del ángulo como se muestra a continuación (Figura 69):

$$\tan \alpha = \frac{h_{GSL}}{a}$$

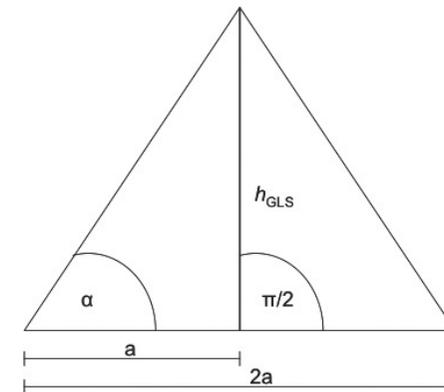


Figura 68. Esquema de un separador trifásico con sus dimensiones trigonométricas básicas.

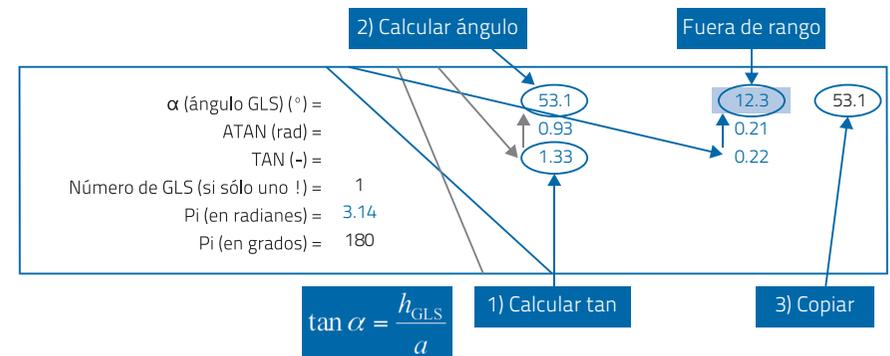


Figura 69. Ángulo de las paredes del separador trifásico para el estudio de caso.

El arcotangente de este número nos dará el ángulo en radianes (por definición, el arcotangente es el ángulo en radianes cuya tangente es este número). Para expresar el arcotangente en grados, tenemos que multiplicar el resultado por  $180/\pi$  (ya que sabemos que  $180^\circ$  equivale al número  $\pi$  en radianes).

Nótese que el ángulo calculado para un reactor cilíndrico en la Figura 69 está fuera de rango porque se basó en un solo separador trifásico.

En algunos casos, podría ser útil fijar el ángulo de las paredes en vez de fijar la altura del separador trifásico (fijar en lugar de fijar  $h_{GSL}$ ). En esos casos, los cálculos se tienen que realizar según se muestra en la Figura 70.

En general, es más práctico por razones constructivas fijar el ancho y la altura del separador y dejar que el ángulo fluctúe dentro del rango aceptable (entre 45 y 60°).

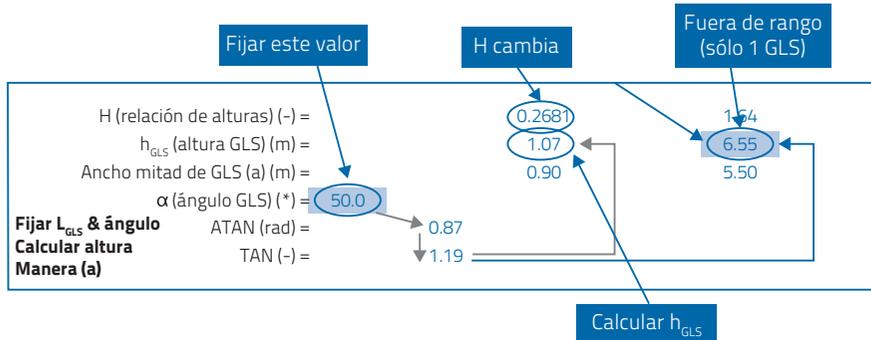


Figura 70. A veces (casi nunca) es mejor fijar el ángulo y calcular la altura del separador trifásico.

La distancia entre la pared del reactor y el separador GLS se calcula como:

$$p = \frac{W_r - n_{GLS} \times W_{GLS}}{2 \times n_{GLS}}$$

Donde

p = distancia entre el reactor y el separador GLS (m)

Wr = ancho del reactor (m)

nGLS = número de separadores GLS

WGLS = ancho de cada separador GLS (m)

La distancia entre dos separadores GLS será entonces dos veces esta dimensión (2p). Es importante tener presente que estas distancias se han calculado en función de la Vasc máxima permitida en las aperturas. Por esta razón, tenemos que cerciorarnos también de que los deflectores de biogás estén situados a una distancia por lo menos igual este valor p de los separadores GLS (ésta es la distancia q indicada dentro de un círculo en la Figura 55).

Los cálculos se muestran en la Figura 71.

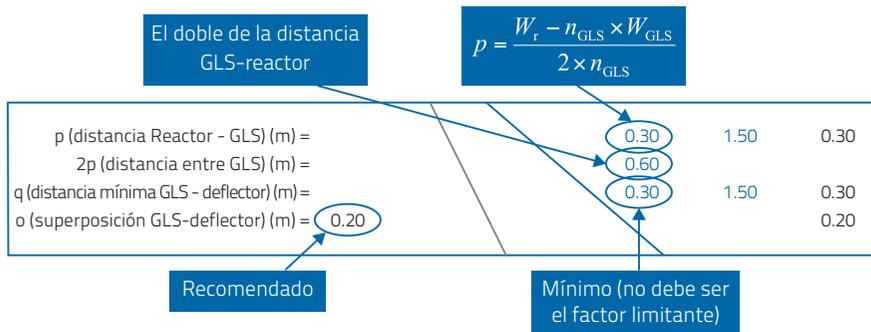


Figura 71. Estimación de algunas dimensiones auxiliares para el separador.

## ÁREA DE LIBERACIÓN DE GAS

El biogás producido dentro del reactor tiene que ser recolectado en la cúpula del separador trifásico. Debido a la forma cónica de este dispositivo, el área para liberación de gas disminuye hacia arriba. Hay un área mínima recomendable para una liberación segura del biogás. Si se respeta esta área, el riesgo de formación de espuma y las obstrucciones en los conductos de salida de gas se reducen al mínimo. En general se recomienda un área de liberación tal que permita el paso de entre 1 y 5 m<sup>3</sup> de biogás por m<sup>2</sup> de área de liberación y por hora. Para el caso de reactores que tratan aguas residuales industriales altamente concentradas, este parámetro puede llegar a ser crítico porque la cantidad de biogás producido puede ser extremadamente alta. Se han desarrollado diversos tipos de separadores GLS para evitar problemas en la liberación del gas. En los reactores UASB para el tratamiento de ARD este parámetro no es generalmente limitante y los valores recomendados se pueden lograr fácilmente.

El proceso de cálculo para el área de liberación de gas se muestra en la Figura 72, la Figura 73 y la Figura 74. Este proceso es similar al descrito para el cálculo del área, del ancho y de la altura del separador GLS cuando el ángulo es fijo.

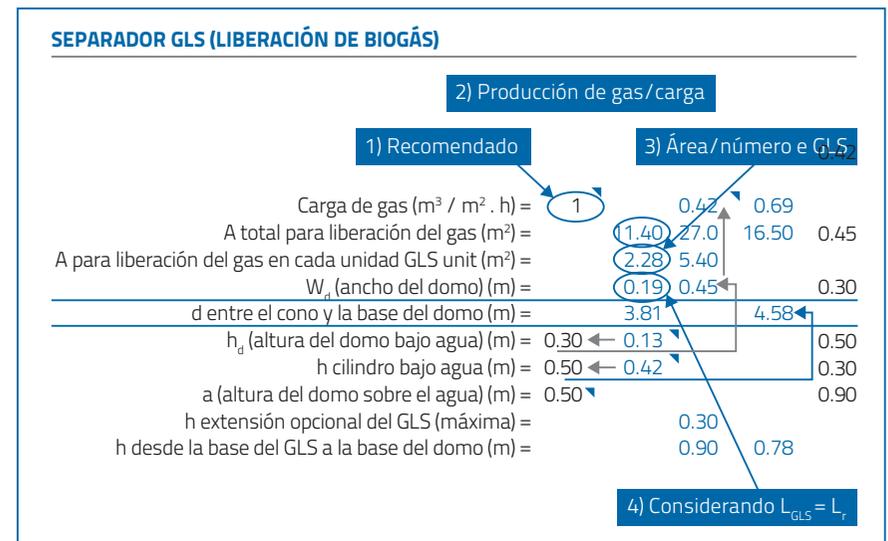


Figura 72. Cálculo del área de liberación de biogás (a).

### SEPARADOR GLS (LIBERACIÓN DE BIOGÁS)

5) Calcular altura porque el ángulo es fijo				
Carga de gas ( $m^3 / m^2 \cdot h$ ) =	1	0.42	0.69	0.42
A total para liberación del gas ( $m^2$ ) =	11.40	27.0	16.50	
A para liberación del gas en cada unidad GLS unit ( $m^2$ ) =	2.28	5.40		
$W_d$ (ancho del domo) (m) =	0.19	0.45		0.45
d entre el cono y la base del domo (m) =	3.81		4.58	
$h_d$ (altura del domo bajo agua) (m) =	0.30	0.13		0.30
h cilindro bajo agua (m) =	0.50	0.42		
a (altura del domo sobre el agua) (m) =	0.50			0.50
h extensión opcional del GLS (máxima) =		0.30		0.30
h desde la base del GLS a la base del domo (m) =		0.90	0.78	0.90
6) Redondear				
7) Recalcular				

Figura 73. Cálculo del área de liberación de biogás (b).

### SEPARADOR GLS (LIBERACIÓN DE BIOGÁS)

9) Sólo necesario si sube el GLS				
Carga de gas ( $m^3 / m^2 \cdot h$ ) =	1	0.42	0.69	0.42
A total para liberación del gas ( $m^2$ ) =	11.40	27.0	16.50	
A para liberación del gas en cada unidad GLS unit ( $m^2$ ) =	2.28	5.40		
$W_d$ (ancho del domo) (m) =	0.19	0.45		0.45
d entre el cono y la base del domo (m) =	3.81		4.58	
$h_d$ (altura del domo bajo agua) (m) =	0.30	0.13		0.30
h cilindro bajo agua (m) =	0.50	0.42		
a (altura del domo sobre el agua) (m) =	0.50			0.50
h extensión opcional del GLS (máxima) =		0.30		0.30
h desde la base del GLS a la base del domo (m) =		0.90	0.78	0.90
8) $h_{GLS} - h_d$				
10) Valores finales				

Figura 74. Cálculo del área de liberación de biogás (c).

El valor básico necesario para estos cálculos es una estimación de la producción futura de biogás durante la operación normal del reactor. Esta estimación tiene que ser realizada en función de las características de las aguas residuales y de la eficiencia esperada del reactor.

En nuestro estudio de caso, como se ve en la Figura 75, suponiendo una eficiencia razonable de conversión de DQO en biogás (80%), se prevé una producción de biogás de 273.6 m<sup>3</sup>/d con un contenido supuesto de metano de alrededor de 75%.

Los detalles estequiométricos de estos cálculos exceden los objetivos del presente manual.

### BIOGÁS

#### Datos de campo

Temperatura del aire (°C) =	23.2
Presión atmosférica (atm) =	0.90
Biodegradabilidad de la DQO removida (-) =	2.25

#### Supuestos

Contenido de CH <sub>4</sub> en el biogás (-) =	0.75
Eficiencia esperada del sistema (-) =	0.80

#### Relaciones estequiométricas

DQO del acetato (gDQO/mol) =	64.0
Volumen molar de un gas (L) =	22.4
Temperatura normal (°K) =	273
Producción teórica de CH <sub>4</sub> (CNPT m <sup>3</sup> /kgDQO removida) =	0.35

#### Cálculos

CO total (kgDQO/d) =	643.9
DQO removida total (sedimentación, metano, crecimiento) (kg/d) =	515.1
DQO removida (crecimiento) (kg/d) =	28.8
DQO removida no biodegradable (por sedimentación) (kg/d) =	0.0
DQO removida (metano) (kg/d) =	486.24
CH <sub>4</sub> en CNPT (m <sup>3</sup> /d) =	170.2
CH <sub>4</sub> (m <sup>3</sup> /d) =	205.2
Biogás (m <sup>3</sup> /d) =	273.6
Biogás (m <sup>3</sup> /h) =	11.4

Figura 75. Estimación de la producción potencial de biogás en las condiciones de campo.

### SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DE INFLUENTE

El agua residual influente se debe distribuir en el fondo del reactor tan uniformemente como sea posible, como se indica esquemáticamente en la Figura 76.

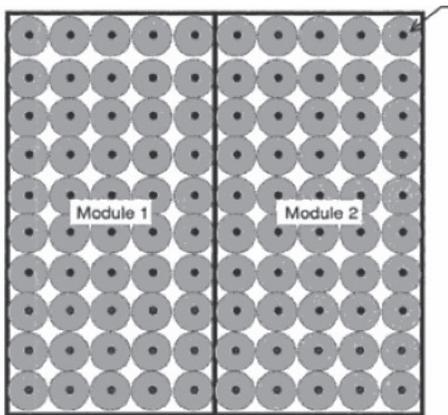


Figura 76. Distribución uniforme del influente en la base de un reactor UASB de dos módulos a través de un número adecuado de puntos de inyección. Cada punto de inyección (puntos negros indicados con la flecha) tiene su respectiva área de influencia (círculos grises) (fuente: Carlos A. de Lemos Chernicharo).

Para nuestro caso, recomendamos la instalación de 64 inyectores de entrada (1 inyector cada 2.25 m<sup>2</sup>) (Figura 77). La inyección del influente en el reactor se debe realizar a unos 0.20 m del fondo del reactor (Figura 77 y Figura 78).

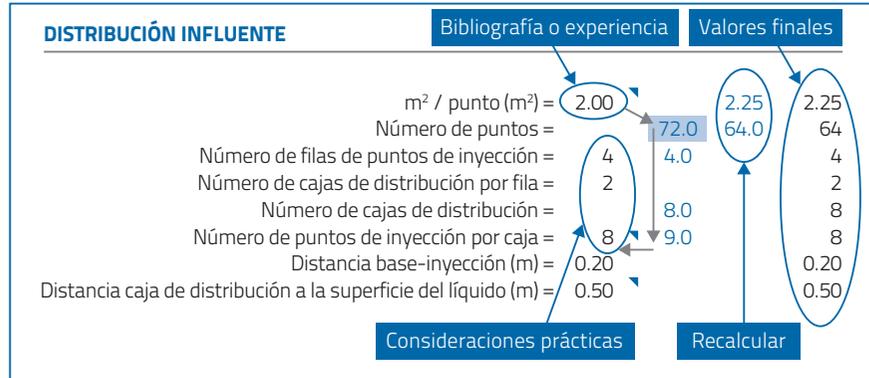


Figura 77. Cálculo del número de puntos de inyección de influente.

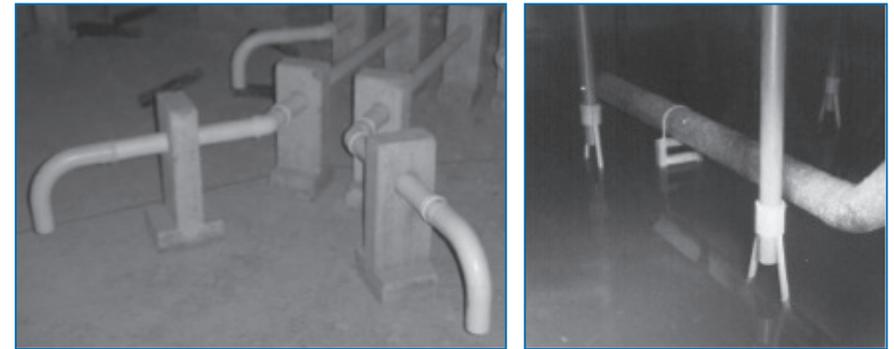


Figura 78. Distintas formas de fijar los puntos de inyección de influente en la base del reactor UASB (foto: Carlos A. de Lemos Chernicharo).

Idealmente, sobre todo en plantas de tratamiento de ARD, la alimentación del reactor se debería realizar por gravedad. Para lograr que la distribución del influente sea homogénea se deben construir "cajas de distribución" en la parte superior del reactor (ver ejemplo en la Figura 79). Estas cajas permiten asegurar que cada punto de entrada reciba un caudal similar de influente. Las cajas de distribución generalmente se instalan en los espacios existentes entre los separadores GLS. En nuestro caso, recomendamos instalar 2 cajas de distribución en cada una de las 4 filas localizadas entre los 5 separadores GLS. Cada caja de distribución contendrá 8 compartimientos que conducen a igual número de tubos de distribución de influente. Los tubos deben ser accesibles desde el exterior para facilitar el mantenimiento y destaparlos en caso de obstrucciones (Figura 80). Cuanto mayor se la cantidad de puntos de inyección, mejor será la distribución del agua residual y mayor será la eficiencia del reactor. Sin embargo, todavía hay controversias sobre cuál es el número óptimo de puntos de inyección en reactores UASB a escala real.

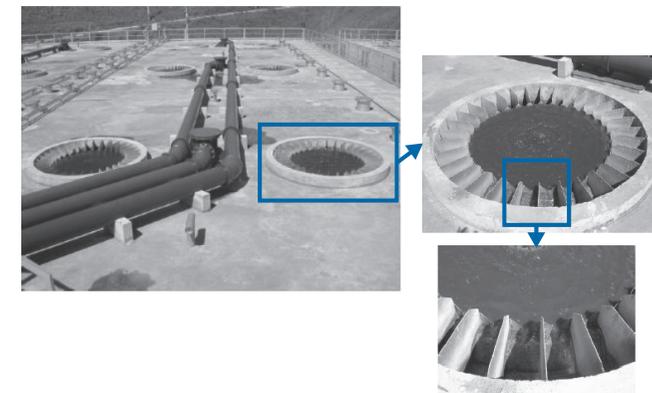


Figura 79. Ejemplo de caja de distribución circular (foto: Carlos A. de Lemos Chernicharo).

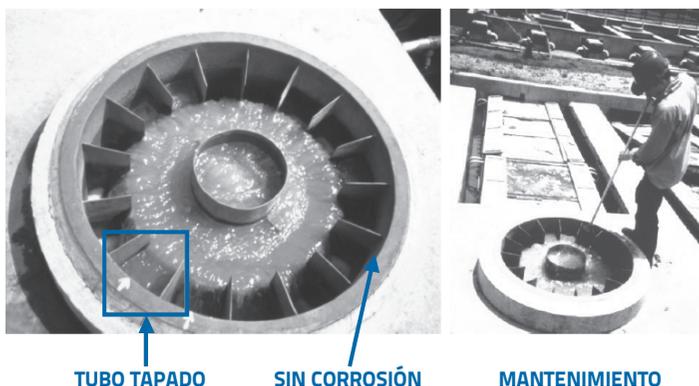


Figura 80. Desobstrucción de un punto de inyección tapado en una caja de distribución de poliéster reforzado con fibra de vidrio (Bucaramanga, Colombia).

## Efluente

A lo largo de la bóveda de cada separador GLS, y en ambos lados, se instalan las canaletas de recolección de efluente. El efluente fluirá en este canal a través de vertederos en V colocados equidistantemente y saldrá del reactor a través de tubos o canales de recolección (ver Figura 63). Estos tubos deben poder recoger todo el efluente fácilmente y reducir al mínimo las posibilidades de obstrucción. Generalmente, delante de cada canaleta de recolección se instala un bafle o deflector para evitar la fuga de materiales en flotación.

## Exceso de lodo

### PRODUCCIÓN DE LODO

En función de las características de las aguas residuales y suponiendo valores razonables de conversión biológica de la materia orgánica en el reactor, el exceso de lodo producido se calcula como se indica en la Figura 81.

LECHOS DE SECADO	Valores empíricos
Producción de lodo (kgSST/kgDQO removida) =	0.05
DQO del lodo (gDQO/g SSV lodo) =	1.4
Proporción de SSV en los lodos (SSV/SST) =	0.80
Producción de lodo (kgSST/d) =	25.75
Producción de lodo (kgSSV/d) =	20.60
Producción de lodo (kgDQO/d) =	28.84
Concentración del lodo (kgSST/m <sup>3</sup> ) =	50.00
Producción de lodo (m <sup>3</sup> /d) =	0.52

Figura 81. Cálculo de la producción de lodo.

### PUNTOS DE DESCARGA DEL LODO

El lodo que se produce en el reactor UASB debe ser descartado de manera periódica una vez que el nivel del manto de lodo alcanzó el nivel óptimo. Los tubos de descarga también permiten la toma de muestras para evaluar la actividad del lodo a distintas alturas. El primer tubo (empezando desde abajo) se debe colocar alrededor de 0.20 m sobre el sistema de inyección de influente y el último a unos 0.05 m por debajo de los deflectores de gases. El resto de los tubos (al menos uno más), se deberán distribuir uniformemente entre estos dos puntos. En nuestro caso, se decidió instalar 6 tubos de descarga para poder caracterizar el lodo a diversas alturas (ver Figura 82).

Los puntos adicionales del muestreo son opcionales y pueden servir para supervisar más de cerca la evolución del manto de lodo. Los tubos de descarga deben penetrar por lo menos 1 m dentro del reactor para tomar el lodo del centro del manto del lodo y evitar los efectos de borde que pueden afectar la toma de muestras representativas.

En el extremo de los tubos de descarga dentro del reactor, es conveniente instalar un resguardo en forma de T para facilitar el muestreo del lodo y evitar obstrucciones (Figura 83). Los tubos de descarga deben ser equipados con válvulas y el lodo se debe descargar lentamente por gravedad para prevenir la formación de vórtices. Las instalaciones de descarga de lodo deben también permitir el muestreo del contenido del reactor. Para una purga completa del reactor, también puede ser de utilidad la instalación de tubería de descarga en el mismo fondo.

## DESCARGAS DE LODO

	Definir	Archivo Excel
Número de salidas =	6	0.20
Desde la inyección hasta la Salida 1 (m) =	0.20	
Grosor del deflector (m) =	0.20	
Distancia entre el deflector y la última salida (m) =	0.05	
Longitud tubos dentro del reactor (recomendado) (m) =	1.00	
Desde la base a la Salida 1 (m) =	0.40	
Desde el nivel del líquido a la última salida (m) =	1.65	
Desde la base hasta la última salida (m) =	2.35	
Distancia entre la Salida 1 y la última (m) =	1.95	
Separación entre las salidas intermedias (m) =	0.35	0.39
Salida 1 (m desde el piso) =	0.40	0.40
Salida 2 (m desde el piso) =	0.75	0.75
Salida 3 (m desde el piso) =	1.10	1.10
Salida 4 (m desde el piso) =	1.45	1.45
Salida 5 (m desde el piso) =	1.80	1.80
Salida 6 (m desde el piso) =	2.35	2.35

Figura 82. Número y ubicación de los puntos de descarga de lodo en exceso (purgas).

TUBOS DE  
DESCARGA  
DE LODOS

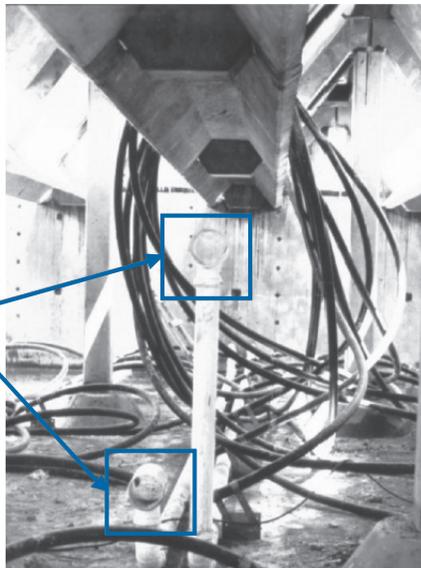


Figura 83. Tubos de descarga de lodo en exceso en el interior del reactor UASB.

## LECHOS DE SECADO DE LODOS

Considerando que, bajo buenas condiciones climáticas, se necesitan alrededor de 3 días para secar una capa delgada de lodo (0.20 m), se puede estimar que los lodos producidos en el reactor UASB se pueden secar en un lecho de secado de 90 m<sup>2</sup> (3 módulos de 30 m<sup>2</sup>) (Figura 84). Si el tiempo de secado es más largo, el área de los lechos será más grande. El secado de lodos se puede optimizar cubriendo los lechos en un invernadero o forzando el secado mediante un sistema de recirculación de aire propulsado con energía solar.

### LECHOS DE SECADO

Valor empírico (depende del clima)

Tiempo de residencia en lechos de secado (d) =	10
V a secar (m <sup>3</sup> ) =	5.151
h (m) =	0.20
A (m <sup>2</sup> ) =	25.75
L (m) =	5.07
Si L1 (m) =	5.00
Entonces L2 (m) =	5.15
Redondear L2 (m) =	6.00
Redondear A necesaria por módulo (m <sup>2</sup> ) =	30.00
Área total necesaria (m <sup>2</sup> ) =	90.00

Figura 84. Dimensiones estimadas para los lechos de secado.

Un ejemplo de lechos de secado natural de lodos anaeróbicos se puede ver en la Figura 85.



Figura 85. Ejemplo de lechos de secado de lodos anaeróbicos (Salta, Argentina).

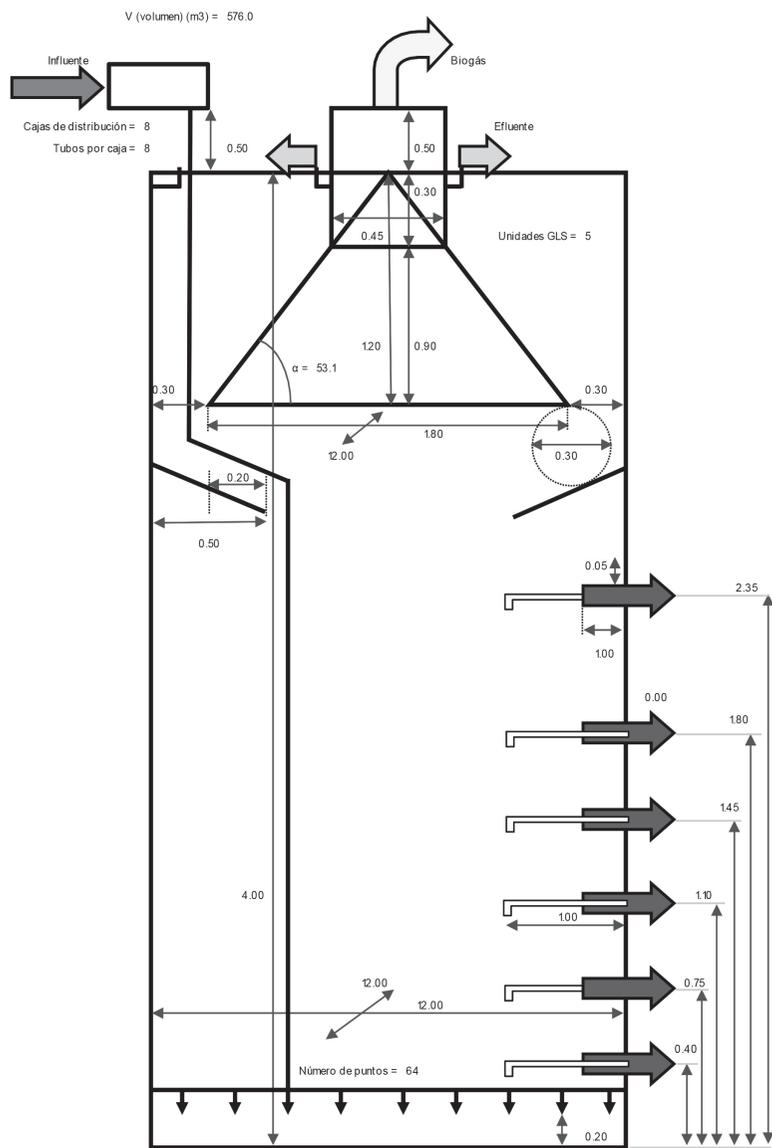
La Tabla 19 resume los parámetros de diseño conceptual del reactor UASB.

La Figura 86 muestra estos parámetros en un diagrama esquemático no a escala que se genera de manera automática en la hoja de cálculo de diseño de reactores UASB provista como parte de estos talleres de capacitación.

Con fines ilustrativos, también se puede elaborar un croquis a escala del reactor UASB como el que se muestra en la Figura 87. Este croquis no es un plano de ingeniería de detalle, el cual debe ser elaborado por los ingenieros que tendrán a su cargo la construcción del reactor UASB.

Tabla 19. Lista de los parámetros más importantes de diseño conceptual del reactor UASB.

ETAPA	PARÁMETROS DISEÑO
<b>CAUDAL</b>	Q (m <sup>3</sup> /d) = 1590
	C (mg/L) = 0.405
	CO total (kgDQO/d) = 644
	TRH promedio (h) = 8.7
<b>REACTOR UASB</b>	hr (altura del reactor) (m) = 4
	V (volumen) (m <sup>3</sup> ) = 576
	Lr (largo) (m) = 12
	Wr (ancho) (m) = 12
	Vasc (m/h) = 0.46
	COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .d) = 1.12
<b>SEPARADOR GLS (DIMENSIONES GENERALES)</b>	Unidades GLS = 5.00
	LGLS (largo GLS) (m) = 12.00
	WGLS (ancho GLS) (m) = 1.80h
	GLS (altura GLS) (m) = 1.20
	(ángulo GLS) (°) = 53.1
	p (distancia Reactor - GLS) (m) = 0.30
	q (distancia mínima GLS - deflector) (m) = 0.30
	o (superposición GLS-deflector) (m) = 0.20
	Wd (ancho del domo) (m) = 0.45
	hd (altura del domo bajo agua) (m) = 0.30
	a (altura del domo sobre el agua) (m) = 0.50
<b>DISTRIBUCIÓN INFLUENTE</b>	Número de puntos = 64
	Número de filas de puntos de inyección = 4
	Número de cajas de distribución por fila = 2
	Número total de cajas de distribución = 8
	Número de puntos de inyección por caja = 8
	Distancia base-inyección (m) = 0.20
<b>DESCARGAS DE LODO</b>	Salida 1 (m desde el piso) = 0.40
	Salida 2 (m desde el piso) = 0.75
	Salida 3 (m desde el piso) = 1.10
	Salida 4 (m desde el piso) = 1.45
	Salida 5 (m desde el piso) = 1.80
	Salida 6 (m desde el piso) = 2.35
	Distancia entre el deflector y la última salida (m) = 0.05
Longitud tubos dentro del reactor (recomendado) (m) = 1.00	



Nota: se indica sólo un módulo GLS. Si se necesitan más, las dimensiones se repiten.

Figura 86. Esquema básico, no a escala, mostrando las principales dimensiones del reactor UASB. Se muestra sólo un separador trifásico.

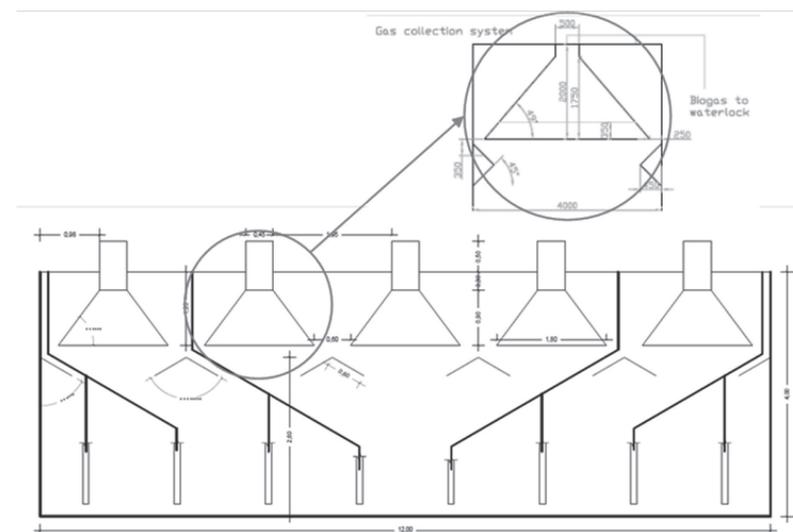


Figura 87. Croquis a escala del diseño conceptual.

### 3.3.10 PUESTA EN MARCHA DEL REACTOR

La puesta en marcha de un reactor UASB dura entre 2 semanas y 6 meses, dependiendo del tipo de agua residual, de la temperatura y de la disponibilidad de un inóculo adecuado. Para planificar este período crítico se recomienda siempre el asesoramiento de un especialista calificado. El tratamiento de ARD se puede iniciar sin necesidad de agregar ningún tipo de inóculo de lodo porque las bacterias anaeróbicas ya se encuentran presentes en suficiente cantidad en el líquido influente. Este manual no incluye el procedimiento completo de puesta en marcha.

### 3.4 TRATAMIENTO PRELIMINAR

Como se indicó más arriba, el reactor UASB es sólo el proceso de tratamiento secundario (biológico) de una planta de tratamiento de aguas residuales. Antes del reactor UASB es necesario incorporar una serie de procesos unitarios a la planta de tratamiento para optimizar la eficiencia de remoción de contaminantes y proteger el reactor UASB de la presencia de elementos no biodegradables. En una planta de tratamiento de ARD es indispensable contar con rejillas (gruesas y finas) y desarenadores (como los que se muestran en la Figura 88). También se recomienda instalar dispositivos para medir el caudal (por ejemplo, una canaleta Parshall).

En algunos casos será también necesario instalar algún dispositivo para remoción de grasas y aceites (si el agua residual contiene productos de mataderos, por ejemplo). Para prevenir la generación de olores se pueden cubrir los canales abiertos y tratar los gases producidos en el reactor. Los ingenieros y consultores locales pueden asistir en la selección de las tecnologías correctas de tratamiento preliminar, que son ampliamente conocidas en el mercado.

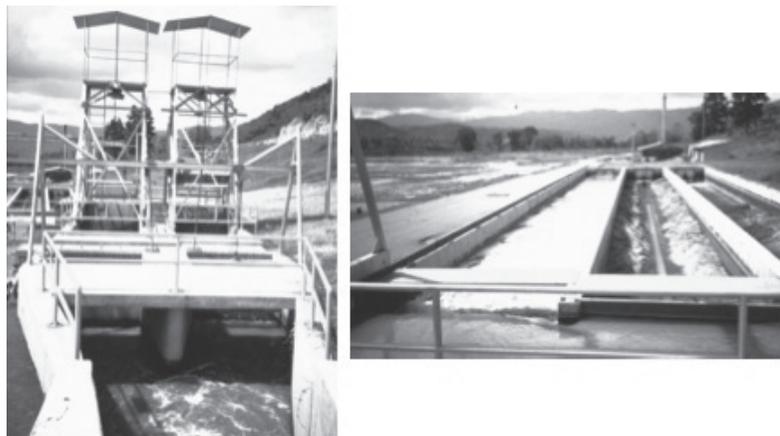


Figura 88. Ejemplo de rejas (izquierda) y desarenador (derecha) similares a los requeridos para el tratamiento preliminar en una planta de tratamiento basada en el reactor UASB.

### 3.5 POST-TRATAMIENTO

Los reactores UASB no eliminan totalmente los agentes contaminantes de las aguas residuales. Por lo tanto, dependiendo de las exigencias legales locales, puede ser necesario incorporar algunos procesos de post-tratamiento con la finalidad de remover la DQO restante, eliminar microorganismos patógenos, y reducir la concentración de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo.

#### 3.5.1 USO DEL EFLUENTE TRATADO

Las opciones para post-tratamiento son abundantes. Sin embargo, antes de seleccionar un proceso determinado, es importante saber cuál será el destino final del agua tratada, que puede ser descargada en un cuerpo de agua receptor o puede ser reutilizada como agua de riego para la agricultura.

#### Descarga en un cuerpo receptor

Si el efluente es transportado a un cuerpo de agua como un río o un lago, se deben respetar las normas locales. Generalmente, es necesario incluir un sistema de post-tratamiento de desinfección con el objetivo de eliminar microorganismos patógenos. Las opciones disponibles para este objetivo son múltiples, pero el sistema más aplicado son las lagunas de estabilización (de maduración). La DQO y la DBO continuarán disminuyendo durante el post-tratamiento. La remoción de nutrientes puede ser exigida en algunas normativas locales. Similares condiciones se exigen para la recarga de acuíferos con aguas residuales tratadas.

#### Reúso en agricultura

El reúso de efluentes tratados en agricultura es una opción muy interesante en la mayoría de los países en vías de desarrollo. El uso de aguas residuales para irrigación tiene muchas ventajas: reduce la demanda de agua dulce, proporciona una fuente de agua estable y confiable, sirve como sistema complementario de tratamiento de las aguas residuales, reduce la contaminación del agua dulce, protege la salud de la población aguas abajo, contribuye a la producción de alimentos y a la seguridad alimentaria, y promueve una agricultura más sustentable, entre otras ventajas. Sin embargo, también existen algunos riesgos relacionados con esta práctica que necesitan ser reducidos al mínimo a través de una gestión cuidadosa de las aguas residuales tratadas. Las autoridades municipales deben asegurarse de que el nivel del tratamiento proporcionará no solamente calidad para la reutilización sino que debe favorecer a la protección de la salud pública y de la calidad ambiental.

Hay básicamente dos opciones: irrigación restringida o irrestricta. La irrigación restringida es la irrigación de todo tipo de cultivos excepto verduras de hojas y vegetales que sean consumidos crudos. Para este tipo de irrigación, la OMS (Organización Mundial de la Salud) recomienda que las aguas residuales tratadas no deben contener más de un huevo de nemátodos intestinales por litro. Para la irrigación irrestricta, es decir aquella que incluye verduras de hojas y vegetales que se consumen crudos, la OMS recomienda el mismo valor en cuanto a huevos de helmintos y además exige que no haya más de 1000 bacterias Coliformes Fecales por cada 100 ml de aguas residuales tratadas.

El nivel de tratamiento requerido para alcanzar el nivel de irrigación irrestricta es más alto y eso trae aparejados aumentos en los costos de operación y mantenimiento de las plantas de tratamiento. La opción más barata es siempre una serie de lagunas de maduración, pero la superficie de tierra requerida es más grande. Otros métodos posibles son bio-rotadores, luz ultravioleta, ozonización, o desinfección con cloro. Esta última opción es la más barata y generalizada, aunque presenta algunas desventajas ambientales y puede plantear peligros para la salud si no se extreman los recaudos.

### 3.5.2 EJEMPLO DE DISEÑO DE LAGUNAS DE MADURACIÓN

Una serie de lagunas de maduración (LDM), un tipo de laguna de estabilización, es siempre una buena opción de post-tratamiento del efluente de un reactor UASB si hay suficiente superficie disponible. Las LDM no son tan grandes como un sistema convencional de lagunas de estabilización y por lo tanto se evita también pérdida de agua por evaporación. Las LDM requieren poca operación y mantenimiento, mientras que la calidad del efluente final puede adecuarse fácilmente a las exigencias para riego irrestricto o la descarga en cuerpos de agua.

Para la planta de tratamiento que se diseñó en este manual, se incorporó un sistema de LDM en serie como post-tratamiento. Este sistema tendría aproximadamente las siguientes dimensiones siguientes

(Figura 89):

#### LAGUNAS DE MADURACIÓN (LDM) PARA REMOCIÓN DE PATÓGENOS

##### Datos de partida

Q (m <sup>3</sup> /d) =	1271.8
Población =	5520.00
Profundidad (m) =	1

##### Constante de muerte celular

Kb 20 =	1.6	Parámetros cinéticos de Salta
Temperatura =	20	Parámetros cinéticos de Salta
Tita =	1.17	Parámetros cinéticos de Salta
Kb calculada =	1.6	Parámetros cinéticos de Salta

##### Eficiencia necesaria para descarga a cuerpo de agua (NO para riego irrestricto)

N <sub>0</sub> (NMP/100 mL) =	1500000	Concentración de entrada
N <sub>n</sub> (NMP/100 mL) =	1000	Concentración de salida deseada
M =	9	Números de lagunas
Kb =	1.6	
Eficiencia necesaria (%) =	99.933	

##### Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) calculado

$$PR = \left( \left( \frac{N_0}{N_n} \right)^{1/n} - 1 \right) / K_b$$

TRH de cada laguna (d) =	0.78
TRH total (d) =	7.05

##### Cálculo del volumen

V (m <sup>3</sup> ) =	8969.0	
A (m <sup>2</sup> ) =	8969.0	Área calculada
Lados (m) =	94.7	
Redondear Lado 1 (m) =	100.0	
Lado 2 (m) =	89.7	
Redondear Lado 2 (m) =	90.0	
Recalcular A (m <sup>2</sup> ) =	9000.0	Área real (cambiar los lados)
Recalcular V (m <sup>3</sup> ) =	9000.0	
Recalcular TRH (d) =	7.1	

##### Eficiencia real esperada

Eficiencia real (%) =	99.934	Calculada con la superficie real
Concentración de salida (NMP/100 mL) =	982.85	Para la superficie real

Figura 89. Ejemplo de diseño de un sistema de lagunas de maduración (LDM) como post-tratamiento del efluente del reactor UASB del estudio de caso.

- Número de lagunas en serie = 9
- Área total necesaria = 0.9 ha
- Dimensiones aproximadas de cada laguna = 10 m \* 100 m
- Concentración deseada del efluente menor a 1000 NMP/100mL (descarga en un cuerpo de agua o riego irrestricto)
- Tiempo de residencia total: 7 días

Estos valores son estimativos y tienen que ser confirmados por cálculos más detallados en los cuales se utilicen las constantes cinéticas medidas en lagunas de la estabilización bajo condiciones locales (o similares). También es necesario medir la concentración de microorganismos patógenos en el influente para ajustar el diseño a las características específicas de las aguas residuales bajo estudio. Si las exigencias de descarga son menos exigentes, el área necesaria para la construcción de las LDM será más pequeña.

### 3.6 COSTOS

Los costos de inversión, operación y mantenimiento varían mucho de lugar a otro. Sin embargo, basado en valores promedio divulgados para algunos reactores UASB construidos en otros países, es posible hacer una estimación aproximada de los costos de la planta de tratamiento, incluyendo las inversiones necesarias para la construcción, puesta en marcha, operación y mantenimiento.

#### 3.6.1 COSTOS DE INVERSIÓN

Para calcular los costos de inversión, es posible utilizar dos criterios distintos.

- Los reactores UASB pueden costar alrededor de 100 dólares por habitante para plantas de tratamiento de tamaño mediano (alrededor de 15000 habitantes o más). Para nuestro ejemplo, esto equivaldría a un costo total de la planta de tratamiento de alrededor de 1380000 USD.
- Por otra parte, también se ha indicado que los reactores UASB pueden costar aproximadamente 20000 USD por cada L/s de caudal influente tratado. Si el caudal del diseño es 55.2 L/s, el costo de inversión estará alrededor de 1104000 USD.

De más esta decir que estas estimaciones tienen que ser confirmadas con datos locales.

#### 3.6.2 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

Los costos de operación y mantenimiento (O&M) fluctúan alrededor de 1 USD por habitante por año para plantas de tratamiento de tamaño mediano. Por lo tanto, para nuestro caso, el costo total de O&M estará alrededor de 13800 USD por año. Esta cantidad representa menos de 40 USD por día.

#### 3.6.3 OTROS COSTOS

Los siguientes costos no se incluyen en las estimaciones hechas más arriba:

- 1) Costos requeridos para construir cercas, instalaciones para empleados, elementos de seguridad, laboratorios, equipos de laboratorio, etc.
- 2) Costos implicados en el diseño, construcción y operación de las instalaciones de post-tratamiento (incluyendo la tierra).
- 3) Costos de bombear las aguas residuales crudas o el efluente tratado, si se necesita por razones de reúso.
- 4) Costos de consultores externos para la puesta en marcha y operación.
- 5) Costos requeridos para el entrenamiento inicial de operadores.

#### 3.6.4 RESUMEN DE COSTOS

Un resumen de los costos estimados para la planta de tratamiento del estudio de caso se presenta en la Tabla 20. Los datos provistos son sólo estimativos, a los efectos de poner números concretos al ejemplo. Un estudio detallado de costos sólo puede ser realizado por especialistas en el tema.

Tabla 20. Resumen de costos estimados.

RUBRO	COSTOS (USD)
Construcción	1380000
Operación y mantenimiento (20 años)	276000
Terreno	896898
Diseño	69000
Capacitación	13800
Otros	207000
Total	2842698

#### 4. COMENTARIOS FINALES

Consideramos que los talleres dictados han permitido capacitar a numerosos agentes de instituciones públicas y privadas en temáticas que pueden contribuir a mejorar los niveles de tratamiento de aguas residuales en las jurisdicciones involucradas. Es nuestra esperanza que esta capacitación tenga un efecto positivo en el corto y mediano plazo sobre la protección ambiental y la calidad de vida de la población. Agradecemos a los organizadores la invitación a participar de estas actividades y nos ponemos a su disposición para acciones similares en el futuro.

Valladolid (España) y Salta (Argentina), 5 de mayo de 2015

**Dr. Fernando Fernández-Polanco**  
ffp@iq.uva.es

**Dr. Lucas Seghezzo**  
Lucas.Seghezzo@gmail.com



Unión Europea

PROYECTO **MEJORA DE LAS ECONOMÍAS  
REGIONALES Y DESARROLLO LOCAL**

—  
DISEÑO DE  
REACTORES  
**UPFLOW  
ANAEROBIC  
SLUDGE BLANKET  
(UASB)**



**INTI**



Unión Europea

Instituto Nacional de Tecnología Industrial  
Gerencia de Cooperación Económica e Institucional  
Avenida General Paz 5445 - Edificio 2 oficina 212  
Teléfono (54 11) 4724 6253 | 6490  
Fax (54 11) 4752 5919  
[www.ue-inti.gob.ar](http://www.ue-inti.gob.ar)



Ministerio de Producción  
Presidencia de la Nación