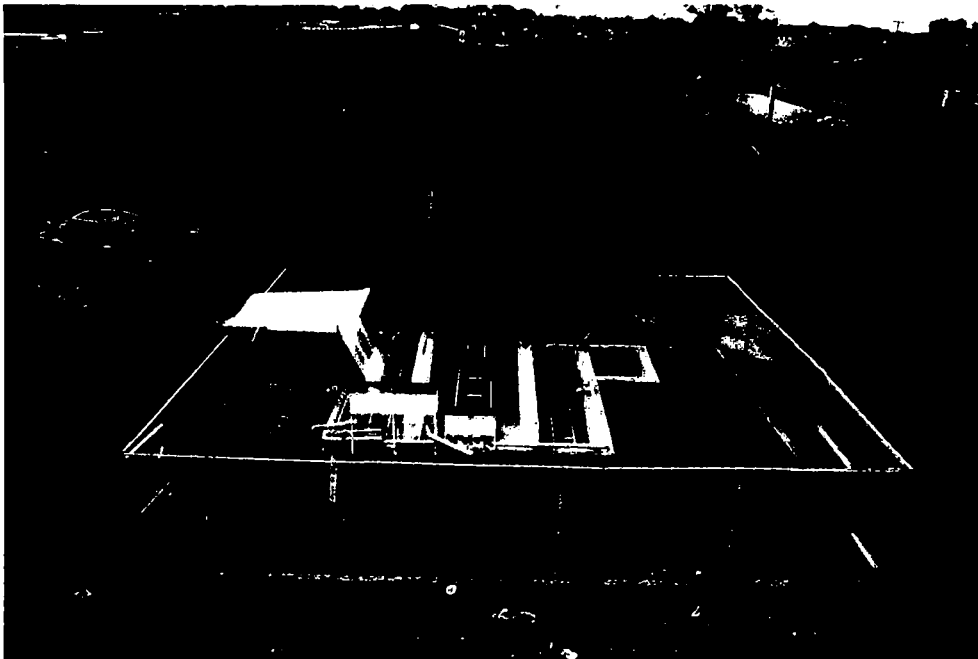




Universidad del Valle, Cali, Colombia



Universidad de Agronomía de Wageningen, Holanda



**COOPERACION TECNICO
COLOMBO - HOLANDES**

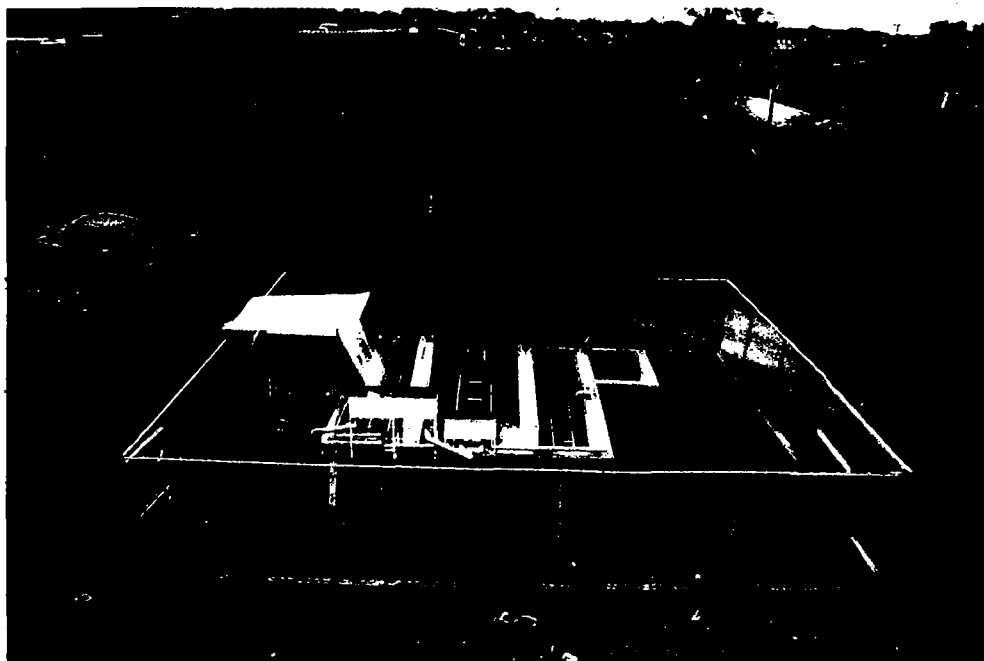
**HASKONING - UNIVERSIDAD DEL VALLE -
UNIVERSIDAD DE AGRONOMIA
DE WAGENINGEN**

**Curso de entrenamiento y seminario
sobre tratamiento anaerobico de
aguas residuales pro medio de reactores
de flujo ascendente tipo UASB**

CALI COLOMBIA 17-18-19 OCTUBRE DE 1984

3415 8464 /
6791

Colombia – Holanda



El 'UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET PROCESS' (UASB)

*Una solución económica y adecuada
para el tratamiento de aguas residuales
industriales orgánicas.*

LIBRARY
INTERNATIONAL REFERENCE CENTER
FOR GOVERNMENT INFORMATION

- Consortio
- HASKONING, Ingenieros Consultores y Arquitectos Reales, Nimega, Holanda
 - INCOL Ltda. Ingenieros Consultores, Cali, Colombia
 - Universidad de Agricultura, Wageningen, Holanda
 - Universidad del Valle, Cali, Colombia.

LIBRARY, INTERNATIONAL REFERENCE
CENTRE FOR DOCUMENTATION SUPPLY
A. 100
P.O. Box 100, 10000
Tel. (070) 211111/111111
RI: ~~6786~~ 6791
LO:

LIBRARY, INTERNATIONAL REFERENCE
CENTRE FOR DOCUMENTATION SUPPLY
A. 100
P.O. Box 100, 10000
Tel. (070) 211111/111111
RI:
LC:
LO:

Título TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS/INDUSTRIALES
CON EL TRATAMIENTO UASB EJECUTADO POR SANEPAR-BRASIL IN-
CLUYENDO DIGESTION ANAEROBICA SECA CON PRODUCCION Y UTI-
LIZACION DE BIOGAS

Autor ING. CELSO SAVELLI GOMEZ., M.Sc.
Compañía de Saneamiento de Paraná. SANEPAR
Rua Engenheiros nr. 1376. Curitiba. BRASIL

SEMINARIO NACIONAL SOBRE TECNOLOGIA UASB PARA AGUAS RESI-
DUALES DOMESTICAS E INDUSTRIALES. CALI Octubre 18-19 de
1984

SUMARIO

Este artículo discute algunos de los resultados de la investigación que se está llevando a cabo en el estado de Paraná con la ayuda económica de SANEPAR y con el fin de desarrollar tecnologías de tratamiento anaeróbico de bajo costo a niveles primario y secundario para tratar y clasificar desechos domésticos industriales y desechos sólidos de tal manera que el control de la contaminación sea económico a través de la optimización de la generación de biogás para ser utilizado como combustible para automóviles y combustible doméstico.

Ya se ha concluido que es posible tener un nivel de tratamiento primario de los desechos domésticos con periodos de retención hidráulico muy cortos en reactores tipo UASB

(2 a 3 horas). También es posible tener tratamientos a nivel secundario de desechos domésticos con períodos de retención más largos. Se discutirán los resultados de asociar la biogasificación anaeróbica de desechos sólidos en una unidad tipo UASB que está tratando desechos domésticos.

1. INTRODUCCION

El autor se involucró en el tratamiento anaeróbico de desechos domésticos, con la tecnología clásica, en el año 1972, cuando las compañías consultoras J. M. MONTGOMERY Y SERETE, mientras se estudiaba y se diseñaba una planta de lodos activados convencionales para la ciudad de Curitiba (Población aprox. 1'000.000), para la cual se habían diseñado digestores anaeróbicos de alta tasa con calentamiento para los lodos primarios y secundarios. En ese entonces el biogas no tenía un valor económico y los costos de inversión eran altos, también la planta iba a ser muy compleja y costosa para operar. A causa de esto en 1973 SANEPAR buscó otras opciones menos costosas, y entonces se tuvo noticia acerca de los carruseles profundos de oxidación diseñados en Holanda, y nosotros decidimos tratar esta tecnología. Diseños comparativos fueron hechos para esta opción, y se tuvo entonces una planta con unos costos de inversión bajos así como unos bajos costos de operación con respecto a la planta clásica que ya había sido diseñada. Por lo tanto se abandonó la producción de biogas en favor de altos costos de energía con el sistema

de aeración extendida. El autor tuvo contactos con ingenieros holandeses en el período de 1973-1977, mientras se hacían los estudios de factibilidad y los diseños básicos y finales. Había tanto entusiasmo acerca del sistema de carrusel que todos los otros proyectos de tratamiento de aguas residuales fueron basados en el sistema de carrusel. En 1977 se comenzó la construcción de la planta definitiva (25.000 kg/DBO₅/dfa). En 1978 el autor estaba en Berkeley USA estudiando ingeniería sanitaria en la universidad de California y allí era claro que el sistema de aeración extensiva no era una solución ideal debido a la crisis energética en ese entonces. En Julio de 1978 el autor visitó casi todas las plantas tipo carrusel existentes en Holanda y algunas de Alemania e Inglaterra y como resultado de una invitación por ESMIL. Ya en ese entonces existía la tendencia de no usar plantas de carrusel ó usarlas justamente como un paso de pulimento. Un ingeniero comentó que la tecnología se estaba moviendo hacia los procesos anaeróbicos, que uno nuevo de alta tasa, estaba en desarrollo en Holanda. De vuelta a Berkeley para el trimestre del otoño se tuvo un curso en digestión anaeróbica presentado por algunos profesores de la Universidad de Stanford en la Universidad de California y se mostraba que habría un inmenso futuro para tratamientos anaeróbicos, probablemente, como una opción para los procesos convencionales de lodos activados. Durante la conferencia anual del W. P. C. F. en 1978 en Los Angeles se presentó una conferencia acerca

del tratamiento anaeróbico directo de desechos domésticos en un filtro anaeróbico, el cual mostraba buenos resultados como una opción de tratamiento. El problema era la colmatación de los poros entre las piedras.

De vuelta en Curitiba, en 1979 era necesario arrancar la planta carrusel y entonces se comenzó un programa de investigación y estudio. En 1980 la compañía estatal de energía de Parana solicitó la ayuda de SANEPAR para estudiar la producción de biogas a través de la digestión anaeróbica de algunos residuos, incluyendo los desechos domésticos de un pueblo que iría a ser usado por los trabajadores de una larga planta hidroeléctrica (10.000 personas). La idea era utilizar el biogas en la estufa de un restaurante colectivo. El autor estaba la mitad del tiempo trabajando en saneamiento y la otra mitad en energía (generación y utilización de biogas). En Mayo de 1980 se hizo evidente la necesidad de construir una pequeña planta piloto para verificar el proceso, y se propuso que esta debería ser construída en Curitiba en una vecindad llamada "BRACATINGAS", para una población de 780 personas. En ese entonces se concluyó que se podría obtener la máxima ganancia utilizando biogas comprimido para impulsar vehículos, y se comenzó un proyecto en esta dirección. Al final del año 1980 algunos problemas legales estaban retrasando la construcción de las casas en el vecindario Bracatingas , y la compañía de energía decidió financiar la construcción de la planta piloto del mismo tamaño en la Universidad

Católica de Parana, en Curitiba, para ahorrar tiempo y para aprovechar el alcantarillado principal de SANEPAR que pasa a través de los predios de la Universidad con desecho doméstico de un barrio residencial. La construcción se comenzó a finales de 1980, basado en un tratamiento separado primario y un tratamiento anaeróbico secundario utilizando un tanque tipo UASB. Esta opción fué incluida a finales de 1980 como resultado de dos conferencias. La primera, ("TRATAMIENTO ANAERÓBICO EN UN REACTOR DE PELICULA FIJA EXPANDIDA"; por SWITZENBAUM y JEWEL, y el segundo "TRATAMIENTO ANAERÓBICO DE AGUAS RESIDUALES QUE CONTIENEN ACIDOS GRASOS EN REACTORES ASCENDENTES", de VAN DER MEER. Se pensó que se podría tener tratamiento anaeróbico directo de desechos diluidos en flujo ascendente pasando a través de un manto de lodos. Con esto se podría by-pass un filtro anaeróbico de tasa alta (el cual puede convertir materia orgánica disuelta-coloidal en ^{Puede} bacterial la cual sedimentar en un tanque Imhoff el cual se convirtió como resultado en una unidad UASB "R.A.L.F.").

A finales del año 1980 se estaba buscando un compresor de alta capacidad, de pequeña capacidad de flujo, para instalarlo en una planta existente de aguas residuales en LONDINA en el cual entre 1.000 y 1.500 M3 por día de biogas se estaba venteando y quemando desde 1965. Se decidió utilizar la vieja tecnología basada en la tesis del profesor J. M. A. NETO, "Aprovechamiento de gas de desechos, publicada en el Magazine DAE, en Junio de 1961 y teniendo algu-

na literatura de referencia de KARL IMHOFF enviada por su hijo, Klaus. Pocas personas creían que se pudiera hacer eso y se pudiera utilizar y comprimir metano puro como un combustible para automóviles. Se tuvo buena suerte y uno de los compresores se encontró abandonado en una planta de azúcar, etanol y se pudo impulsar un camión con biogas a 200 bar. El compresor necesitaba un par de reparaciones lo cual llevó hasta el final del año 1981. Al comienzo de 1981 se comenzó el diseño de la planta que procesaba biogas como un combustible para automóviles. Se tuvo alguna ayuda de TECHINT el cual tomaba parte en la investigación y desarrollo del biogas y en su generación a partir de aguas residuales y desechos sólidos en una unidad piloto la cual debería ser construída en Londrina próximo a la planta existente. La construcción de la planta de combustible automotriz se comenzó en Mayo de 1981 y el primer vehículo pudo utilizar el combustible en 1980 utilizando un pequeño compresor Bauer. Noviembre de 1981 se reconstruyó un compresor de 3 fases con el cual se comenzó a alimentar los vehículos con biogas a altas presiones. A comienzos de 1982 la unidad completa estaba en operación incluyendo una torre de lavado (donde se utilizaba agua limpia para remover CO_2) se almacenaba el metano a alta temperatura en una unidad de cascada y se alimentaban los vehículos en la Figura 1 se muestra el diagrama de dicha planta. Hoy por hoy esta es una tecnología disponible comercialmente en Brasil, utilizada en Inglaterra, USA, y

Nueva Zelanda y en la misma manera se pudo utilizar en el área rural para hacer combustible para usos automotrices. Esta es una tecnología simple y económica la cual decrecerá los costos de servicios de saneamiento y es claro que aumentará el interés en tratamientos anaeróbicos de desechos. La tecnología de almacenar metano en zeolita, en LPG fué desarrollada a finales de 1982 y utilizada en la planta de Londrina para llenar botellas LPG con metano para hacer utilizado como combustible en una casa de Pirai do Sul. Esta tecnología es disponible comercialmente. A comienzos de 1982 las relaciones de saneamiento con la compañía de energía eléctrica se comenzaron a deteriorar y se creó el directorio de investigación y desarrollo de SANEPAR^y un directorio similar en la compañía de energía. Como resultado de esto, el autor fué invitado a la compañía de energía para terminar su participación y acceso a la planta piloto que se estaba construyendo en el campo de la Universidad Católica en Curitiba, como soporte financiero de la compañía de energía. Como no había idea de los resultados de dicha planta, la cual fué parcialmente terminada a finales de 1981 y comenzada otra vez. Pero el alcantarillado principal se colmataba y les tomó dos años para volver a tener flujo de aguas residuales a través de él, desafortunadamente, a finales de 1982 la construcción comenzó otra vez y la unidad está completa ahora y en operación. A comienzos de 1981 se desarrolló un proyecto de una planta de biogásificación, capaz de producir biogás a partir

de aguas residuales y desechos sólidos y con el biogas para ser distribuido a las casas. El proyecto se consideró que debería ser implementado primero en Londrina próximo a la planta de tratamiento mostrada en la Figura 1, a causa de que SANEPAR tenía muy buenos laboratorios, y a causa de que el lugar era cálido casi todo el año. Por este tiempo TECHINT fue invitada a tomar parte en la parte de investigación y desarrollo pero a causa de problemas políticos tal proyecto tuvo que ser cambiado. Primero se pensó construir planta en el pueblo cercano PORECATU de 10.000 habitantes todos ellos servidos por alcantarillado sanitarios y con las aguas residuales descargadas en un solo punto al frente de una larga planta de azúcar-etanol el lugar también es bastante cálido. Pero los políticos, que habían decidido darle su aporte a la idea de una planta de biogásificación, y que estaba tratando de ser elegido para gobernador del estado, decidió que el lugar tenía que ser un pueblo típico, de modo que él decidió que el pueblo debería ser PIRAI DO SUL y su opinión era que nosotros podríamos tener éxito ahí nosotros podríamos tener éxito en cualquier parte. PIRAI DO SUL es un pueblo muy pobre con poco desarrollo en los últimos 30 años y con algunos 10.000 habitantes y que tiene unos inviernos muy fríos y está a unos 1.000 metros por encima del nivel del mar. En Mayo de 1981 se comenzó el diseño de la planta de biogásificación cambiando el diseño hecho para PORECATU para tener las condiciones de PIRAI DO SUL. La idea era tener un pueblo autosuficiente en la

utilización de energía en sus stoves, como un sustituto del combustible L.P.G. importado por Brasil. Como las aguas residuales de los 6.000 habitantes y los residuos sólidos de 10.000 habitantes no era suficiente se pensó en producir plantas para tener materia orgánica adicional para ser convertida en biogas tal como caña, papas, pasto, maíz etc. En ese entonces no se había hecho contactos con el Doctor David Stewart del ministerio de Agricultura de Nueva Zelandia y no podríamos estar seguros acerca de nuestras ideas. La planta se diseñó en Mayo de 1981 y se presenta en la Figura 2 y fué aprobada por el Dr. Saul Raiz, quien iba a ser elegido gobernador del estado. La construcción tenía que ser hecha rápidamente para ser inaugurada antes de las elecciones en Noviembre de 1982. La compañía de energía no sabía acerca de este proyecto hasta que era irrevocable. Entonces se le prometió a la gente que el biogas iba a ser libre durante un año. Se discutirá acerca de la planta de biogásificación de PIRAI DO SUL más tarde en nuestra historia. En Mayo de 1981 el autor y su hermano, agronomista Luis Savelli Gomez escribieron algunos artículos para campesinos y cooperativas de campesinos proponiendo la planta de residuos agrícolas para ser alimentada a los digestores de tal manera que se pudiera generar biogas como un combustible para impulsar tractores y camiones (la opción CNG). Se propuso que el material vegetal y económico debería ser caña de azúcar y casaba-papas y que tal material debería ser machacado-pulverizada y la fracción licueficada debería alimentar un

reactor UASB. Se mostró que el programa de Proetanol era "equivocado" y que nosotros podríamos tener más energía haciendo metano que etanol a partir de cualquier sustrato vegetal. Se dió una entrevista de un reportero de un periódico importante y el próximo día los anuncios del periódico tenían una página grande. Esto causó muchas críticas a partir de agronomistas y de la gente trabajando en el campo de energía al mismo tiempo que no había ningún vehículo todavía impulsado por biogas comprimido en el Brasil y no se conocía ningún reactor tipo UASB fuera de algunos laboratorios, por ejemplo el laboratorio de SURHEMA en Curitiba el cual estaba digiriendo etanol de la Cassava. Para enfrentar estas críticas se obtuvo un apoyo de algunos campesinos e industrias y se construyó un reactor tipo UASB de 4 M3 de capacidad, el cual arrancó en Octubre de 1981 se alimentó con jugos de caña de azúcar a algunas tasas de dilución. En Diciembre del 1981 se tenía un lodo anaeróbico bastante activo y una conversión del 95% de la DQO en biogas. Esta información era importante para la planta de PIRAI DO SUL. El reactor de unos 4 mtrs. en alto en carbón al acero tenía por dentro un sistema de recirculación para mantener el agua entre 30 y 35°. A comienzos de 1982 se hizo uso de este reactor para tratar los desechos de una planta clandestina de etanol cerca al centro de investigación agronómico de CASCAVEL. Con los buenos resultados y un lodo activo se tuvo bastante éxito en la digestión de tal desecho. Basado en esto un digester de tipo tipo Gobar de 100 M3 de capacidad y 8 M3 de profun-

didad se convirtió en un reactor tipo UASB para tratar los desechos de una planta de etanol en PALOTINA. Alrededor de 30 M3 de lodos digeridos anaeróbicos se trajeron de la planta de lodos de SANEPAR de Londrina a comienzos de 1982. Con esta planta no se tuvo buen éxito probablemente debido a que el lodo no era bueno para ser utilizado en la planta de CASCAVEL. Se concluyó que se debería tener una cantidad más grande de lodos activos (granular) para utilizar en reactores tipo UASB que fueran a ser alimentados con desechos difíciles de digerir. A causa de esto se comenzó en 1983 un proyecto de construcción en una gran planta de azúcar etanol para cultivar lodos tipo granular para el tratamiento de las aguas de lavado de las cañas de caña de azúcar. La concentración de la azúcar se va a incrementar con el tratamiento y alguna se va a recircular para lavar el agua. Se van a utilizar dos digestores, uno de 2.000 Mtrs. de capacidad y el otro de 1.500 Mts. de capacidad con el afluente calentado a 38°C. El lodo vendrá de PIRAI DO SUL. Esta unidad industrial debería de estar en operación si no hubiera sido por una infección bacteriana en el proceso de fermentación continua del etanol el cual forzó a almacenar molasas concentradas en los digestores tipo UASB. Para ahorrar tiempo ellos están enviando algunas molasas por camiones a PIRAI DO SUL para ser aclimatada para los futuros inoculos de lodo que van a "comerse la azúcar" nuestro interés es tener una fuente de lodo granular el cual puede ser útil para levantar la eficiencia del tratamiento de nuestras plantas de lodos que estan

utilizando reactores tipo UASB como tratamiento primario. En 1982 se tenían grandes plantas utilizando tratamientos anaeróbicos para desechos domésticos en tanques sépticos seguido por un filtro anaeróbico aún de esta manera se tenían algunos problemas de taponamiento si no se tenía mucho cuidado en la remoción del tanque séptico y en el drenaje del filtro anaeróbico.

En 1981 nosotros escribimos al Doctor G. Lettinga enviándole una copia del diseño de la planta de biogasificación sanitaria de PIRAI DO SUL y se recibió una carta en Enero de 1982 con informaciones muy interesantes acerca de la posibilidad de tratamiento directo de lodos en un reactor tipo UASB. También a comienzos de 1982 se recibió importantes informaciones del Dr. Switzenbaum acerca del tratamiento anaeróbico de aguas. Una pieza importante de la literatura fue la de C.E.A. Winslow y E.B. Phelps publicada en el Journal de enfermedades infecciosas, Abril de 1981, en la cual se tenía un corte de un tanque Biolítico basado en esto el ingeniero Arvid Augusto Ericson de SANEPAR, diseñó la unidad para propósito de tratamiento primario denominada R.A.L.F. (Reactor Anaeróbico de Lodo Fluidizado) en el cual el desecho crudo fluiría en forma ascendente a través de un manto de lodos que estaba en el fondo del reactor y contra un manto de lodos expandido en la mitad del reactor. A finales de 1982 el

 unidades fue construída en Curitiba y en la vecina Caicaras no lejos de la planta BRACATINGAS en construcción.

RALF tuvo unos costos muy bajos y era fácil y simple de construir y a comienzos de 1983 estaba en operación con un gran éxito para un tratamiento a nivel primario (por encima) Ahora está utilizada ampliamente por SANEPAR en algunos vecindarios de CURITIBA y algunos pueblos del estado de Paraná, con la unidad más grande siendo diseñada para una carga de 20.000 habitantes ya construída en Curitiba. No se tiene ninguna crítica acerca de ellos. En el futuro se puede aumentar las eficiencias utilizando una segunda unidad, tipo UASB para tratar el efluente del RALF de tal manera que se obtengan eficiencias a nivel secundario.

1982 se comenzó la construcción de otra planta piloto, en la vecindad de Bracatingas en Curitiba. Se tienen entonces dos RALF en serie con posibilidad de desgasificación al vacío de el desecho crudo y el desecho secundario para generar un biogás con un bajo contenido de nitrógeno y oxígeno (este biogás es casi puro metano) ó para recobrar metano disuelto en el efluente. Esta unidad será construída en PIRAI DO SUL, de acuerdo a un diseño de Mayo de 1981 pero fué movida a Bracatingas para ahorrar dinero . Esta lista. Otra novedad es como cambiar un carrusel a un digestor anaeróbico.

En 1984 se comenzó la construcción de una larga planta de tratamiento anaeróbico en el pueblo de Londrina y PUNTO GROSSA para generar biogás de las aguas residuales (para mover vehículos como metano puro y comprimido) y para tener un nivel secundo

dario de tratamiento. El antiguo diseño, abandonado eran plantas de oxidación tipo carrusel como la que se tenía en Curitiba. La nueva planta de Londrina tiene un tratamiento primario clásico, con tanques de sedimentación primario y digestores para los lodos primarios y secundarios la cual es para generar biogas de buena calidad para impulsar vehículos. El efluente primario será alimentado a una unidad similar a la segunda unidad de PIRAI DO SUL, tipo UASB. Probablemente se construirá algún sistema de desgasificación al vacío, ya que aparece complicado obtener metano puro a partir del biogas con nitrógeno, oxígeno y CO_2 . Tal vez se puedan utilizar absorbedores selectivos. Distribución de tal biogas como combustible para las casas no parece ser una idea muy buena, al menos que se confirme que se tienen grandes reservas de gas natural en el estado de Paraná, y nosotros desarrollemos y distribuyamos sistemas de distribución de gas natural en nuestros pueblos. El consumo de biogas es muy bajo para pagar los altos costos en los sistemas de distribución.

Sabemos que otra compañía de saneamiento estatal, y algunas compañías de energía están entrando en el negocio de tratamiento anaeróbico de desechos para producir biogas, principalmente para utilizarlo como combustible de vehículos. Algunas industrias están considerando la producción de biogas para ahorrar fuel-oil o para ahorrar vagozo de caña de azúcar (el cual puede ser vendido). Nosotros nos sentimos de alguna manera responsables por este cambio de ideas acerca del control de la contaminación y energía.

Enseguida se presentan algunos datos de la literatura técnica para cambiar ó ayudar a cambiar este tipo de ideas. Algunas pueden servirle al lector. Sugerimos el artículo Pro-hidrógeno y Pro-metano : Una alternativa de saneamiento para el programa de Proetanol por el Autor publicado en el Magazine (Ingeniería Sanitaria, Enero/Junio-1981) aquí están las ideas básicas que se pusieron en práctica en la planta de PIRAI DO SUL por la asociación de digestión seca anaeróbica (percolación) de desechos sólidos asociados con un reactor de flujo ascendente utilizado para tratar desechos domésticos. El otro artículo por el Autor es "Transformación de la planta de carrusel de Curitiba en un digestor anaeróbico" publicada en el Magazine Ingeniería Sanitaria, Abril/Junio-1981 en el cual se propone la transformación de un sistema de lodos activados de aeración extendida en un sistema de dos estados : Un tratamiento primario (un tanque Imhoff de dos pisos, canal de sedimentación más sistema anaeróbico, seguido por un sistema secundario del efluente primario en un reactor de tipo UASB ambos de una profundidad de 5 metros y construídos en el tanque de aeración del carrusel se sugiere al lector que examine la Figura 2 de cada artículo, principalmente en el lado derecho, para que imagine como se construye un a unidad tipo UASB muy grande. El próximo artículo, por el Autor, es Biogásificación Energéticas en Plantas de Alta tasa para desechos sólidos biodegradables, Ingeniería Sanitaria, Julio/Septiembre-1981.

Aquí se propone un tratamiento híbrido de desechos sólidos y aguas residuales de una manera simbiótica. El lodo digerido primario en exceso, el cual es un problema en las plantas, en vez de ir a un lecho de secado, puede ser transformado en un digestor anaeróbico seco para ser utilizado como un inóculo bacteriano y obtener nutrientes y alcalinidad, para acelerar la digestión de desechos sólidos. También el efluente secundario puede ser enviado a un digestor anaeróbico seco para acelerar la degradación de los desechos sólidos. Como resultado del "empapamiento" de los desechos sólidos en un digestor tipo Batch, cubierto por un almacenador de gas se podrán generar grandes cantidades de percolato los cuales pueden ser enviados a un reactor UASB utilizado para tratar los lodos de esta manera se puede incrementar la producción de biogas a partir de los lodos y de los desechos sólidos. Los digestores secos pueden ser de bajo costo para permitir una hidrólisis digestión de baja tasa de materiales difíciles de digerir como bagazo de caña de azúcar, pasto etc. siendo factible algún tipo de postratamiento físico-químico para aumentar la digestión el cual puede tomar un período de 6 a 12 meses. Todas estas ideas fueron incorporadas en el diseño de la planta de PIRAI DO SUL en este artículo el Autor critica mucho a la gente involucrada en energía acerca de su manera de pensar relacionada con el saneamiento de la producción de etanol y acerca del carro eléctrico que estaba andando al mismo tiempo que nuestros vehículos impulsados por biogas. El papel decía : "Se propone una revisión radical de viejos

conceptos en el saneamiento básico que considera que los problemas de tratamiento y disposición final de los lodos sanitarios deben ser separados de los problemas del tratamiento y disposición final de los desechos sólidos biodegradables, urbanos y/o rurales por distintas entidades públicas".

El autor también preparo otro artículo el cual se perdió y que solamente la Figura 1 de él fué publicado en el Magazine Ingeniería Sanitaria, Julio/Septiembre-1981, Pag. 323, acerca del flujo de lodos hacia adentro y hacia afuera de un largo canal de sedimentación primaria encima de un digestor anaeróbico el cual es la causa de la unidad primaria en PIRAI DO SUL. Para evitar este problema la unidad construida en la Universidad Católica tiene algunas paredes en el compartimiento de digestión para prevenir la recirculación del agua hacia el compartimiento de digestión. Como se puede ver tal flujo es muy importante para obtener unas altas eficiencias en la remoción de DBO_5 en la unidad primaria pero no se espera durante el tiempo de diseño.

En Septiembre de 1981 el autor presentó en el 11o. congreso de ingeniería sanitaria de Brasil un artículo denominado "Digestores Anaeróbicos Innovativos Eficientes a temperatura ambiente para desechos domésticos industriales utilizando filtros anaeróbicos fluidizados aquí se presentaron las ideas básicas y los diseños constructivos para la planta de PIRAI DO SUL. El artículo siguiente fué preparado por el autor y presentado en Noviembre de 1983 en el 12o. congreso y se denominó tratamiento de desechos domésticos en módulos

anaeróbicos con procesamiento del gas para propósitos automotrices. se reconocen ahora que algunas ideas de tales artículos no eran convenientes ó utilizables en la práctica. El último papel por el autor fué publicado por el Magazine Ingeniería Sanitaria, Julio-Diciembre/83, Pág. 80 "SANEPAR Desarrolla nueva tecnología para el tratamiento anaeróbico de desechos en el cual se muestra que los lodos secundarios tipo UASB de PIRAI DO SUL sedimentan muy rápido pero nosotros equivocadamente concluimos que (era "lodo) granular cuando de hecho era "lodo floculento" de todas maneras hay una serie de informaciones acerca del proyecto de SANEPAR. Ahora se discutirá en detalle el proyecto de los resultados operacionales de la planta PIRAI DO SUL basado en tratamiento anaeróbico para la biogásificación del desecho sólido y vegetales.

2o. INFORMACION BASICA ACERCA DEL DISEÑO DE LA PLANTA DE PIRAI DO SUL PARA TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Como se mencionó anteriormente el diseño data de Mayo de 1981 por el Autor. El lector tiene que tener en mente que se trató de diseñar una planta de biogásificación para suplir biogás para ser utilizado en algunas 2.000 casas en lugar de L.P.G. el diseño original se basaba en un sitio mucho más cálido (PORECATU), donde se tenía la facilidad de tener bagazo de caña de azúcar, desecho de etanol, azúcar de caña, molazas etc. debido a que la planta de bioga-

sificación podría estar al frente de la fábrica de azúcar--etanol. En Mayo de 1981 no se tenía casi ninguna literatura acerca del tratamiento anaeróbico de desechos y de sólidos. El proyecto de PIRAI DO SUL tenía un fuerte tinte político y soporte, y no había mucho tiempo para pensar o para experimentar.

La planta general se presenta en la Figura 2. Como se puede ver, las cosas comenzaron en el W.C. de las casas que tenían alcantarillado existente el cual el desecho crudo descargaba en un punto del río.

Se utilizó la pendiente del alcantarillado principal para incluir en él la planta de tratamiento de aguas negras, a causa de que las pérdidas a través de la planta eran muy pequeñas. Se incluyó una unidad primaria (un tanque séptico de dos pisos) seguido por una unidad UASB. La materia orgánica sólida (desechos sólidos municipales, plantas sin ningún mercadeo o malas, bagazo.....) podrían ser puestas en un digestor seco, al cual se le podría agregar lodos digeridos primarios o efluentes secundarios siendo el percolado tratado en el fondo de la unidad primaria u agregado a la unidad secundaria. Se podría tener una planta de sorteo manual para separar los desechos sólidos municipales, para recircular metales, vidrios, plásticos, papel y cartulina de esta manera se podrían generar algunos trabajos. Todos los desechos orgánicos al ser digeridos debían ser cortados. Los jugos de caña de azúcar podían ser agregados al fondo de la unidad primaria y el bagazo podría ser tratado en los

digestores secos. Algunos de ellos martillados dos veces podrfan ser agregados al desecho crudo las camionetas y los tractores podrfan entrar y salir del digestor seco. Todas las unidades de digestión podrfan ser cubiertas por un colector de gas hecho en PVC (inflable). El biogas podria se distribufdo a una presión de 4 bar en tuberfas HDPE de diámetro pequeño y las estufas podrfan utilizar ya fuera biogas ó LPG sin costo. Más tarde en SANEPAR se decidió que el diseño del Autor acerca ^{de} la distribución de gas debfa ser revisado por ingenieros ^{EXPERIMENTALISTAS} especializados de la compañía de gas de SAO PAULO y la presión de distribución fué disminufda a 15-20 PSIG, y el diámetro de las tuberfas aumentado (y el costo como habfa sido

"a gas natural standar", y de todas maneras no se podría utilizar más el LPGL a causa de esto se hizo necesario agregar un sistema anexo para generar una mezcla (propano aire), el cual podría quemarse en lugar del biogas en caso de que tuviera algún problema con la producción almacenamiento de compresión. El tal sistema está construido y es complejo y caro. También se prohibió el uso de tuberías HDPE en la sección del medidor del gas a las estufas y se tuvo que utilizar acero para las tuberías de baja presión. Toda la gente sabe que en Brasil se usa el PVC para traer a las casas LPG a baja presión de las botellas LPG a las estufas.

En la Figura 3 se puede ver una planta de las unidades construidas en la planta de biogásificación (las unidades se presentan en la posición correcta y a escala), y se puede tener el esquema del sistema de distribución. Se planeaba tener 22 digestores secos y se construyeron solamente 2. También la unidad para la separación de desechos sólidos no se ha construido. Lo mismo pasó con el desgasificador al vacío para recuperar metano disuelto en el efluente.

En la Figura 4 se tiene un aporte de la unidad primaria y la unidad secundaria en PIRAI DO SUL. Hablemos primero de la unidad primaria. Antes de ella se tiene un ciclón para remover y lavar arenas (removido por aire comprimido del compresor propano aire), y se tiene un sistema de rejillas. También se tiene un vertedero triangular de 90° para medir el afluente (solamente en Agosto de 1984 se instaló) y dos vertederos para entregar caudal a cada tubería de entrada en el centro de la mitad de los tanques de sedimentación primaria tipo Imhoff. Los lodos escurren al compartimiento de digestión debajo del canal de sedimentación. Algo del afluente también fluye al canal de sedimentación al compartimiento de digestión (como en un tanque séptico tipo TRABES) y otra vez a la cama de digestión. Cada canal tiene dos salidas opuestas

de tal manera que el afluente es dividido en cuatro efluentes iguales. La unidad de digestión en el fondo tiene una pendiente a una canaleta central de donde es removida por gravedad a una pila en la estación de bombas. Toda la unidad está cubierta por un colector de gas inflable en PVC con la parte interior recubierta de caucho HYPALON de 4 mm. de espesor lo cual hace posible coleccionar todas las burbujas de gas producida en la unidad. Esta unidad fué concebida como un tanque Imhoff para remover principalmente sólidos sedimentables, y algunos sólidos suspendidos y remover alrededor del 30% de la DBO_5 para tener un efluente primario libres de materiales que puedan causar bloqueos del sistema de distribución-difusión al fondo de la unidad secundaria tipo UASB. En vez de buscar paredes verticales (cilíndricas) que podrían requerir concreto reforzado se decidió hacer paredes inclinadas (en forma de cono) la cual permite la utilización de concreto no reforzado. Sin embargo el colector de gas se incrementó en tamaño. Al comienzo la unidad se diseñó ~~basado~~ para 9.000 habitantes por 65 litros de lodos por habitantes para interremoción de lodos en exceso cada tres meses) igual ^a 585 metros cúbicos de compartimiento para lodos. Un reactor con un diámetro de 16 metros al fondo (en vez del diámetro 20 metros actual) y una capa de lodos de 3 metros de espesor en el centro y 10 metros en los bordes (cilindro) parecía ser suficiente. Como estábamos temerosos de encontrar algunas piedras durante la excavación, se cambió la geometría del reactor. No se tuvo tiempo para verificar acerca de las rocas. El diseño intuyó un sistema para inyectar biogas en dos tuberías perforadas por debajo y a lo largo de cada canal de sedimentación primaria para remover los lodos sedimentados. También se incluyó un sistema de inyectar biogas bajo difusores concéntricos (cinco circunferencias) de 30 cms. de diámetro instalada en el fondo de la unidad primaria, con la más profunda en la pila central y la más baja en la intersección de las dos superficies de los conos (20 metros de diámetro). Tal sistema, también construído es muy "fluido"

para sedimentar y espesar lodos digeridos, haciendolo que se mueva a la pila central y haciendo que el lodo digerido se mezcle con lodo crudo, y acelerando de esta manera la digestión. Con este sistema se pueden también hacer que los lodos se muevan del centro de la periferia y viceversa. En el diseño del flujo horario máximo seco puede ser $108 \text{ litros} \times \text{habitante} \times \text{dfa} \times 9.000 \text{ habitantes} \times 1.2 \times 1.5 = 20.25 \text{ l/s} = 72.9 \text{ m}^3/\text{hora}$ y la carga superficial en el sedimentador primario puede ser $24.5 \times 2 \times 1.6 = 78.4 \text{ M}^2$ y $T = .93 \text{ M}^3/\text{h. M}^2$. Sin embargo, de manera arbitrnaria el ancho del canal fué incrementado a 1.9 metros y también fué incrementada la profundidad de tal canal y el volumen del digestor. Las paredes de los canales de sedimentación que se hicieron en PVC de hecho se utilizaron placas de asbesto-cemento a una pendiente de 60° fijadas en una estructura de madera la cual tenfa soportes en una columna de concreto, este cambio fué hecho debido a los problemas vistos con la planta piloto en la Universidad Católica en Curitiba. También en las paredes de pendiente de 45° tuvieron que ser hechas en cemento-suelo. Pero por la mima razón, fué cambiada para no utilizar concreto reforzado. El volumen de la unidad primaria es la suma de una pirámide trunca de 28. metros diámetro x 20. metros de diámetro x 4 metros de altura = 1.826 M^3 + la suma de un cono de 20 metros de diámetro x 1 metros de altura = 105 M^3 , ó 1.931 M^3 . En teoría el manto de lodos es la suma de un cono de 20 metros de diámetro x 1 metro de altura más el tronco de un cono de

22.7 metros de diámetro x 20 metros de diámetro x 1.35 metros de altura localizada a 0.75 metros debajo de los canales de sedimentación primaria. Se espera que durante el período de invierno la temperatura del lodo que se está digiriendo será alrededor de 20°C y se podrán producir 610 litros de biogas/kg. de materia orgánica de lodo con un tiempo de digestión de 90 días. Tomando 54 kilogramos de sólidos por habitante por día y del 70% como una fracción orgánica, se asumió que la producción de biogas de 126.82 M³ de biogas ó 82.43 M³ ó 58.84 kg/día (metano) al comienzo (carga 5.500 habitantes) y puede ser elevada a 207.52 M³/día de biogas para 9.000 habitantes (diseño final). En promedio se podrá coleccionar 10.7 gramos de metano-por habitante/por día ó 23.06 litros de biogas/habitante/día. No se espera contaminación de nitrógeno-oxígeno del biogas ó disolución del metano/CO₂ en el efluente primario (la razón era los tanques Imhoff) como se verá más tarde, es un razonamiento equivocado. La temperatura del lodo ha bajado hasta 15°C en invierno. No se tiene datos del lodo de PIRAI DO SUL, temperatura, etc. esto es verdad. Como se tuvo que incrementar la producción de biogas. Para ser capaz de suplir la necesidad de 2.000 casas, el diseño consideró la idea en producir jugos de caña de azúcar, y finalmente materiales como tomates, cebollas cortadas en el fondo de la unidad primaria lo cual podría trabajar como una unidad tipo UASB para tal sustrato. Solamente más tarde se construyó de tal

manera que se pudo introducir al fondo de la unidad primaria el efluente UASB secundario (recirculación) ó lodo crudo ese mismo (corriendola como R.A.L.F./UASB) ya se ha ensayado todas estas posibilidades por cortos períodos de operación.

La unidad UASB secundaria también se muestra en un corte en la Figura 4. Es un cono truncado de 20 metros de diámetros en la superficie por 12 metros de diámetro en el fondo por una profundidad de 4 metros de agua para un volumen de 821 M3. Como se muestra en la memoria del proyecto, la idea fué tener un tipo de "Proceso Anaeróbico de Lodos Activados Extendidos", con una relación baja F/M con el flujo del efluente primario a través de un manto de lodos fluidizado en el fondo y expandido en la superficie del manto de lodos (aquí la forma de cono truncado). No soporte para los sólidos era necesario más que el existente en los lodos en si mismo. Fué necesario que el efluente primario tuviera un simple sistema de infusión, no muy diferente en relación al utilizado en los filtros en los sistemas de agua potable (incluyendo un tipo de fondo falso Leopold). Las ventajas de utilizar efluente primario y lodos activados anaeróbicos extendidos, es que la generación de un exceso de lodos será mínima, y no será entonces necesario preocuparse acerca de la disposición de "lodos en exceso" como era el caso de nuestra planta de carrusel de aeración extendida. La producción de lodos en exceso será tan pequeña que puede escapar sin problemas con el efluente sin deteriorar la efi-

ciencia del tratamiento. En el dimensionamiento de la unidad se asumió una temperatura mínima de los lodos de 20°C (de hecho durante el invierno la temperatura alcanzó 15°C) y una remoción del 30% de la DBO-DQO en la unidad primaria. Se asumió que el efluente primario puede tener una DQO de 1.46×54 gramos/habitante/dfa $\times 70\% \times 9.000$ habitantes = 496.7 kg/dfa en $0.108 \text{ M}^3/\text{habitante/dfa} \times 9.000$ habitantes = 972 M^3/dfa ó un efluente primario con una DQO de 511 mg/lit. Se asumió que las bacterias anaeróbicas deberán tener una actividad específica de ser un 1 kg de DQO/kg. por kg. de bacteria por día a 20°C y que se necesitarían $496.7 \div 0.1 = 4.967$ kg. de bacterias. Se asumió que en promedio se podrían tener hasta 30 kg. de bacteria/ M^3 del manto de lodo, de tal manera que se necesitarían $4.967 \div 30 = 166 \text{ M}^3$ de lodo. MÁS aún se asumió que el manto de lodo podría tener hasta una altura de 1.5 metros de espesor de tal manera que se necesitaría un cilindro de unos 12 metros de diámetro (11.85 M). Como se usó un cono truncado de 12 metros de diámetro en el fondo y manto de lodos tendría una profundidad de 2.5 M. se adivinó que se tenía una sobrecapacidad para digerir los percolados del digestor anaeróbico seco. En teoría se asumió una distribución promedia de 0.84 días = 20 horas en la unidad secundaria. El sistema de distribución consistió de una canaleta central que recibe el afluente primario y se distribuye en 6 tuberías radiales de 100 mm. de diámetro, cada tubería alimentado 2 difusores. Para no tener

corto circuito en el manto de lodos con el chorro del efluente primario menos denso se diseñó un difusor "CRAKER" (como la gente lo denominó durante la construcción) del concreto, de 1.2 metros de diámetros con una abertura de 1 cms. entre él y el piso y con una abertura de 2 cms. en el centro. De esta manera el afluente puede difundirse gradualmente en un sistema horizontal sobre el fondo con un caudal promedio de 0.025 M/sg. La superficie del cono y la superficie del fondo fueron hechas de 0.75 cms. de espesor en concreto no reforzado. La campana de gas fué similar a la utilizada en la unidad primaria, pero pequeña, y ambos con una superficie tipo esfera de un diámetro grande. El diseño asumió que la producción puede alcanzar 0.05 kg. por kg. de DQO removida y con un lodo de 0.0189 kg y con una producción que no produzca metano ó 0.0758 kg de DQO no gasificada. De tal manera que el 93% ^{de la DQO} de la DQO puede ser gasificada. Considerando algunos cortos circuitos, se asumió que el 90% de la DQO que es convertida a biogas (metano). No se consideró que alguna de la DQO no iba a ser degradada. De esta manera para los 9.000 habitantes pueden ser gasificados $90\% \times 496.7 \text{ kg DQO} = 447 \text{ kg DQO/dfa}$ valorados como 111.7 kg de metano. Al comienzo se asumió que el biogas podría ser 70% metano y que el volumen del gas podría ser 156.5 M³ de metano/dfa ó 223.5 M³ de biogas/dfa (0°C nivel del mar), sobre una superficie del fondo de 110 M² ó una tasa del flujo del gas de 2 M³/M²/dfa (0.083 M/hora) y a causa de esto se podría tener una estable pero fuerte transición de la cama de lodos al manto de

lodos. Como se estableció en el diseño : "Teóricamente no se necesitaría un compartimiento de sedimentación secundaria tan pequeña será la concentración de bacterias en el manto de lodos" . Este razonamiento es la base para no tener un sedimentador en la unidad R.A.L.F. Las condiciones finales en estado estacionario se podría tener un escape de $0.05 \times 447 = 22.5$ 35 kg de lodos/día en 972 M3/día de efluente ó solamente 23 mg de Sólidos Suspendidos/Litro . Se estableció que en condiciones de estado estacionario la cama de lodos podría llegar a tener un espesor de 3 M. Durante los días lluviosos, a flujo pico, se podría tener una carga superficial de $972 \times 1.2 (K_1) \times 1.5 (K_2) \times 1.25$ (25% de infiltración) + 110. M2 de 19.88 M3/M2/día ó 0.82 M./hora. Aún con estas condiciones los lodos no escaparán y no se tendrán cortos circuitos hidráulicos. Teóricamente se concluyó que el 100% del biogas CO_2 podrá ser disuelto y que se podría generar gas metano puro (el autor se olvidó acerca del nitrógeno y el oxígeno disuelto en el desecho crudo....), y si el reactor fuera suficientemente profundo para tener tiempo para la disolución del CO_2 en el agua. En la práctica se asumió que el biogasa ser podrá ser 85% a 90% de metano y que el efluente secundario podrá estar saturado de metano disuelto, significando una pérdida de 14.39 kg/día ó 20.15 M3 (STP)/día de CH_4 . El biogas podrá ser colectado y podría ser : 136.5 M3/día metano = 97.31 kg/día (85% de biogas) + 24.1 M3/día de CO_2 (15% de biogas)

para una contribución de 9.000 habitantes.

Para poder recuperar el metano disuelto, se diseñó un sifón desgasificador barométrico, que se mantuvo operando continuamente con la ayuda de un anillo líquido (NASH) compresor al vacío. A 20°C el vapor del agua podrá también ser removido. Con una presión local atmosférica normal de 10.132 M de columna de agua se podrá tener un sifón de 9 metros de altura para un vacío total de 1.132 mm. w.c., menos 238 mm. w.c. presión del vapor del agua, resultando en 894 mm. w.c. ó 91.1% reducción de presión en el biogas disuelto. Se asumió que se podría recuperar el 90% del límite teórico (interfase turbulenta gas/líquido), y que se podría recuperar 11.51 kg/día de metano (17.9% de biogas) + 55.84 M³/día de CO₂ (62% de biogas) + 18. M³/día de vapor de agua. El vapor del agua es removido en el círculo líquido, y la composición del biogas recuperado podrá ser 22% CH₄ + 78% CO₂. Los 11.51 kg/día de metano recuperado puedan ser equivalentes a 4.617 kg LPG/año, valorado US \$ 1.400. A precios de hoy en día (Agosto 30/84). Esto era para pagar los costos de operación e inversión. Tal unidad está construida en la planta piloto de Bracatingas la cual es capaz de desgasificar al vacío tanto el desecho crudo (para remover un N₂ + O₂) y el efluente secundario para recuperar CH₄. En un balance final se concluye que se puede recuperar 96.3 kg de CH₄ en la unidad primaria + 97.3 kg/día de CH₄ en la unidad secundaria + 11.5 kg/día de CH₄ en el desgasificador al vacío. Algo como 2.9 kg/día de CH

perderán en el efluente final. De tal manera que la producción del metano será de 208 kg/dfa equivalente a 832 kg D.Q.O./dfa a lo cual se le debe añadir el 33.9 kg de lodos removidos (como DQO)/dfa y 14.9 kg de afluente no biodegradable igual a 880.8 kg DQO/dfa en el afluente en 972 M³/dfa de caudal promedio ó una DQO promedio diaria de 906 mg/l ó 97.9 g. de DQO/habitante/dfa y un coeficiente DQO/DBO₅ de 1.81 (DBO de 500 mg/l). Será posible tener 93% de remoción de la DBO₅ en 2.83 días para condiciones de secas. El resultado final para el biogas podrá ser (para 9.000 habitantes) : 205.1 kg/dfa ó 287.3 STP M³/dfa de metano + 152.57 M³/dfa de CO₂ , en 439.9 M³/dfa de biogas esto significará 22.8 g CH₄/Habitante/dfa y 48.9 litros de biogas/habitante/dfa.

Para almacenar tal producción de biogas se decidió tener unos colectores de gas grandes. El colector de gas para la unidad primaria iba a tener 27.5 M de diámetro y 3.0 M Chord (forma esférica), con un volumen total de 905 M³ y 622 M² de superficie. El volumen útil (2.75 chord y 27 M de diámetro) equivaldría a 800 M³. El colector de gas secundario tiene 19.5 M de diámetro y 3.0 M chord con un volumen total de 462 M³ y 327 M² de superficie. El volumen útil podría ser 400 M³. De esta manera se tiene un 1.200 M³ de almacenamiento en los colectores de gas ó una producción/consumo de 2.7 días más que suficiente para tomar providencias para incrementar la producción de gas en el caso de algún problema. En el caso de

El diseño tiene como meta surtir de biogas a 20.000 estufas como un sustituto de LPG. Se asume un consumo promedio de 13 kg de LPG/casa/mes para una familia pobre y 13 kg.de LPG/casa x 22 días para el pueblo en total tal consumo es equivalente a 11.9 kg de metano. Durante la primera fase, con la construcción del alcantarillado para 5.500 habitantes se podía surtir gas a 317 casas (3.759 kg CH₄/mes) ó 16.7% de la población de PIRAI DO SUL en el año 1982. En la fase final (9.000 habitantes) será posible suministrar gas a 519 casas ó 28.8% de la población contribuyente.

3. INFORMACION BASICA ACERCA DEL DISEÑO DE LOS DIGESTORES SECOS (BATCH) DE PIRAI DO SUL

Como mencioné anteriormente PIRAI DOSUL tenía un tinte político al suplir biogas libre de costos durante un año a 2.000 casas como se concluyó anteriormente con las aguas de 100 personas se puede suplir la energía para cocinar (no para calentamiento ^{de} espacio, para baño etc) para 29 personas de tal manera que era necesario utilizar otra fuente de biogas para el balance. Basado en ideas viejas de Buswell (del año 1936, reportadas por Karl Imhoff), la solución podría estar en la utilización de desechos sólidos urbanos y rurales como material para ser digerido anaerobicamente para generar biogas. De esta manera se propuso que el pueblo de Urbana Illinois podría ser auto-

suficiente en energía, utilizando los residuos de maíz. Al comienzo se consideró los desechos sólidos domésticos. Se sabía acerca de las investigaciones hechas en Guatemala (año de 1955 a 1960) y recientemente las investigaciones del Doctor William J. Jewell, y nosotros adivinábamos que una solución a la producción de biogas a través de desechos sólidos era a través de esta roca no la que era siendo investigada en Pompano Beach, Florida, de convertir desechos sólidos en un lodo voluminoso. Nuestra idea era tener diferentes reactores Batch con tiempo de llenado de dos semanas y siendo limpiado cada 6 meses. Una primera aproximación al diseño concluyó que se necesitaban doce tanques para hidrólisis y digestión. Nuestros cálculos era que era posible coleccionar 15 toneladas de desechos sólidos municipales semanalmente y que tales desechos podrían ser puestos "fluidizados" en los digestores secos (0.5 ton. /M3 densidad) de tal manera que se necesitarían 30 M3 por semana de digestor. Tomando en consideración que los desechos Sólidos de cultivos rurales y cultivos energéticos, tal volumen se incrementó en 60 M3/semana Como el tiempo de digestión-hidrólisis era muy largo (para maximizar producción de biogas) se tenía que tener un digestor seco barato y simple. Al comienzo se consideraron los reactores de forma de cono y de forma hexagonal (utilizados en Guatemala alrededor de 1960), pero finalmente se decidió utilizar un reactor en forma de pirámide trunca, ya que este era el reactor más simple de construir y el más fácil para que los camiones entraran y salieran con el

el material ha ser digerido. Al comienzo se consideró reactores de conos trancos de 2 metros de alto y de un diámetro en profundo de 4 metros y con un diámetro de arriba de 8 metros incluyendo una longitud de 96 metros y una altura total de 64 Metros. Las paredes podrfan ser hechas de arcilla compactada con pendientes de 45° cubiertos con concreto de 7.5 centímetros de espesor no reforzado. El fondo podría ser de concreto, con un sistem de drenaje para coleccionar los percolados. Como se estableció en la memoria del diseño la hidrolisis de polysacaidos (celulosa m-celulosa, almidón, farina etc.) y protefnas (carnes, pelos, frijoles etc.) era el paso limitante en la producción de biogas a partir de desechos sólidos y tal hidrolisis era aumentanda en un ambiente ácido de tal manera que podría ser ideal en un bajo pH de 5 a 4 ó más bajo agragando ácidos fuertes como clorhídrico ó sulfúrico como se estableció : "la naturaleza en su eterna sabiduria dada por Dios, aprendió que la utilización de sus propios ácidos orgánicos (acético, butírico, fórmico, láctico, etc.) como agentes de la hidrolisis le ácida para separar polysacaridos de la lismina, es un procesos despacioso y parcial ya que los ácidos son débiles.... ". Los ácidos, como en un milagro son convertidos en metano, destruyendo el ambiente ácido sin la adición de alcalí, como en el caso la hidrolisis ácida ha utilizado por el hombre para generar etanol a partir de la madera.

Como fué establecido se podría agregar agua ó aún agua caliente ó aún vapor de agua en los desechos sólidos para acelerar la hidrólisis y la producción de ácidos. Deliberadamente percolados muy ácidos podrían ser recirculados a esos digestores ácidos en la fase inicial para acelerar la fermentación de cada tanque deliberadamente. "Es posible recircular el efluente líquido secundario ó el lodo digerido en un digestor seco, y así combatir la fermentación ó continuar para producir biogas en el digestor en sí mismo de desechos sólidos. O se puede liberar deliberadamente permitirlo "fermentar" al comienzo los desechos sólidos y colectar por drenaje los ácidos líquidos percolados y enviarlos a la unidad de biodigestión secundaria UASB y allí convertirlos en metano y CO_2 ". Como se estaba en una guerra abierta con la compañía de energía y prohibir de entrar la planta piloto que se estaba construyendo en la Universidad con el aporte financiero de tal compañía de energía se decidió que por tales razones patentar todas las ideas y los detalles de la planta de PIRAI DO SUL de tal manera que nadie pudiera decir que estábamos robando sus ideas. No hay ninguna otra razón para hacer patente fuera de gastar nuestro tiempo que una razón moral. Como una compañía de Saneamiento nuestro interés es tratar los lodos en exceso (primario, digeridos anaeróbicamente) y agregarlos a los digestores secos de desechos sólidos municipales aparecía ser una buena idea principalmente si

Las municipalidades serían responsables de tal tipo de desechos como es en el caso de Brasil. Para la compañía de saneamiento también es bueno desde el punto de vista negocios convertir azúcares y ácidos orgánicos (como los percolados de desechos sólidos) en metano en un reactor tipo UASB (RALF) de la compañía de saneamiento incrementando la producción de biogas de la misma compañía. De otra manera la mezcla de desechos sólidos digeridos y los lodos sanitarios en exceso tienen que drenar fácilmente y de alguna manera ser "secos" para poder ser fácilmente removidos por la municipalidad en carros convencionales y tractores para rellenos sanitarios.

El balance del proceso de producir biogas a partir de desechos sólidos municipales del pueblo de PIRAI DO SUL se presentan mas abajo. En el caso de comunidades más grandes y ricas, como CURITIBA, el potencial es mucho más promisorio. Se supone que se pueden tener 40 gramos de fracción orgánica biodegradable ("bas.óra") en los desechos sólidos municipales de cada habitante. Se consideraba que la colección actual de m.s.w. para 9.300 habitantes y en el futuro para 11.000 habitante. La carga inicial podría ser de 372 kg de materia orgánica, con un contenido de energía de 5.000 kcal/kg ó 1.860.000 kcal/día. En 5 meses el 80% de la fracción orgánica podría ser convertida en gas y la materia gasificada podría tener en energía del 80% x 1.860.000 = 1.488.000 kcal/día y considerando los altos valores

calóricos del metano (13.250 kcal/kg a 25°C), la producción de metano como biogas podría ser 112.3 kg/día. Se consideró que el 10% del metano podría perderse de alguna manera y se podría recuperar 101.07 kg/día de metano ó 10.87 g CH₄/habitante/día, y se podría extraer hasta 141.59 M³/metano/día de un volumen de 6x30 x 30M³/día = 5.400 M³ de digestor ó en 6 meses, 141.59 x 180 = 25.486 M³ de metano dividido por 5.400 = 4.72 M³ de metano/M³ reactor por día ó 15 veces (tiempo de cada alimentación) = 70.8 M³ de metano/M³ agregado m.s.w. ó 142 M³ metano/tonelada de m.s.w. de desecho ó 102 kg. de metano/tonelada de desecho sólido municipal. Por seguro nosotros ya podemos adivinar que esto es mucho metano.

De todas maneras el biogas que se esperaba ser 217.83M³/día (65% metano más de la producción promedio de biogas en un digestor seco el mismo y de los percolados de un reactor UASB a partir de los desechos sólidos de los 9.300 habitantes.

Para las condiciones iniciales el desecho líquido de 5.500 habitantes y el desecho sólidos de 9.300 habitantes se podrían tener 125.3 kg CH₄/día (lodos) + 101.1 kg de CH₄/día (basura) = 226.4 kg/día como metano ó 486.65 M³/día como biogas de un contenido de metano de 65%. Para condiciones futuras el desecho líquido de 9.000 habitantes y los desechos sólidos de 11.000 habitantes, se podrían tener 324.7 kg CH₄/día y 697.6 M³ de biogas/día. Tomando en consideración que la

población urbana de PIRAI DO SUL en Diciembre/81 era 9.816 habitantes, y considerando un consumo en las casas de 13 kg LPG/casa cada 25 días el consumo total en el pueblo puede ser 1.020.86 kg LPG/día = 930.17 kg CH₄/día. Con este valor podría ser posible suplir el biogas del desecho doméstico inicial (5.500 personas) y los desechos sólidos (9.000 personas) a 478 casas ó 24.34% de la población urbana. En el caso del proyecto considerado solamente gas se podría entregar a las casas más pobres (13 kg LPG consumido/casa x 30 días) y podría ser posible suplir gas a solamente un tercio de las 669 casas del pueblo.

La solución, obviamente era traer residuos agrícolas ó cosechas energéticas a la planta de biogasificación. Para esto se deberá utilizar cosechas con un contenido mínimo de

En el caso de casava y papas deberían ser agregadas al fondo de la unidad primaria del tratamiento de los lodos después de un proceso de corte muy fino. Para tal actividad se compró un conminutor utilizado en cocinas industriales, principalmente en plataformas de petróleo marino. Ya se había ensayado tal tipo de equipo con cebollas, melones de agua etc. también se compró un cortador agrícola capaz de cortar pedazos de caña de azúcar en piezas muy pequeñas y capaz de machacar los cortes de cebollas, papas, melones de agua, etc. En el caso de la utilización de caña de azúcar (como ya se había hecho con caña de azúcar en Abril

de 1984) se tiene una productora de caña la cual extrae el jugo de caña de azúcar (la cual es enviada al fondo de la unidad primaria) y saca aparte el bagazo.

Tal caso de "desechos sólidos" es enviado a los digestores anaeróbicos secos ó pueden ser machacados y agregados al desecho crudo.

pueden ser enviado directamente a los digestores anaeróbicos secos. Pero tambien se agregó los cortes de pasto a la planta de tratamiento de aguas negras al afluyente sin ningun problemas. Tal material agregado a la unidad primaria aparentemente desapareció a través de digestión anaeróbica. Cuando el colector de gas de la unidad primaria fué removido para reparaciones se agregó cortes de melones de agua al fondo de la unidad primaria y minutos más tarde parecia como si el centro de la unidad primaria estuviera "hirviendo" tal era la producción de burbujas de biogas.

En el diseño se consideró el uso de caña de azúcar como una cosecha agrícola a ser agregada a la planta. De esta manera los jugos de azúcar inmediatamente podrían ser convertidos en metano en el tratamiento de los residuos líquidos mientras que el bagazo podría ser digerido despaciosamente en un digestor separado seco, para generar biogas en el digestor seco y en los digestores de lodo. Se consideró un coeficiente de producción agrícola de 70 toneladas de caña de azúcar por hectárea por año y se tenfa por cada tonelada de caña de azúcar 140 kg de azucares y 100 kg. de fibras polisacarias.

También las hojas en la parte verde de la caña de azúcar podría ser cosechada (no tomada) y este material podría ser traído a la planta de biogasificación (algún 20 tn./ hectárea x año) teniendo en total 200 kg de materia orgánica biodegradable/tonelada de parte verde. Se asumió que el 85% de la azúcar podría ser extraída, algunos 630 litros teniendo en él $85\% \times 140 = 119$ kg de azúcar ó 135 kg de DQO (debido a que otros materiales fuera del azúcar como almidones están presentes) en los 630 litros ó con una DQO de 212.000 mg/litro en el jugo de la caña de azúcar. Tal jugo debía ser inyectado en el fondo de la unidad primaria siendo 90% biogasificado generando 31.81 kg de metano por cada tonelada métrica de caña de azúcar. El bagazo de la caña de azúcar y las hojas la parte verde ("palmera") deberían ser cortadas y digeridas en seco. El azúcar no extraído debería ir a un digestor seco, significando 18.9 kg de azúcar ó 5.61 kg de metano/ton de azúcar. Se asumió que las hojas y la parte verde superior podría ser hidrolizada en un 80% y digerida produciendo 24.75 kg CH_4 (del bagazo) y 14.2 kg CH_4 de la parte verde. Esto significa una producción total de 44.51 kg de CH_4 /tonelada de caña de azúcar (no considerando los jugos de la caña de azúcar : 31.81 kg CH_4 /ton de caña). El resultado final deberá ser 76.32 kg de metano/ton de caña de azúcar que podrán equivaler a 178 litros de etanol/ton. de azúcar de caña (sin contener energía) ó $x 70 = 12.460$ li-

tros de etanol/hectárea x año, el cual podrá equivaler al doble de la energía producido a partir de la misma cosecha en la misma área cuando se convierte en etanol (el programa de PROALCOOL pro-etanol en Brasil). Es obvio que esta conclusión es una herejía en un país orientado hacia la producción de etanol, y donde las compañías de gas de Sao Paulo y Rio de Janeiro, y la compañía de petróleo y otros grupos de investigación están tratando, en plantas pilotos y de laboratorio, en gasificar por destilación fraccionada/reforma del etanol para transformarlo en un combustible gaseoso para ser distribuido a las ciudades e industrias....

Consideramos que gasificar directamente toda la producción de caña de azúcar (vegetal: hojas + tallos + parte superior verde) el biogas de una planta de biogasificación.

En nuestro balance, de la fase inicial, nosotros tenemos un déficit de $930.17 - 226.4 = 703.77$ kg de metano para completar el consumo de biogas en 2.000 casas. Para tal producción adicional deberá ser necesario producir diariamente $703.77 + 76.32 = 9.22$ toneladas de tallos de caña ó $9.22 \times 365 = 3.365$ toneladas/año ó la energía representada en $3.365 + 70 = 48$ hectáreas ó un área de 700×700 metros la cual es mucho más pequeña que el pueblo en sí mismo. El volumen del digestor seco para digerir los desechos sólidos a partir de la energía de la cosecha podrá ser $(9.22 \times 0.243 \times 7 + 7 \times 2.63 \times .243) + .67$ ton/M³ = 30 M³/semana ó 60 M³ por módulo para un llenado por tandas cada dos semanas. De esta

manera, en vez de los doce tanques para digerir solamente los desechos sólidos municipales serán necesarios diez tanques para digerir el bagazo, de tal manera que se necesitarán 22 digestores secos del tipo y dimensión demostrados en la Figura 5. Este es más ó menos el tipo de unidad agrícola utilizado para almacenar silage fermentado.

Cuando se diseñó la planta en PIRAI DO SUL no se sabía todavía acerca de la investigación que se llevaba a cabo en Nueva Zelandia acerca de energía vegetal para alimentar digestores anaeróbicos para producir biogas (Un programa de producción de metano para fuel automotriz) en el centro de investigación agrícola Invermay dirigido por el doctor David Stewart del Ministerio de Agricultura, el cual muestra en la práctica que nuestros sueños eran posibles.

Como se puede ver en la Figura 5 el digestor seco es muy simple. Tiene una abertura para entrar y salir tractores y mulas. Tal abertura puede ser cerrada con la ayuda de dos paredes de madera, llenado con un sello de arcilla entre ellas, y teniendo en la parte superior (inmerso en el sello de arcilla húmeda) un canal removible en acero de modo que es posible fijar los bordes del colector del gas bajo un sello de agua, alrededor del digestor. Existe una manguera para rociar lodos digeridos primarios ó efluente secundario del gas ó percolados sobre los sólidos. Entonces la válvula del tanque se cierra, de tal manera que el líquido no puede fluir hacia afuera del digestor seco ni se puede mojar toda

la basura con agua ó con lodo ó con percolado. Cuando el líquido está fermentado se abren las válvulas y el percolado es removido de los desechos sólidos y llevado a un sistema de drenaje en el fondo de la unidad. Cada día se mojan dos digestores con agua, hasta una profundidad de 1.6 metros humedeciendo completamente los sólidos y permitiéndoseles drenar.

Seguramente las unidades primarias y secundarias de PIRAI DO SUL están sobrediseñadas en capacidad para tratar solamente los desechos domésticos de 9.000 personas pero este es el tamaño mínimo posible para tratar los materiales fáciles de digerir introducidos como percolados los jugos de caña de azúcar y finalmente papas, cebollas, casabas, etc. De tal manera que la planta es capaz de producir 930.17 kg de metano/día con una biogasificación de 3.721 kg de DQO/día. La mayor parte del biogas se producirá en las unidades primarias y secundarias del tratamiento de aguas residuales con una carga de $3.721 + (1.931 + 821 \text{ M}^3) = 1.35 \text{ kg DQO/M}^3/\text{día}$ en las unidades primarias y secundarias.

4o . INFORMACION BASICA ACERCA DE LA CONSTRUCCION y DEL ARRANQUE DE LA PLANTA DE AGUAS NEGRAS

En Julio de 1981 se decidió quien construiría y operaría la planta de biogasificación y el sistema de distribución. Se decidió que el diseño, construcción y operación por un año

de la planta sería la responsabilidad de SANEPAR, pero el municipio removiendo los desechos sólidos y comprando la tierra y la compañía de energía siendo entrenada acerca del progreso de la investigación. Las primeras ofertas para el colector de gas y el equipo se recibieron en Noviembre de 1981 y la construcción al comienzo de 1982. Como el precio del compresor para gas natural de una presión de 4 BAR era muy alto se decidió, durante la construcción, cambiar el diseño del sistema de distribución, y bajar la presión de distribución de gas a 15-20 psig pero con el sistema siendo capaz de soportar una presión de hasta 4 BAR (tubería de hdpe clase pn-10). Para esto se utilizó la experiencia de ingenieros responsables de la distribución de gas en Sao Paulo.

Debido a los problemas de inflación de la moneda y como los costos iniciales no habían sido corregidos para la inflación la solución fue cortar la extensión del sistema de distribución de 2.000 casas a 370, y disminuir el número de digestores ^{secos} de 22 a 2 unidades eliminando el edificio con los equipos para sortear por mano la basura, eliminar el desgasificador al vacío del efluente etc. Para hacer las cosas peor, se tuvo que introducir un sistema de propano-aire (tanque para el propano líquido + compresor para aire + un número de válvulas + aparatos de seguridad (arrestores de llamas) + etc., debido a que los ingenieros expertos en distribución de gas por tubería indicaron que

era imposible utilizar biogas en una estufa diseñada para quemar LPG, ó viceversa, como se imaginó en este diseño debido a que el metano y LPG son gases de familias diferentes y son intercambiables. Esto fué un fuerte golpe casi de muerte en nuestra investigación.

También se trató obtener dinero de otras fuentes, una guía vino del comité nacional de petróleo de Brasil el cual ha invertido en algunas investigaciones en la gasificación de etanol- carbón para generar gas combustible para salvar LPG y otros derivados costosos del petróleo. Esta guía fué muy importante ya que de otra forma el proyecto tendría que haber sido reducido mucho más. La construcción continuó en la planta de biogasificación para que pudiera ser inaugurada antes del 15 de Marzo/83.

El autor nunca se convenció acerca de los argumentos de que el metano y LPG eran gases de diferentes familias.

Se compró y estudiaron varios libros sobre la materia incluyendo un detallado libro francés y llegamos a la idea de que la industria del gas no estaba interesada en convertir a la gente libre de cambiar de gas natural a otro gas porque esto iba en contra del monopolio de la industria. La única manera de estar seguros acerca de esto era experimentando. En septiembre de 1982 SANEPAR compró una estufa que trabaja con LPG a partir de los ensayos se descubrió y se patentó un sistema muy simple de utilizar biogas en una estufa adaptada a LPG sin la necesidad de transformaciones de los quemadores de

tal manera que ella puede quemar LPG en caso de que termine el biogas. Este descubrimiento llega muy tarde pues el sistema de propano habfa sido comprado e instalado. Politicamente este era una solución muy importante desde el punto de vista de los consumidores de gas en Agosto de 1984 tal proceso ha avanzado tanto que la simplicidad de la patente no es de mucha importancia.

En diciembre de 1982 se llevó una estufa de este tipo a una de las casas en frente de la planta de biogásificación y durante 4 meses tal casa fué suministrada con metano absorbido en botellas LPG de 45 kg. las cuales eran rellenadas con metano puro en la planta de tratamiento de aguas residuales de Londrinas.

En la mitad de Febrero de 1983 la planta de biogásificación fué inaugurada con el colector de gas inflado con aire comprimido y los tanques llenados con agua limpia del rio Pirai. Un hecho importante fué la operación del compresor de biogas y del compresor de aire y la demostración al público y a la prensa de la estufa capaz de quemar metano y LPG. Esto era el prototipo de la solución que se iba a implementar. Durante la inauguración se tenía solamente una casa conectada. El sistema de distribución de gas estaba completo pero ensayado. No había dinero para construir las conexiones de la casa. El gobierno cambió. La construcción se paró. No había dinero para investigación. El directorio de investigación y desarrollo fué desmantelado tanto

en SANEPAR como en la Compañía de Energía.

En Febrero de 1983 se notó que en el colector de gas llenado con aire comprimido no permanecían inflados. Como los tanques estaban llenos con agua limpia del río el Autor decidió investigar nadando debajo del colector de gas inflable para ver cual era el problema. Se descubrió que había pequeños huecos en las soldaduras electrónicas en el material de PVC el mismo problema existía en la planta de Londrinas.

Al final de Febrero de 1983 se decidió que se debería arrancar la planta de tratamiento de aguas en PIRAI DO SUL aún si el biogas iba a escapar. Esto fue hecho en los primeros días de Marzo/83 cuando el flujo de aguas negras entró a través de las unidades primarias y secundarias. No había nadie que operará y cuidara la planta de biogásificación limpiara las rejillas, y removiera la arena ó evitara que la gente robara los materiales de construcción ó dañará los equipos ó tomara riesgos de quemarse ó matarse. Se tuvo suerte. A finales de Marzo de 1983 el autor retornó a la planta y el sistema anaeróbico estaba trabajando. Ambos reactores particularmente el primario estaba muy fermentado y oía mal. Permanecer algunas horas alrededor de la planta podría producir dolores de cabeza. La atmósfera era bastante corrosiva para los metales y los equipos, pero no había dinero para pintar las tuberías metálicas y no habían conexiones galvanizadas los tanques de propano ó las trampas etc. los compresores etc. Por tal época la instalación eléctrica estaba lista y se

ensayó. Ambos compresores operaban automáticamente. También las bombas No. 1 y 2 y el cominutor y el martillo cortador y la prensa para caña de azúcar también lo estaban. En la próxima visita de Abril 29/83 el mal olor había desaparecido completamente y el biogas había sido colectado. Por primera vez el compresor de agua tipo Nash fue utilizado para introducir biogas en la única casa que tenía conexión. Esta era la primera vez que el gas se distribuía en PIRAI DO SUL a una corta distancia de 50 metros. En tal día se colocó la primera muestra tipo grab. Para el afluente se obtuvo :

DBO₅ = 292 mg/l, DQO = 335 mg/l; PO₄-Total = 12 mg/L ; NH₄-N = 89 mg/l; N-orgánico= 12 mg/l; pH = 6.3, alcalinidad total = 72 mg/l; ST = 407 mg/l; TFS = 171 mg/l; sólidos totales volátiles = 296 mg/l; SST = 164 mg/l; SSF=58 mg/l; SSV = 106 mg/l; sólidos sedimentables = 1.3 ml/l, Turbidez = 93 FTU. Para el afluente se encontró : Acidez total = 25 mg/l; ácidos volátiles = 25 mg/l; alcalinidad total = 84 mg/l; pH = 6.6; DBO₅ = 302 mg/l; PO₄-Total=4.7 mg/l; NH₄-N = 10 mg/l; N orgánico = 6.7 mg/l; TS = 264 mg/l TVS = 147 mg/l; TFS = 118 mg/l; SS = 50 mg/l; SSV = 41 mg/l FSS= 9 mg/l; Sólidos sedimentables = .1 mg/l; Turbidez = 45 FTU. Para la misma muestra otro laboratorio encontró : DQO = 168 mg/l; DBO₅ = 87 mg/l; PO₄ = .6 mg/l; CL=26 mg/l; alcalinidad = 98.7 mg/l; TS = 229 mg/l; TFS = 72 mg/l; SS = 76 mg/l; VSS = 54 mg/l. Para el efluente secundario los resultados de un laboratorio fueron : Acidos Totales =

44 mg/l; Acidos volátiles = 30 mg/l; Alcalinidad Total = 92 mg/l; DBO_5 = 198 mg/l; DQO = 141 mg/l; PO_4 Total = 5.5 mg/l NH_4-N = 7 mg/l; N orgánico = 2.6 mg/l; pH = 6.6; TS = 265 mg/l TFS = 117 mg/l; SS = 54 mg/l; SSV = 39 mg/l; Solidos suspendidos = 0.5 ml/l ; y turbiedad = 39 FTU. Los resultados del laboratorio de SANEPAR para la misma muestra fueron : DQO = 225 mg/l DBO_5 = 91 mg/l; PO_4 = 0.7 mg/l; CL^- = 27.2 mg/l; Alcalinidad = 85.5 mg/l; TS = 167 mg/l; TVS = 149 mg/l; SS = 80 mg/l ; SSV = 66 mg/l; Estos resultados presentaron varias discusiones por valido.

El 2 de Mayo de 1983 se volvió a PIRAI DO SUL y se hizo el primer muestreo del gas. El biogas almacenado ~~xxxx~~ en la unidad primaria era: CH_4 = 65.7%; CO_2 = 6.3%; N_2 = 22.2%, O_2 = 5.8%. Era la primera vez que se notaba el alto contenido hidrógeno en tal biogas y se adivinó cómo podría haber tanto nitrógeno. Utilizando la estación de bombeo No. 1 por primera vez se colectó el 5 de Mayo una muestra del lodo del fondo de la unidad primaria. Acuerdo al Laboratorio LHSAMA se obtuvieron los siguientes resultados: Acidez volátiles = 130 mg/l ; alcalinidad total = 368 mg/l; DQO = 4.528 mg/l; NH_4^+ = 82 mg N/l; N orgánico = 105 mg N/l; pH = 6.4; Solidos Totales = 3.847 mg/l; TVS = 2.414 mg/l; SS = 3.645 mg/l; SSV = 2.865 mg/l; solidos suspendidos menos de 40 ml/l; Turbiedad = 150 FTU. Para la misma muestra del mismo día el laboratorio de SANEPAR obtuvo :

I) Lodos del fondo de la unidad primaria : DQO=6.070 mg/l;
 DBO₅ = 3.075 mg/l; NH₄-N = 88.2 mg/l; N orgánica = 95.9 mg/l
 PO₄ = 14 mg/l; CL⁻ = 29 mg/l; Alcalinidad = 293.7 mg/l;
 Sólidos sedimentables = 120 mg/l a 30 minutos y 100 ml/l a
 60 minutos; Sólidos totales = 7.148 mg/l; TVS = 5.038 mg/l
 SS = 4.740 mg/l; SSV = 2.880 mg/l. II) Para el desecho crudo
 (3:30 pm) DQO = 421 mg/l; DBO₅ = 242 mg/l; NH₄-N = 7.27 mg/l;
 N orgánica = 10.17 mg/l; PO₄ = 008 mg/l; CL⁻ = 29.8 mg/l;
 Alcalinidad = 84.4 mg/l; Solidos sedimentables = 4.0 ml/l
 (30 minutos) y 2.0 ml/l (60 minutos); TS= 509 mg/l; TVS=309
 mg/l; SS= 188 mg/l; SSV = 120 mg/l; III) Efluente Primario:
 DQO = 280 mg/l; DBO₅ = 146 mg/l; NH₄ = 11.4 mg/l; N orgánica =
 5.3 mg/l; PO₄ = 9 mg/l; CL⁻ = 30.5 mg/l; alcalinidad = 120
 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.ml/l (a los 30 y 60 minutos);
 TS = 319 mg/l; TVS = 253 mg/l; SS = 88 mg/l; SSV=70 mg/l;
 IV) Efluente Secundario : DQO = 200 mg/l; DBO₅ = 196mg/l;
 NH₄-N = 11.8 mg/l; N orgánica = 6.2 mg/l; PO₄ = .7 mg/l;
 CL⁻ = 25.6 mg/l; Alcalinidad = 114.7mg/l; Sólidos Sedimenta-
 bles = .0 ml/l (a 30 y 60 minutos); TS = 208 mg/l; TVS= 140
 mg/l; SS = 102 mg/l; SSV = 78 mg/l.

La próxima visita fué en Mayo 13/83. Los análisis fueron
 hechos en los laboratorio de SANEPAR : I) Agua Cruda (mues-
 tra tomada a las 10:30 am): DQO = 629 mg/l; DBO₅ = 323 mg/l;
 NH₄-N = 18.3 mg/l; N orgánica = 12.4 mg/l; PO₄ = 1 mg/l;
 CL⁻ = 32 mg/l; Solidos sedimentables = 4.5 ml/l (30 minutos)
 y 4.0 ml/l (60 minutos); TS= 740 mg/l; TVS = 467 mg/l; SS=360

mg/l; SSV = 205 mg/l (nuestro nivel de pH estaba dañado)

II) Efluente Primario (muestra tomada a las 11:00 am) :

DQO = 317 mg/l; DBO_5 = 115 mg/l; NH_4-N = 3.3 mg/l; N orgánica-N = 6.9 mg/l; PO_4 = .8 mg/l; CL^- = 25 mg/l; Solidos Sedimentables = .0 ml/l (a los 30 y 60 minutos); ST = 418 mg/l; STV = 232 mg/l; SS = 196 mg/l; SSV = 124 mg/l; III)

Efluente Secundario : (Muestra tomada a las 10:45 am) :

DQO = 243 mg/l; DBO_5 = 127 mg/l; NH_4-N = 12.3 mg/l; N orgánica = 4.1 mg/l; PO_4 = .8 mg/l; CL^- = 24 mg/l; Solidos Sedimentables = .0 ml/l (a los 30 y 60 minutos); ST = 300 mg/l; STV = 170 mg/l; SS = 198 mg/l; SSV = 100 mg/l.

Nuestra próxima visita fué el 3 de Junio de 1983. Estaba lloviendo duramente. A las 2:00 pm el Autor tomó una muestra de biogas de la unidad secundaria. El resultado del laboratorio de LHisama s^on : CH_4 = 55.67%; N_2 = 35.89%; O_2 = 6.41%; CO_2 = 1.92%; otros = 0.11%. Es increíble ver el bajo contenido de CO_2 (casi cero) y los porcentajes bastante altos de Nitrógeno y Oxígeno. Lo más seguro es que tales gases son los que entran disueltos en el desechos crudo a la planta de tratamiento. Si se pudieran remover por desgasificación al vacío sería posible generar entonces un biogas casi 100% metano (96.7% CH_4 con 3.3% CO_2).

Nuestra próxima visita fué el 7 de Junio de 1983. Buenas condiciones del tiempo. Los resultados son del laboratorio de SANEPAR. I) Agua Cruda (Muestra tomada a las 3:00 pm): DQO=235 mg/l; DBO_5 = 83 mg/l; NH_4-N = 2.3 mg/l; N Orgánica=

3.9 mg/l; $PO_4 = .4$ mg/l; $CL^- = 13$ mg/l; Sólidos Sedimentables = 1 ml/l (a los 30 y 60 minutos); ST = 292 mg/l; STV = 12 mg/l; SS = 107 mg/l; SSV = 55 mg/l; II) Efluente Primario (muestra tomada a las 3:00 pm) : DQO = 168 mg/l; $DBO_5 = 96$ mg/l; N Orgánica = 2.2 mg/l; $NH_4-N = 3.6$ mg/l; $PO_4 = .4$ mg/l; $CL^- = 12$ mg/l; ST = 236 mg/l; STV = 119 mg/l; SS = 152 mg/l; SSV = 110 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.0 ml/l; III) Efluente Secundario (muestra tomada a las 3:00 pm) : DQO = 163 mg/l; $DBO_5 = 43$ mg/l; N Orgánica = 2.2 mg/l; $NH_4-N = 3.6$ mg/l; $PO_4 = .3$ mg/l; $CL^- = 11.0$ mg/l; ST = 145 mg/l; STV = 96 mg/l; SS=81 mg/l; SSV = 59 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.0 ml/l.

La próxima visita fué el 9 de Junio de 1983. Buenas condiciones del tiempo. A las 3:00 pm se tomó la muestra del lodo del fondo de la unidad primaria (con la ayuda de la estación de bombeo No.1) y el laboratorio de SANEPAR en control : CO= 83.477 mg/L; $DBO_5 = 47.700$ mg/l; $NH_4-N = 136.7$ mg/l; N-orgánico = 945 mg/l; N-Total = 1.122.9mg/l; $PO_4 = 5.0$ mg/l; $CL^- = 49$ mg/l; Sólidos sedimentables = No sedimentaron; Sólidos Totales= 108.492 mg/l; STV = 49.926 mg/l; SS = 97.000 mg/l; SSV = 42.500 mg/l. Bueno, esto da un signo de "madurez" del lodo digerido primario para el tanque séptico de 2 pisos que habia comenzado hacia 3 meses (al comienzo del mes de Marzo de 1983).

Los últimos días del mes de Junio de 1983 volví a la planta de biogasificación en un día catastrófico. Había estado lloviendo por algunos días, y me tocó ver el pico de la corriente pasar a través de la planta de biogasificación. Probablemente el

tiempo de recurrencia de la borrasca era por encima de 100 años. El agua estaba entrando en el edificio de control donde se tenían los compresores y el nivel del agua dentro de las unidades primarias y secundarias era de 2.0 M (+) por encima del nivel del mar, y el biogas estaba bajo una alta presión haciendo fuertes esfuerzos en contra de la estructura inflada del colector de gas. Esto causó grandes daños al anclaje del colector de gas en los bordes doblando las barras de acero y las barras de acero utilizadas para anclarlo e incrementando los huecos del colector de gas y por lo tanto incrementando las pérdidas. El colector de gas primario se abrió en una gran extensión. Si se hubiera tenido un operador durante la fase inicial de la borrasca hubiera sido suficiente un pequeño hueco en la superficie del colector de gas para permitir el exceso de gas escapara y entonces más tarde repararlo. De todas maneras tan pronto como la borrasca pasó el desecho ^{crudo} comenzó a fluir nuevamente a través de las unidades primarias y secundarias como si nada hubiera pasado. Durante la borrasca no se tuvo detención o pérdidas de los lodos de las unidades. El proceso biológico tampoco fue afectado. A causa de la escorrentía se decidió hacer algunos cambios en la planta de biogasificación y reconstruirla en un futuro. La planta permaneció dañada sin operación durante el mes de Julio de 1983.

Solamente el 18 de Agosto se volvió al sitio. Se colectó una muestra del biogas del colector primario. Los resultados

dados por LHisAMA s6n : $\text{CH}_4 = 64.9\%$; $\text{CO}_2 = 1.4\%$ (muy poco!);
 $\text{N}_2 = 25.9\%$ y $\text{O}_2 = 7.8\%$. Es interesante notar el bajo contenido CO_2 . Si se hubiera removido el nitr6geno y el ox6geno del desecho crudo (por desgasificaci6n), el biogas podr6a tener una proporci6n del $97.9\% \text{CH}_4$ a 2.1% de CO_2 . Para todos los efectos pr6cticos 6l podr6a ser metano puro 6 "gas natural" de muy buena calidad. Nosotros deber6amos haber notado que el biogas primario es muy similar al biogas secundario en composici6n. En Agosto 18 se tomaron otras muestras que fueron analizadas en el laboratorio de SANEPAR : I) Desecho crudo: $\text{DQO} = 1.027 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 582 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 15.6 \text{ mg/l}$; N-org6nica = 7.1 mg/l ; $\text{NO}_3 = .2 \text{ mg/l}$; $\text{NO}_2 = .5 \text{ mg/l}$; $\text{PO}_4 = 1.0 \text{ mg/l}$; S6lidos sedimentables = 3.0 ml/l ; S6lidos Totales = $859. \text{ mg/l}$; $\text{STV} = 619 \text{ mg/l}$; $\text{SS} = 434 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 364 \text{ mg/l}$; $\text{CL}^- = 40 \text{ mg/l}$; II) Efluente Primario : $\text{DQO} = 432 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 170 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 14 \text{ mg/l}$; N-org6nica = 12.9 mg/l ; $\text{NO}_3 = .3 \text{ mg/l}$; $\text{NO}_2 = .2 \text{ mg/l}$; $\text{PO}_4 = .8 \text{ mg/l}$; S6lidos Sedimentables = $.0 \text{ ml/l}$; $\text{ST} = 382 \text{ mg/l}$; $\text{STV} = 221 \text{ mg/l}$, $\text{SS} = 122 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 96 \text{ mg/l}$; $\text{CL}^- = 32 \text{ mg/l}$; III) Efluente Secundario : $\text{DQO} = 257 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 109 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4 = 12.1 \text{ mg/l}$; N-org6nica = 1.3 mg/l ; $\text{NO}_3 = .6 \text{ mg/l}$; $\text{NO}_2 = .1 \text{ mg/l}$; $\text{PO}_4 = .7 \text{ mg/l}$; S6lidos sedimentables = $.0 \text{ ml/l}$; S6lidos Totales = 320 mg/l ; $\text{STV} = 214 \text{ mg/l}$; $\text{SS} = 110 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 90 \text{ mg/l}$; $\text{CL}^- = 30 \text{ mg/l}$.

En la visita del 18 de Agosto del 83 se trat6 de introducir alg6n lodo adicional en la unidad secundaria para aumentar la generaci6n de un manto de lodos. Para esto se utiliz6 la

bomba de la estación No.1 para enviar lodo primario digerido a el canal que alimenta la unidad secundaria. Aún con la adición de pequeñas cantidades de lodo en tal canal se tuvieron problemas y el nivel del agua en la unidad primaria comenzó a aumentar y muy pronto el agua había aumentado sobre 1 metro y estaba fluyendo directamente de la unidad primaria a los bordes de la unidad secundaria pasando sobre el pavimento que separaba ambas unidades. Lo más seguro era que los difusores se habían tapado en el fondo de la unidad secundaria. En Septiembre se revolvió con una bomba sumergible de mayor potencia que se había prestado de la planta de tratamiento de aguas de Carrusel de Curitiba. La idea era desocupar la unidad secundaria para limpiarla. Pero se cometió un error muy grande. No se removió primero el colector de gas secundario y haberlo limpiado antes. El nivel del agua probablemente había bajado 2 metros cuando la presión diferencial a lo largo del sistema de infusión llegó a ser sobre 3 metros y sin esperarse comenzó a autolimpiarse. Y cuando comenzó a llover sobre el colector de gas sostenido sobre los canales de sedimentación secundaria. El agua aumentó y la estructura comenzó a hacer ruidos de colapso y de formación. Con el corazón roto nosotros tuvimos que romper el colector de gas con una navaja al final de una tubería de acero de un pequeño diámetro y de 6 metros de longitud. Esto era lluvia que estaba siendo descargada y la estructura se libró del peligro de caerse. Cuando la unidad está con el nivel

normal de agua se liberaron los bordes del colector de gas con huecos y se removió de la unidad secundaria permitiéndole esto entrar en el campo cercano. Nosotros estábamos muy tristes acerca de ello. El próximo error no fue limpiar otra vez la unidad secundaria y estar seguros que todos los difusores no estaban tapados. Desde entonces se decidió que nunca más se volvería a utilizar un canal central entre "por debajo" de unidad para RALF.(UASB) en su centro. Ahora para los nuevos proyectos en construcción nosotros utilizamos la misma canaleta central, pero por encima del nivel del agua y por fuera del colector de gas, de tal manera que se pueda inspeccionar si el agua está subiendo a cada difusor del afluente. Probablemente es mejor tener un colector de gas rígido (concreto, acero, fiberglas etc.) cubriendo el digester anaeróbico RAFL/UASB, y entonces construir un colector de gas inflable en un sitio separado como ya se tenía en la planta mecánica automotiva de Londrina (ver figura 1). Es más fácil y seguro repararla porque no necesita remover el colector de gas y se puede caminar sobre concreto sólido o ladrillo con un sello de agua sobre él. Para reparar una pérdida de gas (como se tenía que hacer de tiempo en tiempo) el operador tenía que equilibrarse sobre un flotador (en el caso del colector de gas) o tenía que correr como un hombre araña sobre el colector de gas inflado (como el autor y otros operadores lo han tenido que hacer), con muy grandes riesgos.

En Octubre de 1983 se trajeron algunas muestras grab de la planta en operación. Los resultados son : I) Desecho Crudo (3:30 pm) Laboratorio de SANEPAR : DQO = 3.210 mg/l; DBO_5 = 1.770 mg/l; NO_3 = .4 mg/l; PO_4 = .9 mg/l; CL^- = 38 mg/l; Laboratorio LHSAMA : DQO = 1.960 mg/l; pH = 5.8; Turbiedad = 48 FTU; II) Efluente Primario :(3:00 pm) : DQO = 166 mg/l; DBO_5 = 55 mg/l; NO_3 = .0 mg/l; PO_4 = .7mg/l; CL^- = 27 mg/l.(esto de acuerdo al laboratorio de SANEPAR); por el laboratorio de LHSAMA : DQO = 152 mg/l; pH=5.8; Acidos volátiles = 35mg/l; Alcalinidad total = 32 mg/l; Turbiedad = 34 FTU; III) Efluente Secundario (2:30 pm) Laboratorio de SANEPAR: DQO = 85 mg/l; DBO_5 = 40 mg/l; NO_3 = .0 mg/l; PO_4 = .6 mg/l; CL^- = 25 mg/l; Laboratorio de LHSAMA : DQO = 78 mg/l; pH = 6.1; Alcalinidad Total = 36 mg/l; Acidos volátiles = 42 mg/l; Turbiedad = 22 FTU; DBO_5 = 40 mg/l; IV) Lods del fondo de la unidad secundaria : (2:00 pm), Laboratorio de SANEPAR : DQO = 27.200 mg/l; DBO_5 = 13.700 mg/l; NH_4 = 14.9 mg/l; CL^- = 55 mg/l; PO_4 = 100 mg/l; pH = 6.0

Se hicieron algunos ensayos de sedimentación en un cilindro de 1.000 mililitros de capacidad para una columna de agua de 33 cms. Utilizando los lodos del fondo se obtuvieron : a) 0 segundos = 930 ml de lodo a la interfase lodo sobrenadante; b) 5 minutos = 815 ml; c) 10 minutos = 730 ml; d) 15 minutos = 660 ml; e) 20 minutos = 610 ml; f) 25 minutos = 580 ml; g) 30 minutos = 550 ml del lodo sedimentado a partir de la muestra de 930 ml. La velocidad de sedimentación en 30 minu-

tos, de la interfase lodo-sobrenadante fué $(930-550) \times 33 \text{ cm} / 1.000 \times 0.5 \text{ horas} = 25.08 \text{ cm/hora}$ ó 6.02 m/dfa . Para la muestra de lodos tomada 20 cms. a partir del fondo de la unidad secundaria se obtuvo (muestra 930 ml) : a) 5 minutos = 265 ml/l; b) 10 minutos = 230 ml ; c) 15 minutos = 205 ml ; d) 20 minutos = 195 ml; e) 25 minutos = 185 ml; f) 30 minutos = 180 ml. Durante los primeros 5 minutos la velocidad de sedimentación fué : $(930 - 265) \times 33 \text{ cm} / (1.000 \text{ ml} \times 5/60 \text{ horas}) = 2.63 \text{ m/hora}$ ó 63 m/dfa (M3/M2.dfa). Seguro este lodo fué el resultado principal del lodo primario transferido a la unidad secundaria. Probablemente muy poco lodo había sido generado por si mismo en la unidad secundaria antes de que se agregaran lodos primarios.

La próxima visita fué el 21 de Octubre de 1983: A las 2:30 pm se muestreo el gas de la unidad primaria (la unidad secundaria estaba sin colector de gas) y el laboratorio de LHSAMA encontró : $\text{CH}_4 = 78\%$; $\text{CO}_2 = 6\%$; $\text{N}_2 = 14\%$; $\text{O}_2 = 2\%$. Nótese el bajo contenido de CO_2 (esto nunca había sucedido en un verdadero tanque Imhoff) y el alto contenido de $\text{N}_2 + \text{O}_2$ en el biogas. A las 3:00 pm se tomó una muestra de lodos del fondo de la unidad secundaria. El ensayo de sedimentación en un cilindro de 1.000 ml/33 cms. fué : a) 0 segundos = 1.000 ml; b) 30 segundos = 940 ml; c) 1 minuto = 880 ml; d) 2 minutos = 755 ml; e) 3 minutos = 660 ml; f) 4 minutos = 585 ml; g) 5 minutos = 530 ml; h) 10 minutos = 425 ml; i) 15 minutos = 380 ml; j) 20 minutos = 360 ml; k) 25 minutos = 340 ml;

1) 30 minutos = 325 ml; Durante los primeros 30 segundos la velocidad de sedimentación de los lodos en la interfase lodo-sobrenadante fué 2.38 m/hora ó 57 M3/M2.dfa. ESTO ES UNA ALTA TASA DE SEDIMENTACION PARA UN LODO. El resultado de los análisis de tales lodos por el Laboratorio de SANEPAR es: dco = 35.700 mg/l; DBO_5 = 15.500 mg/l; NH_4-N = 63.6mg/l; N-orgánica = 860.6 mg/l; ST = 45.442 mg/l; STV = 17.696 mg/l; SS = 25.060 mg/l; SSV = 14.800 mg/l; Sólidos Sedimentables = 910 ml/l (30 minutos) y 810 ml/l (60 minutos); SVI = 18.7 g/l (30 minutos) y 16.6 g/l (60 minutos).

El resultado de tal análisis de lodos por el laboratorio de LHisAMA es : Alcalinidad Total = 94 mg/l (muy pequeña !); DQO = 20.550 mg/l; NH_4-N = 51 mg/l; N-orgánica = 9.5 mg/l; pH = 6.6; ST = 20.761 mg/l; STV = 11.365 mg/l; SS = 20.379 mg/l; Sólidos sedimentables = 395 ml/l; SVI = 19. Otros resultados de la muestra de este día són : I) Desecho crudo (2:10 pm); a) Laboratorio de SANEPAR : DQO = 534 mg/l; DBO_5 = 274 mg/l; NH_4-N = 9.8 mg/l; N-orgánica = 32.8 mg/l; PO_4 = 1 mg/l; ST = 1.086 mg/l; STV = 714 mg/l; SS = 410 mg/l; SSV = 326 mg/l; Sólidos Sedimentables = 12ml/l (30 minutos) = 14 ml/l (60 minutos); b) por LHisAMA : pH=6.2; Alcalinidad total = 30 mg/l; DQO = 790 mg/l; DBO_5 = 242 mg/l; PO_4 = 10mg/l (total); NH_4-N = 2.8 mg/l; N-orgánica = 7.0 mg/l; ST = 647 mg/l; STV = 444 mg/l; SS = 225 mg/l; SSV = 196 mg/l; Sólidos Sedimentables = 6.5 ml/l; SO_4 = menor que un 1 mg/l; Turbiedad = 57 FTU; II) Efluente Primario (2:00 pm) : a) Laborato-

rio de SANEPAR: DQO = 175 mg/l; DBO₅ = 83. mg/l; NH₄-N = 16.3 mg/l; N-orgánica = 7.4 mg/l; PO₄ = 0.4 mg/l; ST = 458 mg/l; STV = 292 mg/l; SS = 198 mg/l; SSV = 104 mg/l; Sólidos Sedimentables = 0.0 ml/l (30 y 60 minutos); b) Laboratorio de LHisAMA : DQO = 134 mg/l; DBO₅ = 24 mg/l; pH = 6.3; Alcalinidad total = 30 mg/l; Acidos volátiles = 12.5 mg/l; NH₄-N=5.0 mg/l; N-orgánica = 20 mg/l; ST = 245 mg/l; STV = 146 mg/l; SS = 98 mg/l; SSV = 78 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.7 ml/l; SO₄ = menos de 1 mg/l; Turbiedad = 28 FTU; III) Efluente Secundario (2:15 pm; buen tiempo) : a) Laboratorio de SANEPAR: DQO = 99 mg/l; DBO₅ = 43 mg/l; NH₄-N = 17.7 mg/l; N-orgánica= 5.7 mg/l; PO₄ = 0.5 mg/l; ST = 426 mg/l; STV = 262 mg/l; SS= 108 mg/l; SSV = 73 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.0 ml/l (30 y 60 minutos); b) Laboratorio LHisAMA : DQO = 110 mg/l; DBO₅ = 24 mg/l; pH = 6.5; Alcalinidad total = 36 mg/l; Acidos volátiles = 17.5 mg/l; NH₄-N = 5.0 mg/l; N-orgánico= 0.84 mg/l; ST = 222 mg/l; STV = 125 mg/l; SS = 67 mg/l; SSV = 38 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.2 ml/l; SO₄ = menos de 1.0 mg/l; Turbiedad = 17 FTU.

Por esta época se había notado un fenómeno extraño en la unidad secundaria (con el colector de gas removido). Se había notado que todos los difusores podrían estar destapados si había burbujas de biogas en todas partes. Pero la producción de biogas tenía un extraño patrón. En la superficie del tanque, sobre un difusor dado en el fondo, se tenía una superficie grande con agua limpia. Durante 1 ó 2 minutos,

sin burbujas de gas. Entonces súbitamente una gran burbuja de biogas interrumpía en la superficie del agua y unos segundos más tarde se tenía una mancha café en el lugar donde la burbuja aparecía y tal punto rápidamente (pocos segundos) crecía radialmente y moría tan rápido como el lodo sedimentaba al manto de lodos. Era claro que el canal de sedimentación secundario tenía poco sin ninguna necesidad por tal tipo de tratamiento. Lo que se tiene probablemente es una gran producción de pequeñas burbujas que no son capaces de salir del manto de lodos. Cuando algunas burbujas comienzan a unirse para formar una más grande se tiene esto "reacción en cadena", y se comienza a tener la disrupción del manto de lodos con el movimiento de una gran burbuja y la entrega de todas las burbujas producidas y retenidas en el manto de lodo. Más tarde cuando el colector de gas en la unidad primaria removida para ser reparado se notó el mismo tipo de fenómeno. Aún la recirculación de biogas al fondo de la unidad secundaria no es capaz de causar el levantamiento y escape de apreciables cantidades de lodo tan rápido como sedimento. En ambos casos, las unidades primarias y secundarias, han tenido recirculación de caudal en el compartimiento del digestor. En el caso de la unidad primaria el lodo es "lavado-enjuagado" por un flujo horizontal cuando el lodo es levantado por una burbuja de biogas. El lodo que no sedimenta bien es removido del reactor : Lo mismo pasa en la unidad secundaria con el flujo ascendente. Por selección natural

entonces solamente el lodo que sedimenta más rápido es retenido y cultivado en los reactores anaeróbicos.

En Septiembre de 1983 la prensa/ periódicos/ estación de TV/ Radio, etc., comenzaron una campaña (política) para salvar y concluir la planta de biogasificación. También se tenía alguna presión de parte del gobierno federal y la promesa de más dinero (nunca vino ningún dinero ó soporte del área de energía del gobierno, como por ejemplo el Comité Nacional de Energía) para la investigación. Como resultado de "orientación social" del nuevo gobierno estatal (de alguna manera socialista en algunos aspectos), era evidente que la planta de biogasificación tenía un beneficio social, haciendo a la gente más independiente del gobierno central ó de intereses internacionales.

La consecuencia práctica fué que se decidió concluir las unidades que habían sido construídas parcialmente como era el caso de los digestores secos. Se decidió construir las conexiones caseras de gas (se tenía material para 370 casas) y para probar el sistema de distribución para fugas y para reparar-recuperar el colector de gas de PVC. Se consideró la idea de comparar nuevos colectores de gas pero era más fácil recubrirlos con plástico. Este edificio fué hecho a finales de 1983 y comienzos de 1984. Se tenían dos opciones para el recubrimiento : interior ó exterior. Como el caucho no resiste la tracción se decidió recubrir la parte interior. El problema de las fugas estaba en los huecos pequeños de la

unión electrónica de los paneles planos de PVC , con los cuales estaba hecho el colector de gas, y se decidió entonces hacer una unión doble con un tipo especial de pegante, el cual "solda" el hypalon con PVC y con hypalon. Las uniones son ahora gruesas y a prueba de escapes. También se dice un nuevo sistema de amarrar los bordes del colector de gas a una barra de acero bajo el sello de agua. También se introdujo un ciclón para remover arenas del lodo del agua cruda y se cambió las compuertas corredizas de la estación de bombas # 1, utilizadas para recircular el efluente secundario ó para bombear el efluente durante flujos altos ó para bombear el lodo primario digerido. En ambos casos las compuertas corredizas se mantienen abiertas, como era el caso durante los servicios de reparación, el lodo primario es descargado al río por gravedad. Si no se tienen condiciones de avenidas en el río. Se terminó la pintura y la desinstalación de las tuberías y el equipo. La planta de biogasificación y el sistema urbano de distribución de gas estaba listo para una nueva inauguración en Abril de 1984 con el gobernador estatal José Richa, quien dió su apoyo personal para los trabajos y aseguró la distribución libre de biogas durante un año después de la inauguración. Hasta la inauguración nadie cuidó de la planta de biogasificación. Ella operó por sí misma.

En Enero de 1984, el Doctor G. Lettinga visitó la planta de biogasificación de PIRAI DO SUL y otras plantas de biogasi-

ficación en BRACATINGAS en Curitiba y la unidad pionera R.A.L.F. de CAICARAS en Curitiba. El sugirió agregar más lodos a la unidad secundaria. Se ensayó nuevamente pero volvieron y se tuvieron problemas de colmatación. Esta vez se introdujo una tuberfa de gas en la canaleta central debajo del fondo de la unidad secundaria y se inyectó a través de la línea de biogas a altas presiones y caudales de tal manera que se destaparon los sistemas de difusión. Pero se decidió no ensayar el agregamiento de lodos de esta manera. Fué solamente a finales de Junio de 1984 que se pudo instalar una tuberfa que descargaba lodos sobre el fondo de la unidad secundaria. Entonces se comenzó a transferir lodos digeridos primarios y la eficiencia de la unidad secundaria incrementó ya que se incrementó el manto de lodos en espesor.

Permitenos continuar el exámen de algunos otros datos. Se retornó a la planta de biogasificación en Diciembre 9 1983 y se tomaron algunas muestras. Por primera vez se examinó la reducción de coliformes. Esto no era un criterio ó una preocupación como si lo era la biogasificación anaeróbica pero nosotros fuimos sorprendidos por los resultados (exámenes hechos en laboratorio de SANEPAR) : Desecho crudo : 3'000.000.000 coli/100 ml.; Efluente Primario : 1'000.000 coli/100 ml; Efluente Secundario : 500.000 coli/100 ml. Nosótro no sabemos si todos los análisis son representativos ya que las muestras fueron guardadas en un refrigerador

el 9 al 21 de Diciembre. Lodo Crudo : $dqo = 572 \text{ mg/l}$;
 (11:40 am, buenas condiciones del tiempo); $DBO_5 = 337 \text{ mg/l}$;
 $NO_2 = 0.3 \text{ mg/l}$; $NO_3 = 0.1 \text{ mg/l}$; $NH_4-N = 19.8 \text{ mg/l}$; N-orgánica = 18.6 mg/l ; $PO_4 = 0.9 \text{ mg/l}$; $CL^- = 41 \text{ mg/l}$; $pH = 6.9$;
 Efluente Primario (11:40 am): $DQO = 206 \text{ mg/l}$; $DBO_5 = 136 \text{ mg/l}$;
 $NO_2 = 0.6 \text{ mg/l}$; $NO_3 = 0.1 \text{ mg/l}$; $NH_4 = 33.7 \text{ mg/l}$; N-orgánica = 9.1 mg/l ; $PO_4 = 0.9 \text{ mg/l}$; $CL^- = 36 \text{ mg/l}$; $pH = 7 \text{ mg/l}$;
 Efluente Secundario (11:40 am) : $DQO = 194 \text{ mg/l}$; $DBO_5 = 123 \text{ mg/l}$;
 $NO_2 = 0.6 \text{ mg/l}$; $NO_3 = 0.0 \text{ mg/l}$; $NH_4 = 34.7 \text{ mg/l}$; N-orgánico = 7.5 mg/l ; $PO_4 = 0.8 \text{ mg/l}$; $CL^- = 37.1 \text{ mg/l}$; $pH = 6.8$.
 Las próximas muestras son del 27 de Diciembre de 1983. I)
 Afluente crudo : a) Laboratorio de SANEPAR : $pH = 6.4$;
 Turbiedad = 52 NTU ; Color = 60.0 unidades ; Alcalinidad = 148 mg/l ;
 $ST = 546 \text{ mg/l}$; $STV = 352 \text{ mg/l}$; $SS = 336 \text{ mg/l}$;
 $SSV = 196 \text{ mg/l}$; b) Laboratorio LHisAMA : $pH = 6.1$; Alca-
 linidad = 92 mg/l ; Acidos volátiles = 35 mg/l ; $DBO_5 = 240 \text{ mg/l}$;
 $DQO = 254 \text{ mg/l}$; $PO_4 \text{ total} = 9 \text{ mg/l}$; $NH_4-N = 15.6 \text{ mg/l}$;
 N-orgánica = 7.2 mg/l ; $ST = 299 \text{ mg/l}$; $STV = 156 \text{ mg/l}$;
 $SS = 240 \text{ mg/l}$; $SSV = 198 \text{ mg/l}$; $SO_4 = \text{menor de } 5 \text{ ml/l}$;
 (muestra de las 4:55 pm); II) Efluente Primario : a) Por
 SANEPAR : $pH = 7.1$; Turbiedad = 13 NTU ; Color = 30 unidades H ;
 alcalinidad = 190 mg/l ; $ST = 308 \text{ mg/l}$; $STV = 196 \text{ mg/l}$;
 $SS = 178 \text{ mg/l}$; $SSV = 102 \text{ mg/l}$; b) Laboratorio LHisAMA ;
 $DQO = 149 \text{ mg/l}$; $DBO_5 = 64 \text{ mg/l}$; Alcalinidad Total = 146 mg/l ;
 $PO_4 \text{ Total} = 12 \text{ mg/l}$; $pH = 6.3$; $NH_4-N = 23.8 \text{ mg/l}$; N-orgánica = 3.9 mg/l ;
 $ST = 260 \text{ mg/l}$; $STV = 137 \text{ mg/l}$; $SS = 102 \text{ mg/l}$;

SSV = 86 mg/l; Turbiedad = 20 FTU (muestra de las 4:30pm; lluvia intermitente); III) Efluente Secundarios: a) Laboratorio de SANEPAR : pH = 7.0; Turbiedad = 4.6 NTU; Color = 50 unidades H; Alcalinidad = 210 mg/l; ST = 256 mg/l; STV = 120 mg/l; SS = 76 mg/l; SSV = 48 mg/l; b) Por LHisAMA: pH = 6.4; Alcalinidad Total = 130 mg/l; DQO = 109 mg/l; DBO₅ = 48 mg/l; PO₄ Total = 12 mg/l; NH₄-N = 23.2 mg/l; N-orgánica = 4.2 mg/l; ST = 247 mg/l; STV = 112 mg/l; SS = 98 mg/l; SSV = 88 mg/l; Turbiedad = 16 FTU (ES INCREIBLE COMO DOS LABORATORIOS DIFERENTES PUEDEN ENTREGAR RESULTADOS TAN DIFERENTES PARA LA MISMA MUESTRA !). IV) Lodos del Fondo de la Unidad Secundaria : (4:30 pm); Laboratorio de LHisAMA : pH = 6.4; Alcalinidad Total = 326 mg/l; ácidos volátiles = 405 mg/l; DQO = 5.880 mg/l; NH₄-N = 26.3 mg/l; N-orgánica = 170.8 mg/l; Índice volumétrico de lodos = 16; ST = 20.489 mg/l; STV = 8.599 mg/l; SS = 18.775 mg/l; Ensayo de sedimentación : 30 sec = 900 ml/1.000 ml; 1' = 770 ml; 2' = 600 ml; 5' = 440 ml; 10' = 370 ml; 15' = 340 ml; 20' = 320 ml; 25' = 310 ml; 30' = 300 ml; los primeros 30 segundos la interface lodos/sobrenadantes sedimentó a una velocidad de 3.96 M/hora = 95 M³/M².dfa; V) Lodos del mismo punto de la Unidad Primaria (4:30 pm con la ayuda de la bomba # 1) : pH = 6.5; Alcalinidad Total = 562 mg/l; DQO = 7.843 mg/l; NH₄-N = 92 mg/l; N-orgánica = 239 mg/l; ST = 30.540 mg/l; STV = 12.984 mg/l; Sólidos Sedimentables = 910 ml/l; Ensayo de sedimentación : 1' = 1.000 ml/1.000 ml; 2' = 995 ml/l;

5' = 990 ml/l; 10' = 970 ml/l; 15' = 960 ml/l; 20' = 945ml/l; 25' = 930 ml/l; 30' = 910 ml/l; velocidad de sedimentación a los 30' = 5.94 cm/hora; VI) LODOS DEL FONDO DE LA UNIDAD PRIMARIA A UNA PROFUNDIDAD DE 4 METROS DE AGUA EN EL BORDE DEL TANQUE, PROXIMO AL CANAL DE SEDIMENTACION PRIMARIA, EN EL LADO DEL DIGESTOR SECO : pH = 6.3; Acidos volátiles=517 mg/l; Alcalinidad = 304 mg/l; DQO = 4.615mg/l; NH₄-N=48 mg/l N-orgánica = 14 mg/l; SVI = 143; ST = 1.440 mg/l; STV=740 mg/l; SS = 1.190 mg/l ; Ensayo de sedimentación : 30" = 750 ml/l; 1' = 550 ml/l; 2' = 460ml/l; 5' = 270 ml/l; 10' = 210 ml/l; 15' = 190 ml/l; 20' = 180 ml/l; 25' = 175 ml/l; 30' = 170 ml/l; velocidad de sedimentación del lodo en la interfase, a un tiempo de sedimentación de 30' = 9.9 m/hora = 237.6 M3/M2.hora. VII) COMO ANTES, PERO EN LA DIRECCION OPUESTA (Atrás en el lado de parshall) : pH= 6.3; Acidos volátiles= 72.5 mg/l; Alcalinidad Total = 162 mg/l; DQO = 5.880 mg/l; NH₄-N = 29.6 mg/l; N-orgánica= 28.5 mg/l; SVI = 1.4; Sólidos Totales = 15.878 mg/l; STV = 6.892 mg/l; SS = 15.180 mg/l; ensayo de sedimentación; 0" = 1.5 ml/l (el material muy denso sedimentó); 30" = 4.0 ml/l; 1' = 11.0ml/l; 2' = 21ml/l; 5' = 21.5 ml/l; 10' = 21.5 ml/l; 15' = 22 ml/l; 25' = 22 ml/l 30' = 22 ml/l. NOTE : que el flujo en esta dirección era (es) mucho más pequeño debido a algunos problemas constructivos con el control de las canaletas de control y un bloqueo parcial de la tubería del efluente del canal primario. Esto puede explicar por qué el lodo es tan diferente.

La próxima muestra es del 14 de Febrero de 1984. Laboratorio de SANEPAR. Afluyente crudo : (5:00 pm muestra solitaria; buenas condiciones del tiempo); DQO = 328 mg/l; DBO_5 = 163 mg/l; NO_2 = 0.3 mg/l; NO_3 = 0.1 mg/l; NH_4-N = 5.6 mg/l; N-orgánica = 9.1 mg/l; PO_4 = 0.7 mg/l (soluble?); CL^- = 29 mg/l; Sólidos sedimentables = 2.5 ml/l; ST = 306 mg/l; STV = 143 mg/l; SS = 110 mg/l; SSV = 52 mg/l; Efluente Primario (4:00 pm); DQO = 192 mg/l; DBO_5 = 76 mg/l; NH_4-N = 25.6 mg/l; N-orgánica = 8.4 mg/l; PO_4 = 0.8 mg/l; ST = 285 mg/l; STV = 117 mg/l; SS = 108 mg/l; SSV = 40 mg/l; Efluente Secundario: (3:30 pm) DQO = 154 mg/l; DBO_5 = 67 mg/l; PO_4 = 0.8 mg/l; NH_4-N = 22.2 mg/l; N-orgánica = 7.1 mg/l; ST = 228 mg/l; STV = 166 mg/l; SS = 104 mg/l; SSV = 64 mg/l; EL EFLUENTE SECUNDARIO DESPUES DE DOS HORAS DE RECIRCULACION DE FLUJO DEL EFLUENTE A LA CANALETA DE ALIMENTACION A LA UNIDAD SECUNDARIA (5:30 pm) : DQO = 543 mg/l; DBO_5 = 115 mg/l; NO_2 = 0.2 mg/l; NO_3 = 0.6 mg/l; NH_4-N = 23.5 mg/l; N-orgánica = 5.2 mg/l; PO_4 = 0.7 mg/l; CL^- = 35 mg/l; ST = 255 mg/l; STV = 146 mg/l; SS = 106 mg/l; SSV = 50 mg/l. Se puede concluir que muy poco lodo está siendo removido a causa de la recirculación del efluente a la entrada de la unidad secundaria, pero algunos ácidos orgánicos u otro material soluble almacenado y guardado en el manto de lodos puede haber sido levantado ó lavado al efluente como se puede ver con los resultados de la DQO y DBO_5 ; LODO DE EL MISMO FONDO DE LA UNIDAD PRIMARIA (5:30 pm) : DQO = 75.600 mg/l;

$\text{DBO}_5 = 11.400 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 95.2 \text{ mg/l}$; $\text{N-orgánica} = 1.293.6 \text{ mg/l}$; $\text{PO}_4 = 100 \text{ mg/l}$; $\text{ST} = 55.600 \text{ mg/l}$; $\text{STV} = 34.400 \text{ mg/l}$; $\text{SS} = 28.800 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 12.400 \text{ mg/l}$; $\text{SVI} = 31.250 \text{ g/l}$;
 LODOS DEL FONDO DE LA UNIDAD SECUNDARIA (6:15 pm) : $\text{DQO} = 64.200 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 26.000 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 490 \text{ mg/l}$; $\text{N-orgánica} = 537 \text{ mg/l}$; $\text{PO}_4 = 61 \text{ mg/l}$; $\text{ST} = 28.000 \text{ mg/l}$; $\text{STV} = 18.000 \text{ mg/l}$; $\text{SS} = 14.800 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 8.000 \text{ mg/l}$; $\text{SVI} = 43.242 \text{ g/l}$.

La próxima muestra es del 19 de Marzo de 1984. Condiciones buenas del tiempo (seco). Laboratorio de SANEPAR : Afluente crudo = $28.000.000.000 \text{ coli/100 ml}$; Efluente Primario = $2.100.000.000 \text{ coli/100 ml}$; Efluente Secundario = $600.000.000 \text{ coli/100 ml}$. Se tenía entonces 92.5% remoción de coli en el primario, 71.4% en el secundario y 97.9% en ambas unidades.

I) Afluente Crudo : a) Resultados de SANEPAR (5:00 pm) : $\text{DQO} = 594 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 292 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 21.6 \text{ mg/l}$; $\text{N-orgánica} = 15.2 \text{ mg/l}$; $\text{Sólidos sedimentables} = 15 \text{ ml/l}$; $\text{ST} = 677 \text{ mg/l}$; $\text{STV} = 474 \text{ mg/l}$; $\text{SS} = 235 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 215 \text{ mg/l}$; b) NUANA/ISAM (antiguo laboratorio LHSAMA) (muestra de las 5:30 pm) : $\text{DQO} = 331 \text{ mg/l}$; $\text{pH} = 6.4$; $\text{Acidos volátiles} = 25 \text{ mg/l}$; $\text{Alcalinidad Total} = 124 \text{ mg/l}$; II) EFLUENTE PRIMARIO : a) Resultados de SANEPAR (muestra de las 5:00 pm): $\text{DQO} = 335 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 176 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 31.4 \text{ mg/l}$; $\text{N-orgánica} = 7.8 \text{ mg/l}$; $\text{Sólidos sedimentables} = 0.3 \text{ mg/l}$; $\text{ST} = 341 \text{ mg/l}$; $\text{STV} = 201 \text{ mg/l}$; $\text{SS} = 100 \text{ mg/l}$; $\text{SSV} = 76 \text{ mg/l}$; b) NUANA/ISAM : (4:00pm): $\text{DQO} = 116 \text{ mg/l}$; $\text{pH} = 6.9$; $\text{Acidos volátiles} =$

27.5 mg/l; Alcalinidad total = 132 mg/l; III) EFLUENTE SECUN-
 DARIO : a) Laboratorio de SANEPAR (5:00 pm) : DQO = 215 mg/l;
 DBO₅ = 120 mg/l; NH₄-N = 32.3 mg/l; N-orgánica = 6.4 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.0 ml/l; ST = 317 mg/l; STV = 190 mg/l;
 SS = 160 mg/l; SSV = 52 mg/l; b) Laboratorio de NUANA/ISAM :
 (4:00 pm) : DQO = 90 mg/l; pH = 6.9; Acidos volátiles = 25 mg/l; Alcalinidad total = 132 mg/l; LODOS DEL FONDO DE LA
 UNIDAD PRIMARIA : Laboratorio de SANEPAR (5:00 pm): DQO=49.000 mg/l; DBO₅ = 15.500 mg/l; NH₄-N = 191.8 mg/l; N-orgánica=1.345.4 mg/l; Sólidos sedimentables = 900 m/l (30 minutos); ST=54.000 mg/l; STV = 28.300 mg/l; SS = 30.000 mg/l; SSV = 20.200 mg/l.
 BIOGAS DE LA UNIDAD PRIMARIA (Análisis de laboratorio ISAM/ NUANA-LHISAMA) : CH₄ = 73.76%; CO₂ = 6.17%; N₂ = 16.74%; O₂ = 3.33%. Es interesante notar el alto contenido de N₂ + O₂ y el bajo contenido de CO₂ en relación al nivel por encima de lo normal del CH₄. Realmente se debiera haber tenido una unidad de desgasificación al vacío para remover N₂ + O₂ de el afluente crudo en caso de que el biogas se fuera a utilizar para impulsar vehículos. Esto no es motivo para preocupación en el caso de que el biogas sea utilizado en las casas ó en la industria como es en el caso de PIRAI DO SUL. Otra manera de remover N₂ + O₂ + CO₂ podría ser utilizando mallas moleculares/zeolitas, como ha sido desarrollado por MANGELS (Brasil) para obtener metano puro y líquido (criogénico) como está siendo utilizado para impulsar vehículos en Sao Pablo, basado en biogas suministrado por SABESP (Biogas

de Lodo). Debemos advertir que por este tiempo la unidad primaria está cubierta con un colector de gas reparado (sin fugas) y que el aire debajo del colector de gas había sido removido con un compresor al vacío.

Las próximas muestras son del 11 de Abril de 1984. Los resultados del Laboratorio de SANEPAR : Afluente Crudo (5:00pm condiciones del tiempo buenas, seco) : DQO = 1.354 mg/l; DBO_5 = 590 mg/l; NH_4^+ = 48.3 mg N/l; N-orgánica = 39 mg/l; Sólidos sedimentables = 8 ml/l; ST = 893 mg/l; STV = 650 mg/l; SS = 385 mg/l; SSV = 200 mg/l; Efluente Primario : (5:00 pm): DQO = 313 mg/l; DBO_5 = 156 mg/l; NH_4-N = 31.3 mg/l; N-orgánica = 7 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.5 ml/l; ST = 353 mg/l; STV = 179 mg/l; SS = 110 mg/l; SSV = 32 mg/l; Efluente Secundario (5:00 pm; 17 cm. de profundidad de agua en el punto de medición en la canaleta Parshall de 3" de garganta = 11.6 l/s = 1.002 M3/dfa) : DQO = 244 mg/l; DBO_5 = 121 mg/l; NH_4-N = 33.4 mg/l; N-orgánica = 22.1 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.1ml/l; ST = 280 mg/l; STV = 140 mg/l; SS = 114 mg/l; SSV = 54 mg/l; Por esta época habían 4 operadores ya que el tiempo de inauguración se estaba aproximando y alguien tenía que tomar cuidado del sistema de distribución a causa de que era muy peligroso mantenerlo corriendo automáticamente.

La próxima muestra es del 24 de Abril de 1984. Los operadores habían sido entrenados en la operación de la unidad, en la colección de muestras, mediciones de caudal etc. SANEPAR contrató personas que tomaron parte en la construcción de

la planta de biogasificación y en el sistema de distribución de gas, ya que ellos podrían saber mejor cómo hacer reparaciones ó hacer cambios ó innovar. Las barras tenían aberturas libres reducidas a algunos 2 cms., pero los sólidos orgánicos retenidos (ratas, piezas de animales, intestinos, papel, grasos etc) debían ser forzados a pasar al tratamiento.

Afluente Crudo (aguas abajo de las rejas; muestra grab; 2:30 pm; día lluvioso) : DQO = 940 mg/l; DBO_5 = 497 mg/l; NH_4-N = 19.2 mg/l; N-orgánica = 23.1 mg/l; CL^- = 44 mg/l; ST = 996 mg/l; STV = 664 mg/l; SS = 424 mg/l; SSV = 284 mg/l; Sólidos sedimentables = 3.0 ml/l; Efluente Primario : DQO = 283 mg/l; DBO_5 = 151 mg/l; NH_4-N = 25 mg/l; N-orgánica = 6.7 mg/l; CL^- = 31 mg/l; ST = 253 mg/l; STV = 169 mg/l; SS = 136 mg/l; SSV = 92 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.3 ml/l; Efluente Secundario (2:30 pm) : DQO = 242 mg/l; DBO_5 = 123 mg/l; N-orgánica = 13.1 mg/l; NH_4-N = 15.8 mg/l; CL^- = 34 mg/l; ST = 232 mg/l; STV = 155 mg/l; SS = 110 mg/l; SSV = 38 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.1 ml/l.

Desde el 29 de Abril de 1984 se lleva un record del flujo del afluente en la canaleta Parshall.

Los datos de algunos días se han perdido ya que ellos eran mantenidos en la planta en la unidad de biogasificación y durante un día con viento se fueron en la noche. Los datos perdidos es solamente en los días que las muestras no fueron enviadas a Curitiba. Yo no estoy seguro si los operadores todo el tiempo miden correctamente la profundidad del agua

en el punto de medición ya que ellos son personas simples y algunos tienen dificultades para escribir. De todas maneras tienen una gran voluntad; ya que ellos vienen muy temprano en la mañana durante los días lluviosos para estar seguros de que el río no está inundando la planta de biogasificación. Algunos datos no son útiles, ya que ellos fueron tomados cuando la canaleta estaba parcialmente inundada. Ahora ellos son medidos en un vertedero plano horizontal de 0.7 metros de longitud el cual controla el nivel del agua en la unidad secundaria, la profundidad del agua fluyendo y con esto se tienen mediciones crudas pero se puede saber si la canaleta Parshall está total ó parcialmente. Nosotros podríamos instalar un medidor continuo pero no hay dinero para comprarlo. El diseño incluye la producción para instalarlo. Ahora como estamos recirculando efluentes secundarios, estamos midiendo el flujo del desecho crudo en un medidor triangular (de 90°) instalados aguas arriba de las rejillas (ver figura 4) y nosotros estamos utilizando el caudal para contener muestras proporcionales compuestas en un muestreador continuo. Hasta ahora (Agosto de 1984) solamente se tenían muestras grab.

Los últimos resultados de Abril de 1984 pueden resultar interesantes : I) 29 DE ABRIL : 12: am : Q=15.9 l/s; 19°C (condiciones del efluente secundario); 1:00 pm = 17.0 l/s; 19°C; 2:00 pm = 19.4 l/s; 19°C; 3:00 pm = 19.4 l/s; 19°C; 4:00 pm = 20.6 l/s; 5:00 pm = 20.6 l/s; 6:00 pm = 20.6 l/s;

19°C; 7:00 pm = 20.6 l/s; 19°C; 8:00 pm = 21.9 l/s; 19°C; 9:00 pm = 15.9 l/s; 19°C; 10:00 pm = 14.6 l/s; 19°C. A esta hora el compresor de biogas se apagó y nadie siguió operando la planta, ya que la gente no debería estar cocinando a esta hora y por lo tanto no deberían estar utilizando el biogas para calentar el espacio. II) 30 DE ABRIL : 6:00 am = 34.4 l/s (creciente ?); 18°C; 7:00 am = 35.6 l/s; 18°C; 8:00 am = 35.6 l/s; 18°C; 9:00 am = 37.1 l/s; 18°C; 10:00 a.m = 35.6 l/s; 19°C; 11:00 am = 34.4 l/s; 19°C; 12:00 am = 32.7 l/s; 19°C; 1:00 pm = 32.7 l/s; 18°C; 2:00 pm = 28.5 l/s; 19°C; 3:00 pm = 25.8 l/s; 20°C; 4:00 pm = 23.1 l/s; 19°C; 5:00 pm = 23.1 l/s; 19°C; 6:00 pm = 19.4 l/s; 18°C; 7:00 pm = 19.4 l/s; 18°C; 8:00 pm = 21.9 l/s; 19°C; 9:00 pm = 24.4 l/s; 20°C; 10:00 pm = 25.8 l/s; 19°C. En esta oportunidad no era mucho lo que podíamos preguntar a los operadores ya que ellos estaban aprendiendo. Se tuvo una borrasca ese día? ¿Povió? ¿hizo sol?; III) MAYO 1o. DE 1984 : 6:00 am = 20.6 l/s (borrasca?); 19°C; 7:00 am = 20.6 l/s; 19°C; 8:00 am = 20.6 l/s; 19°C; 9:00 am = 21.9 l/s; 19°C; 10:00 am = 20.6 l/s; 18°C; 11:00 am = 19.4 l/s; 18°C; 12:00 am = 19.4 l/s; 18°C; 1:00 pm = 19.4 l/s; 18°C; 2:00 pm = 21.9 l/s; 18°C; 3:00 pm = 24.4 l/s; 19°C; 4:00 pm = 23.1 l/s; 20°C; 5:00 pm = 24.4 l/s; 19°C; 6:00 pm = 19.4 l/s y 20°C; 7:00 pm = 17.0 l/s; 19°C; 8:00 pm = 19.4 l/s; 18°C; 9:00 pm = 15.9 l/s y 19°C; 10:00 pm = 18.2 l/s y 19°C. El resto de la información MYO, JUNIO, JULIO y AGOSTO de 1984, se presentan en gráficos y se discturirá

más tarde.

El lector debe tener en mente que durante los días lluviosos un largo caudal (desconocido) de agua de una quebrada generalmente seca, comienza a entrar directamente a la unidad primaria ya que la tubería que colecta el flujo de tal quebrada está tapada. Cerca del canal donde se tienen las rejas y el vertedero triangular todo comienza a llenarse de agua con la crecida de la pequeña corriente. Se espera resolver este problema haciendo un dique.

En los primeros días de Abril de 1984 una tonelada métrica de jugo de azúcar se trajo a la unidad de biogasificación. La idea era tener una inauguración con el colector de gas completamente inflado y con un exceso de biogas. Las cañas de azúcar fueron pasadas a través de la prensa de azúcar, pero la gente bebió más del guarapo del que entraba al fondo de la unidad primaria. El bagazo de la caña es pasado a través del martillo cortador y traída al comminutor y agregada al agua residual cruda. Muy pronto esta unidad se colmató. Se concluyó que era mejor cortar finamente todo el tallo de la caña de azúcar en la segunda "boca" del cortador agrícola (tal "boca" se utiliza para convertir tallos de caña de azúcar y pasto en forage-animal). De esta manera este material se agregó al fondo de la unidad primaria. Todo el pasto estaba cortado para la inauguración y todos los cortes fueron puestos directamente en el flujo del desecho crudo aguas abajo de las rejas. Más tarde se hablará en más detalle de

los resultados operacionales de la planta. Enseguida se mencionará doblemente algunos resultados del proceso R.A.L.F. (UASB.).

5o. EL TRATAMIENTO ANAEROBICO DIRECTO "R.A.L.F." DE AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS, EN UN REACTOR CONICO ASCENDENTE.

A comienzos de 1982 se recibió una carta del Doctor G. Lettinga (a quien mi hermano había conocido en 1981 en una conferencia en Joao Pessoa, Paraíba, Brasil) en el cual él dijo : "El proceso UASB puede ser aplicado directamente a aguas domésticas crudas y consecuentemente un sedimentador primario ó cualquier otra cosa puede ser omitido". La carta y una gran cantidad de información técnica literaria fué recibida, lo cual nos ayudó bastante en revisar nuestra ideas acerca del tratamiento anaeróbico de aguas residuales. También recibimos, del Doctor Michael S. Switzenbaum un artículo muy interesante : "Investigaciones de la purificación de las aguas domésticas de Boston", por C.E.A. Winslow y Earle B. Phelps, publicado en el Journal of Infectious Diseases, Abril 12 de 1911. En la página 280 de tal artículo, se tenía un diagrama del primer - RALF (tipo UASB) que fué el primero que se construyó, y nosotros comenzamos a discutir acerca de él. El artículo es muy bueno acerca de la historia del saneamiento justo algunos años antes de "inversión" de los lodos activados aeróbicos, el cual nosotros estábamos tratando "derrotar"

en el año de 1982. Entonces nosotros comenzamos a anotar las ideas fundamentales del concepto del tanque séptico, de los tanques profundos Imhoff, y el tanque hidrolítico Hampton. Es interesante reproducir algunos de tales viejos artículos (pg. 278/279) : " Si nuestras conclusiones estaban justificadas y las limitaciones de la actividad hidrolisante de los tanques sépticos ordinarios son debidos a la acumulación de productos de desechos tóxicos, el tanque hidrolítico Hampton y el tanque profundo Imhoff utilizados en Alemania del Oeste son designados en un principio que no es favorable para la licuefacción de los lodos. En este instante, el lodo es separado de las aguas que fluyen y almacenado en una cámara de digestión donde están sujetos a una acción tóxica intensiva con un mínimo de oportunidad para la remoción de productos finales. Nosotros hemos tratado de asegurar precisamente los resultados opuestos al utilizar un tanque cónico profundo con una entrada en el fondo y una salida en la superficie, el lodo siendo constantemente lavado en una corriente de desechos fresco tal que los productos de descomposición puedan ser removidos. El tanque es esencialmente del tipo Dortmund utilizado por muchos años para la sedimentación de lodo. Los tanques de este patrón general están en operación y con gran éxito en Birmingham, Inglaterra (Watson, 1910). En cuanto a nosotros compete tales tanques han sido utilizados hasta ahora por sedimentación común, el lodo siendo removido muy frecuentemente para permitir la acción séptica, en el caso de NUESTRO

TANQUE DE LODO NO HA SIDO REMOVIDO POR UN AÑO y EL PROCESO SEPTICO ESTA OBVIAMENTE ACTIVO". Haciendo un análisis de este artículo el ingeniero sanitario ARVID AUGUSTO ERICSSON, de SANEPAR, concluyó que podríamos obtener eficiencias por lo menos primarias en otras condiciones en tiempos de retención de 2 horas basados en el flujo promedio seco + 50% del flujo de infiltración de días lluviosos (condiciones de tiempo mojado). En la mitad de 1982 tales ideas se pusieron en la práctica en el diseño de la planta de tratamiento de CAICARAS no muy lejos de la planta de tratamiento de BRACATINGAS ambos en la vecindad de Curitiba. Tal tipo de planta fue diseñada debido a que la responsabilidad de la agencia estatal sobre control de la producción del agua llamada SURHEMA, que quiere que todas las descargas de aguas crudas de sus nuevos vecindarios tenga por lo menos tratamiento primario, (como un Imhoff's tank). CAICARAS era un vecindario de algunas 800 personas, y estaba en construcción en Junio de 1982. El Doctor ERICSSON presentó sus razonamientos acerca "proceso anaeróbico del tratamiento primario de alta tasa" a SURHEMA (en el cual desde 1980 procesos anaeróbicos de alta tasa han sido estudiados para desechos industriales pero el grupo del Doctor Urivald Pawlowsky, principalmente en el tratamiento del desecho del etanol). SURHEMA convino y autorizó a SANEPAR en ensayar tal proceso. En 1983 tal planta estaba lista y comenzó antes que la planta de PIRAI DOSUL fue un proceso muy barato y fácil de construir.

que el proceso estaba operando perfectamente, con el RALF produciendo un efluente claro mejor que el nivel de tratamiento requerido. Tal planta comenzó en el pico del verano. La unidad es muy compacta. El Doctor Lettinga visitó tal RALF en Enero de 1984. No hay problemas con olores. Solamente en Julio de 1984 se removió, por primera vez lodos en exceso.

Una sección típica, en los detalles principales del proceso RALF están presentados en la Figura 6. Ella aparece mucho como la Figura 4 del papel de Abril de 1911. Es un reactor en forma de cono ó un reactor de cono truncado, en el cual la carga superficial es muy alta en el fondo (de tal manera que se tiene fluidización del manto de lodos) y debajo en la superficie (de tal manera que se tenga un octavo de cama expandida) y en la mera superficie se tiene un overflow típico de un tanque Dortmund de algunos 0.7 a 0.8 m/hora) (17 ó 19 M³/M².dfa). La mayoría de las burbujas del biogás se producen en el centro de la unidad, y el lodo que se levanta sedimenta nuevamente en la cama de lodos en un flujo radial del centro de la periferia. Es importante remover la arena del desecho crudo del afluente a la unidad RALF. Su principio básico es un híbrido del UASB (no usa tanque de sedimentación en la parte de arriba) y del AAFEB (ya que nosotros vamos de la fluidización a la expansión y no a la cama expandida). El Doctor ARVID concluyó que el lodo digerido debería almacenarse en el manto de lodos del digestor y que se debe-

ría hacer provisiones para remover el exceso de lodos por camión (con equipo de remoción al vacío) en la manera como se sugiere en la Figura 6. El Doctor ARVID tiene más de 30 años de experiencia con tratamientos de aguas residuales (domésticos e industriales) y él fué el ingeniero responsable durante el diseño, construcción y la fase inicial de operación de la planta de tratamiento de Londrina (Figura 1). Fué candidato para la alcaldía de Londrina, el segundo municipio y más grande del estado de Parana. (La tierra del actual gobernador estatal).

El proceso RALF está recibiendo una amplia utilización por SANEPAR, para poblaciones de diseño hasta de 20.000 personas (la unidad más grande construída actualmente en la vecindad de Curitiba). Nosotros también (SANEPAR) decidimos parar con la idea de hacer alcantarillados más largos y caros, y de construir grandes plantas de tratamiento de aguas residuales. Ahora cada sistema racional de drenaje tiene ó va a tener su pequeña planta (digamos hasta 50.000 habitantes). es muy grande el número de tales unidades RALF que están siendo utilizadas en el estado de Parana para tratamiento de desecho por diferentes ingenieros. Tendríamos que hacer una investigación el verdadero número. Por ahora, probablemente ninguna de estas unidades RALF ha sido construída fuera del estado de Parana (excepto en Boston, en 1909....) ó por fuera de Brasil. Algunas unidades están con un THR de 4 horas y por encima (para condiciones de épocas secas) ya que la pobla-

ción de diseño no ha sido alcanzada debido al decaimiento en la construcción de nuevas casas y complejos residenciales, como resultado de la crisis en la cual nosotros estamos viviendo, impuesto por el F.M.I. (Fondo Monetario Internacional). En este tiempo de crisis monetaria y energética, los tratamientos de las aguas tienen que ser simples y baratos y eficientes (no tanto como los niveles de tratamiento secundario, requeridos en las naciones ricas de Europa y Norte América) hasta ahora ninguna unidad RALF usa de manera práctica el biogas, ya que su contenido de $N_2 + O_2$ es tal que probablemente no se puede utilizar como combustible automotriz, la distribución del biogas a las casas aparece para nosotros, hoy por hoy, fuera de cuestión (económicamente no es posible ya que el consumo de gas es muy pequeño y los costos de inversión son muy grandes). El biogas está siendo distribuido a la atmósfera sin ser quemado. No se tiene ningún problema acerca de lodos. Probablemente existan Mercaptanos y sulfito de hidrógeno disuelto en el efluente (ya que son gases muy seguros).

Algunas unidades RALF están cubiertas con un simple techo de concreto como en el caso de la planta de CAICARAS. De esta manera viene el vandalismo, ya que las piedras, disparos etc no le hacen daño. Cubiertas de steel podrían tener problemas con corrosión (mucho más que con concreto) cubiertas de fiberglass generalmente son muy caras y fragiles para el vandalismo. Se ensayó en algunas plantas utilizar colectores

de gas inflables ó flexibles, utilizando caucho debutyl y PVC, pero se tuvo muchos problemas con tales materiales. Probablemente la razón de coleccionar el biogas en una unidad RALF como en el caso de una industria cercana que pueda hacer uso de los combustibles líquidos-gaseosos en calderas. Pero generalmente no hay industrias cercanas en los vecindarios típicos de Curitiba ó en otras grandes ciudades como Londrina (segunda más grande ciudad del estado, algunos 350.000 habitantes), Ponta Grossa (tercera más grande ciudad) etc. Si se necesitan un mejor tratamiento se podrán tener dos unidades RALF en serie. Se ha hecho algo similar con una combinación de tanque séptico + filtro anaeróbico en serie produciendo entre 70 y el 80% de remoción de la DBO en el pueblo PALMEIRA desde 1981 al 1982. Permítame mirar algunos datos de laboratorio Unidad RALF "ILHA BELA 1", muestras del 30.07.84 (el pico del invierno en Curitiba; 25°C. Latitud Sur 25°; 9.000 metros nivel del mar; el efluente alcanza 14 a 15°C) : Afluente Crudo : DQO = 1.526 mg/l; DBO₅ = 791 mg/l; NH₄-N = 72.9 mg/l; N-orgánica = 109.8 mg/l; CL⁻ = 51 mg/l; Sólidos sedimentables = 9 ml/l; pH = 7.0; Efluente Primario: DQO = 903 mg/l; DBO₅ = 556 mg/l; NH₄-N = 110 mg/l; N-orgánica = 121.3 mg/l; CL⁻ = 121.2 mg/l; Sólidos Sedimentables = 2.0 ml/l; pH = 6.4 (Buenas condiciones, del tiempo; Laboratorio SANEPAR); muestras de 7.8.84 : Afluente Crudo : DQO=1.890 mg/l; DBO₅ = 905 mg/l; pH = 7.8: Sólidos Sedimentables = 10.0 ml/l; N-orgánica = 66.5 mg/l; NH₄-N = 66.5 mg/l; Efluente

Primario : DQO = 297 mg/l; DBO_5 = 178 mg/l; pH = 7.2;
 Sólidos sedimentables = 0.0 ml/l; N-orgánico = 10.1 mg/l;
 NH_4-N = 44.1 mg/l; muestra de 13.8.84 : Desecho crudo :
 DQO = 1.212 mg/l; DBO_5 = 728 mg/l; pH = 6.7; Sólidos sedi -
 mentables = 43 ml/l; N-orgánico = 43.1 mg/l; NH_4-N = 22.4
 mg/l; Efluente Primario : DQO = 476 mg/l; DBO_5 = 265 mg/l;
 pH = 6.9; Sólidos sedimentables = 0.7 ml/l; N-orgánico =
 13 mg/l; Amonfaco = 50.3 mg/l como N; muestra del 22.8.84:
 Efluente Crudo : DQO = 2.139 mg/l; ST = 1.621 mg/l; pH=6.6;
 Sólidos sedimentables = 13 ml/l; Efluente Primario : ST =
 907 mg/l; DQO = 1.049 mg/l; pH = 7.1; Sólidos sedimentables =
 4.5 ml/l. NOTE : Este es más bien "fuerte" desecho domésti-
 co, ya que la gente tiene un bajo consumo de agua (crisis
 económica).

RALF "ILHA BELA 2" : muestra del 7.8.84 Desecho Crudo :
 DQO = 865 mg/l; DBO_5 = 377 mg/l; pH = 7.4; Sólidos sedimen-
 tables = 14 ml/l; N-orgánico = 26.8 mg/l; NH_4-N = 61.3 mg/l;
 Efluente Primario : DQO = 432 mg/l; DBO_5 = 183 mg/l; pH=7.2;
 Sólidos sedimentables = 0.4 ml/l; N-orgánico = 13.9 mg/l;
 NH_4-N = 46.3 mg/l; Muestra de 13.8.84 : DQO = 1.774 mg/l;
 DBO_5 = 686 mg/l; pH = 7.3; Sólidos sedimentables = 34 ml/l;
 N-orgánica = 56.6 mg/l; NH_4-N = 114.3 mg/l; Efluente Prima-
 rio: DQO = 652 mg/l; DBO_5 = 358 mg/l; pH = 7.3; Sólidos se-
 dimentables = 0.5 ml/l; N-orgánica = 23 mg/l; NH_4-N = 83.3 mg/l.

Esto no es precisamente agua "limpia" del efluente primario,
 pero es mucho mejor comenzar con un tratamiento primario (co-

mo America comenzó hace más de 60 años) que seguir descargando aguas domésticas crudas, porque no se tiene dinero para implementar un tratamiento secundario directamente. Honestamente, el lugar ideal para una unidad RALF no es el frío sur pero es en el norte de Brasil. y también en la parte norte del estado de Paraná.

6o. ALGUNOS OTROS DETALLES Y OPERACION RECIENTE DE LA PLANTA DE PIRAI DO SUL

Como se mencionó anteriormente esto es solamente a finales de Abril de 1984 que la planta de biogásificación de PIRAI DO SUL comenzó a tener gente que la operará después de estar operando casi un año sin ninguna asistencia solamente una visita ocasional del autor ó del supervisor del sistema SANEPAR en PIRAI DO SUL para limpiar las rejillas.

La remoción de arena se hizo muy raramente antes de la introducción de un ciclón. Ahora se tiene más control acerca de la planta. Una de las primeras cosas que se hizo fue medir el caudal de agua que entraba y el flujo del gas distribuido. Como la industria del gas natural en Brasil (la tecnología de distribución) estaba muy sub-desarrollada hasta muy recientemente se tuvo que importar un medidor macro para el gas. Total nosotros estamos midiendo el medidor de gas instalado en cada casa. Pero no tenemos manera de evaluar la cantidad de biogás quemado ó que sale en las pequeñas

rupturas del sistema de distribución de la línea, conexiones de las casas. El próximo mes implementarán un sistema de transferir biogas de un digester al otro, con la ayuda de un pequeño compresor asociado a un medidor de gas. Manteniendo el colector de gas semilleno y midiendole el flujo transferido diariamente de un colector al otro se tiene una idea acerca de la producción del biogas. También se tuvo problemas con el análisis del mismo. Se tenía un buen climatógrafo para pesticidas pero se necesitaba algún tipo de auxiliar para hacer análisis de ácidos volátiles y composición del biogas. Ahora nosotros nos vemos forzados de utilizar y pagar al Laboratorio de la Universidad Católica de Paraná. Se está bajo negociación involucrar directamente tal Universidad en la planta de biogásificación como un modelo científico y con ellos se están haciendo los análisis y comprando el medidor macro de gas. (ya que no tenemos dinero para hacerlo) el gobierno federal a través de FINEP va a ayudar económicamente a la universidad para tal investigación.

Permitame examinar la Figura 7. Se presenta la variación de la concentración de la DQO en el desecho crudo en el período de Mayo-Agosto de 1984 en relación con la hora del muestreo. Como se puede ver hay alguna tendencia a obtener una DQO más pequeña en las muestras tomadas en las horas tempranas de la mañana (a las 6:00 am) que las muestras tomadas en la tarde (alrededor de las 6:00 pm). De los efluentes primarios y secundarios la hora de muestreo tiene el efecto mínimo ya que

el tiempo de retención es alto. Se pueden notar unos "picos" grandes de la DQO independientes de la hora de muestreo. Probablemente esto es el efecto de una gran industria, que está a unos 2 kms. de la planta de biogasificación y que tiene el alcantarillado de SANEPAR pasando a través de ellos. También existe la posibilidad de la existencia de la muerte clandestina de animales (ya que aparecen materia fecales e intestinos en la planta), vertimientos de leche, procesamiento de vegetales (papas, cebollas etc.), etc. Pero lo opuesto también pasa, (principalmente en las horas de la mañana cuando algunas veces solamente se tiene infiltración en el alcantarillado y una DQO y CL^- muy pequeña. En este caso el efluente tiene una DQO más grande que el afluente. Otra posibilidad de la sedimentación de lodos en el sistema de alcantarillados que es muy plano en algunos lugares y donde hay frecuente estacionamiento causados por acumulación de arena. También durante el flujo diario pico sale tal lodo sedimentado (séptico) que mueva a la planta. Lo mismo podría pasar durante el comienzo de una lluvia, ya que grandes cantidades de arenas y lodos alcanzan la planta. Pero durante las lluvias de pequeña intensidad y de larga duración, no mucha arena alcanza la planta, pero la tendencia es tener un desecho diluido (baja DQO). Algunas veces la razón DQO/DBO_5 es muy alta. Probablemente esto se debe a (de la industria de fósforos) que cae en el alcantarillado. Pero nosotros estamos en una posición difícil, con el tratamiento anaeróbi-

co, ya que en vez de cargar mas a la industria (a causa de la carga mayor, nosotros) estamos interesados en recibir más polución para producir más biogas....

Como no era posible al comienzo implementar un sistema continuo de muestreo, por dificultades operacionales, se pensó en hacer balances mensuales para cancelar el efecto de muestreo en los resultados del balance ya que las muestras se tomaban en diferentes días al hazar y en diferentes horas.

En la Figura 8y9 se trata de representar la variación de la DBO_5 y la DQO en el desecho crudo, en el efluente primario y en efluente secundario para las muestras analizadas, y con los resultados reproductivos y devaluados. Es muy claro que tal tipo de gráfica puede ser inútil para la evaluación del periodo en el cual se tiene una alta concentración de muestras como en el caso de Mayo-Agosto de 1984. A causa de esto el autor no siguió tratando de representar los resultados para tal periodo y decidió hacer unos gráficos más expandidos y detallados.

La Figura 10 muestra el flujo y la temperatura del efluente secundario en los días y horas de Mayo de 1984. Pienso que es imposible que los operadores puedan todos los tiempos estar leyendo una profundidad más grande que la profundidad real del agua en la canaleta Parshall (yo verifique las dimensiones de la Parshall y ellas eran standard) aún si los operadores han medido constantemente un centímetro en

exceso el flujo será solamente 10% mayor ó menor. De hecho recientemente yo verifiqué la regla medidora y estaban midiendo 0.5 cms. menos de lo real. De hecho es posible que el flujo actual sea mucho más grande que el presentado en la Figura 10. Es interesante ver la firme tendencia a decrecer la temperatura del efluente secundario y esto se vuelve más pronunciado durante el tiempo de invierno. Bastante lluvia entró en la planta el 14 de Mayo. Es interesante notar que el flujo actual es mucho más grande de lo que se esperaba (vea los parámetros utilizados para diseñar la planta de biogasificación presentados anteriormente en este artículo). Alguna otra explicación. Es posible tener grandes cantidades de agua de infiltración (no considerados en el diseño de la planta de biogasificación) principalmente porque se descubrió que el desecho principal tenía las juntas abiertas (sin mortero), ya que era una tubería de drenaje, en los lugares donde se hizo excavaciones para la planta ó para instalar el tubo principal de gas. Otra posibilidad es la descarga de desechos domésticos industriales clandestinos entre el alcantarillado de SANEPAR. Durante lluvias, la agua lluvia entra al alcantarillado ó directamente entra agua en un riachuelo pequeño generalmente seco el cual fluye y descarga en la unidad de tratamiento primario cerca del sitio donde se tienen las barras. La Figura 11 muestra el caudal diario (integración de los diagramas de flujo horario) como M³/dfa, y los balances de

carga para la DQO y los Sólidos Suspendidos. Es interesante notar las altas remociones de S.S. en la unidad primaria (69.9%), y casi ninguna en la unidad secundaria (10.5%). También es alta la remoción de la DQO en la unidad primaria (71.%) y casi ninguna en la unidad secundaria (solamente 11.5%), pero las concentraciones promedias de SS y DQO para los desechos crudos son típicas de un desecho doméstico normal. La Figura 12 muestra los valores de la DQO y las muestras del desecho crudo, efluente primario y secundario. Se puede ver que la eficiencia de la unidad secundaria es casi nula. La Figura 13 muestra los valores de la DBO_5 (concentración) del desecho crudo, y el fluente primario y secundario. Llamamos la atención del autor del hecho de que no se inhibe la nitrificación (de hecho hay muy pocos organismos nitrificadores en la planta) y que no se filtran las muestras para el ensayo de la DBO_5 . También se puede ver que la eficiencia de la unidad secundaria es muy pequeña. Haciendo un balance de masas, se concluye que la concentración promedio (335 mg/l) era típica de un desecho doméstico, y que el 69% de la DBO_5 fue removida en la unidad primaria y solamente el 10.7% de la DBO_5 fue removida en la unidad secundaria. El balance de cloro demuestra que las muestras no eran muy representativas para los balances de masas, ya que se tenía más CL^- en el agua cruda que en el efluente primario y secundario. La diferencia fue hasta el 18%. La Figura 14 muestra que la carga volumétrica es muy

pequeña pero con algunos picos alcanzando 1.5 kg DQO/M3.dfa. La unidad primaria era muy eficiente (más del doble de la eficiencia esperada para las remociones de DBO, DQO, SS,) también las cargas volumétricas en la unidad secundarias eran muy pequeñas, alcanzando solamente 0.3 kg DQO/M3.dfa. La Figura 15 muestra el tiempo de retención total para el desecho el cual alcanzó alrededor de 2 días, con 0.6 días en la unidad secundaria y 1.4 días en la unidad primaria. El balance de nitrógeno mostró que el 26% era removido ("almacenado" en el lodo primario digerido) en la unidad primaria y casi ninguno removido (3.1%) en la unidad secundaria (probablemente debido a imprecisión de los muestreos del análisis). La Figura 16 muestra como la composición de un nitrógeno cambia a través de la unidad primaria y secundaria, siendo convertido de orgánico a nitrógeno amoniacal. La Figura 17 muestra la variación de la concentración de sólidos suspendidos en muestras de desecho crudo, primario y secundario. Se puede concluir que el tratamiento secundario estaba removiendo nada de los SS la mayoría del tiempo. Sin embargo en la unidad secundaria había casi nada de sólidos sedimentables, cuya concentración en el tratamiento primario era de un orden de magnitud mucho más pequeña que en el desecho crudo. Los picos de aguas residuales crudas a el efluente primario se cambió en un día y esto refleja un tipo de flujo a pistón con un tiempo de retención de 1 día en la unidad primaria.

La Figura 18 refleja el problema del invierno enfriando el reactor anaeróbico, y causando una disminución en la producción de biogas. Algunos datos de cálculas fueron esparcidos con el viento como se explicó antes. La temperatura del líquido era alrededor de 17°C la mayoría del mes, cayendo a 16°C a final del mes cuando las temperaturas del aire eran muy bajas como se muestran. Como la gente usa más gas en el invierno y la producción biológica decreció (principalmente en la unidad primaria, probablemente), la solución para los colectores de gas no completamente inflados puede agregar 3 camionados de cebollas en descomposición, finalmente cortadas en el martillo y en el comminutor y agregadas al fondo de la unidad primaria. Este jugo de cebolla fué mezclado con el efluente secundario, de tal manera que la unidad primaria estaba trabajando como una unidad de UASB con tal sustrato. La municipalidad trajo las cebollas y en los próximos días se decidió comenzar la carga de uno de los dos digestores secos (Junio 14 de 1984). La cebolla comenzó a producir una gran cantidad de biogas dos días más tarde y el vigilante estuvo muy temeroso durante la noche con los ruidos ya que la unidad estaba "como hirviendo". El colector de gas se infló. En Junio 26 el colector de gas estaba nuevamente sedimentado ya que no habfan ni cebollas ni tomates disponibles u otro material facilmente digerible, entonces se decidió parar el suministro de biogas al pueblo. Se trató de suministrar gas a solamente una parte de la población, pero la comunidad

se enojó con los operadores, entonces nadie recibió gas. El suministro de gas solamente fue retornado el 4 de Julio a las 10:30 am. Imagine nuestro problema si hubieras seguido las instrucciones de la comunidad del gas industrial. Nosotros hubieramos convertido las estufas LPF de "gas natural", cambiando los quemadores de gas y la gente no hubiera podido cocinas (imagínese) ó hubieramos tenido que distribuir "gas propano", diluido con aire (mezcla propano-aire) en lugar de biogas (gas natural). Y con "propano" siendo un gas mucho más caro que el L.P.G. y era muy difícil el suministro (él debe de ser traído de Sao Pablo, ya que no está disponible en la refinería de Petróleo; de Curitiba). En ese periodo sin suplemento de biogas, la gente usaría una botella L.P.G. y no había necesidad de cambiar nada en sus estufas. Nosotros tenemos una idea de que el gas que nosotros distribuímos en Mayo 21 de 1984, se muestreó de la unidad primaria (donde la mayoría del biogas estaba produciendo), los resultados de la Universidad Católica son : $CH_4 = 83.05\%$; $CO_2 = 7.39\%$; $N_2 = 8.47\%$ y $O_2 = 1.09\%$. El biogas era practicamente "gas natural" (del tipo obtenido de pozos muy profundos). En el periodo de Mayo 21 y Junio 26, la cantidad de biogas distribuída y medida en el medidor de gas casero, fue 3.017 M³ (en condiciones locales) lo cual podría equivaler a 2.700 M³ standard de biogas ó 2.242 M³ STP metano ó 1.605 kg de metano en 35 días ó 45.85 kg de metano/día (equivalente a 183 kg de DQO/día convertidos en gas), ó equivalente a 50 kg LPG/día ó

en un consumo standard para gente pobre (13 kg LPG por cada 30 días), ó podría ser suficiente para 115 familias ó 115 botellas LPG cada una de 13 kg. De hecho el gas distribuido fué mucho más que esto, ya que se descubrió que 50 medidores de gas tenían fugas y tuvieron que ser cambiadas (el mismo fabricante entregó dos tipos de medidor de gas; con un modelo no se tuvo problemas, con el otro : el gas se fugó). También se descubrió una gran fuga de gas en el lado de alta presión de una conexión. Una casa tomó-botó 122 M3 de biogas en tal período. Lo más seguro debió a que el biogas era suministrado gratis. Teóricamente, se puede ver en el balance de masas de la Figura 19 que la remoción de la DQO la mayoría del tiempo hasta Junio 26, en promedio se removieron 447.5 kg/día el cual podría ser suficiente para generar hasta 112 kg de metano/día contra los 45.85 kg de metano/día distribuido. De hecho algunas de las DQO fué "almacenada" como lodo, alguno de ellos no es biodegradable y que permanece esperando por una época más cálida para ser digerido (en el verano). Como el efluente tenía en promedio 1.353 M3/día, es posible haber perdido algunos $1.353 \times 83.05\% \times 24.28$ gramos $\text{CH}_4/\text{M}^3 = 27.3$ kg de metano/día en el efluente secundario, en condiciones locales (17°C, 1 km. por encima del nivel del mar).

Estos resultados muestran la importancia de un desgasificador al vacío en el efluente secundario, ya que las pérdidas del metano algunos 59% del metano distribuido y medido en las

casas. Con ambas contribuciones, se obtuvieron $27.3 + 45.8 = 73.1$ kg de metano/día = 65% del límite teórico de la conversión de la DQO a metano....NOTE: Las cebollas no están incluidas en estos balances de masas.

En un ensayo para incrementar la producción de biogas, finalmente instalamos una tubería la cual ha sido posible inyectar ó transferir lodos del fondo de la unidad primaria sobre el fondo de la unidad secundaria, sin peligros de taponar los difusores de la unidad secundaria (como ya lo habíamos hecho 2 veces anteriormente). De esta manera nosotros podríamos tener un incremento de la producción de biogas en la unidad secundaria (los operadores sabían que la operación de biogas en la unidad secundaria era mínima, ya que estaba tomando demasiado tiempo para el colector de gas secundario para inflarse). Esto fué hecho por el autor y los operadores en Junio 27, de 1984, cuando se transfirieron algunos 50 M3 de lodo primario a la unidad secundaria, con la ayuda de la estación de bombeo No.1. El próximo día otros 40 M3 de lodo fueron transferidos a la unidad secundaria. Se decidió esperar unos días y ver que podría pasar. La respuesta fué clara el 29 de Junio cuando el colector de gas secundario, por primera vez, se infló rápidamente.

La Figura 19 muestra el flujo horario integrado al flujo diario, resultando en algunos 1.200 M3/día como promedio, la mayoría del tiempo. Para la unidad primaria (1.931 M3) esto

podría significar un tiempo de retención promedio de 1.6 días, y para la unidad secundaria (821 M3) esto podría significar un promedio de detención de 0.7 días. El balance de masas para la DQO, mostraba un desecho más diluido en este mes (562 mg/l) que en los meses previos (768 mg/l) y una disminución de la DQO en unidad primaria (57.6%) y casi ninguna eficiencia de la DQO (2.8%) en la unidad secundaria. Probablemente esta disminución en la eficiencia era debido a las bajas temperaturas. El balance de masas para los sólidos suspendidos también mostró una remoción de los SS pequeños (68%) en la unidad primaria y una eficiencia negativa (-14.3%) en la unidad secundaria. El desecho crudo era muy débil (188 mg/L) en sólidos suspendidos.

Razones desconocidas. La Figura 20 muestra la variación de la concentración de la DQO y DBO_5 en muestras de desechos crudos, primario y efluente secundario. El balance de masas para cloruro mostró ahora menos cloruros en el desecho crudo que en el efluente secundario, en una tendencia opuesta en relación al mes pasado. Unificando ambos meses, el balance es casi correcto. En el caso del balance de masas para la DBO_5 , encontramos 61.4% de eficiencia en la remoción del primario y 6.4% en el secundario (casi nada). La Figura 21 muestra como cambió la concentración de sólidos suspendidos en las muestras y de los sólidos sedimentados. El balance para nitrógeno muestra que algo está siendo almacenado en la unidad primaria y está siendo removido en la unidad secundaria. Examinando la transformación de nitrógeno, se concluyó que algún lodo debería estar

siendo de la unidad secundaria. Esto es mucho más claro en el caso de los sólidos sedimentables que salen de la unidad secundaria : casi ningún lodo. La Figura 22 es acerca del pH y alcalinidad (el medidor de pH de SANEPAR fué reparado). Es claro que la alcalinidad incrementa del desecho secundario al primario y al efluente secundario, tal vez debido a la conversión del nitrógeno orgánico a amoníaco y a la conversión de ácidos orgánicos a metano y ácido carbónico/bicarbonato. La producción de metano se lleva a cabo en bajos pH = 6.4 a 7; regularmente el efluente primario es más ácido (más bajo pH y alcalinidad) que en el efluente secundario.

La Figura 23 presenta la variación horaria del caudal del efluente, la temperatura del mismo, y la temperatura del aire. Se tuvieron días muy fríos a final de Julio de 1984. La temperatura del efluente secundario permaneció en el rango 16°C a 17°C, y fué más fría que en Junio de 1984. Se tuvieron muchos problemas con la medición de flujos hasta la mitad de Julio. En Julio 4, a las 10:30 am, la distribución de gas comenzó otra vez. El autor fué a una estación de radio local y explicó a la gente que ellos no deberían gastar ó botar gas en sus estufas ó si no se acabaría este suministro. Se les sugirió que avisaran a SANEPAR acerca de cualquier fuga, aún en el medidor de gas, ó en la válvula reductora de presión, ó en cualquier parte. Se comenzó a

colorear el biogas con T.H.T.-tetrahydrothiophen (de Francia), por razones de seguridad y para poder detectar fácilmente las fugas de gas. El 4 de Julio el autor fué a la planta y ordenó la transferencia de una gran cantidad de lodo del fondo de la unidad primaria al fondo de la unidad secundaria. Eran días lluviosos. Probablemente algunos 300 M3 de lodo fueron transferidos. El primer digestor seco estaba lleno de sólidos desechos municipales, y el sello de arcilla en las paredes se debería comenzar el próximo día. Los operadores habfan separado los sólidos municipales, en los digestores secos, y habfan removido plásticos, metales y vidrio. Los camiones descargaron los desechos sólidos directamente en los digestores secos. El material recuperado fué vendido a buen precio, y el dinero recolectado fué utilizado en beneficio de los operadores. SANEPAR debería entonces suministrar lodos anaeróbicos por un gran numero de plantas de tratamiento UASB (un reactor de 2.000 M3 y otro de 1.500 M3) con el lodo de PIRAI DO SUL, ya que pensamos que tal lodo podría ser mucho mejor que el lodo digerido anaeróticamente en la Planta de Londrina (vea Figura 1) el cual nosotros estabamos suministrando como inóculo para el arranque (sin mucho éxito) para plantas tipo UASB en el norte del estado de Parana (para desechos de almidón y etanol) como los digestores industriales no podfan ser utilizados, ya que ellos estaban llenos de (melaza) sugerimos a la industria que nos diera alguna miel para agregarla a nuestros digestores y así,

aclimatarlo a la digestión anaeróbica del azúcar. Se razonó que el arranque de la planta UASB podría ser más rápido. Basados en esto nos enviaron un camión con miel. Ya había viajado algunos 3.000 kms., en festivos, y los operadores se encontraron con el problema de descargar esta cantidad. La industria me había dicho que ellos me enviarían 5 M3 ó menos y que entonces sería fácil encontrar un lugar para almacenarlo como es los canales en la parte de atrás de los digestores secos, ó en el canal el cominutor estaba instalado. Con tanta miel, una posibilidad debería ser almacenarla en los digestores secos. Se decidió de todas maneras almacenar el superávit de miel en el fondo de la unidad primaria, y aún peor, algunos días ellos mezclaron el fondo de la unidad primaria inyectando biogas, tal como los operadores le contaron al autor, cantidades masivas de lodos anaeróbicos en la unidad primaria flotaron y el efluente primario olfa muy mal y tenía un color oscuro, pero la producción de gas en la unidad secundaria era increíble. Imagino la sobrecarga que causaron para almacenar 6M3 de molaza en el fondo de la unidad primaria. Al final del 5 de Junio el primer digestor seco estaba "inundado" con lodo del digestor primario y algún efluente secundario. El 7 de Junio el digestor seco infló totalmente el colector de gas y ellos pusieron el compresor a succionar solamente el gas de la basura. El resultado se vio muy pronto. Todas las estufas tuvieron que parar la quema debido a su fuerte olor a

biogas. Como no hay teléfono en la planta de biogásificación (no hay dinero para comprar uno.....), y rápidamente la oficina de SANEPAR tuvo que enviar un carro a la planta de biogásificación para ver que pasó, ya que la gente estaba muy disgustada acerca del gas. Entonces ellos pararon completamente utilizando el gas de la basura, descargaron el gas almacenado en las tuberías de distribución a la atmósfera y comenzaron otra vez a enviar biogas de lodo. O.K., no más problemas. Si ellos hubieran mantenido las llamas, dentro del cuarto del compresor, prendida, esto no hubiera pasado. Se pidió ayuda a la oficina principal de SANEPAR. Se adivinó o se pensó que el digester seco se había "sedimentado" y que el biogas debería ser casi solamente CO_2 . En Julio 23 a las 8:15 am, una muestra del percolado del digester seco, colectado en la estación No.2, arrojó los siguientes resultados : $\text{DQO} = 13.506 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 2.040 \text{ mg/l}$; $\text{CL}^- = 192 \text{ mg/l}$; $\text{pH} = 5.4$ ("fermentado"); $\text{NO}_2 = 0.4 \text{ mg/l}$; $\text{NO}_3 = 0.9 \text{ mg/l}$; $\text{PO}_4 = 0.0 \text{ mg/l}$; Alcalinidad = 1.790 mg/l . Basado en lo anterior se sugirió agregar cal al digester seco, pero nada se hizo, esperando que el autor volviera de sus vacaciones. Para evitar los problemas de inundaciones en el río que causaba inundaciones en la canaleta Parshall, se instaló una válvula de globo en la tubería que va de la Parshall al río, tal que se pudiera utilizar la estación # 1 como estación primaria (automática) durante las inundaciones, y descargar el efluente secundario al by-pass de la estación, aguas abajo de una válvula de compuerta. La válvula fue ins-

talada, pero la operación no se hizo. Era claro que había que ir despaciosamente con los operadores para que ellos aprendieran las posibilidades. Como las molazas fueron "botadas", el remanente fué "vertido" (de algunos tanques, canales, etc.) a lo largo del mes, como se puede ver. El segundo digester seco, mientras tanto, estaba siendo llenado con desechos sólidos. En Julio 31, 11:00 am, un tractor municipal, tratando de pavimentar una calle, rompió la tubería principal de gas para HDPE DN (\varnothing) 63 MM, Clase PN 10. Era necesario utilizar un equipo especial de soldadura, solamente disponible en Sao Pablo donde se construfa las tuberías HDPE y algunas conexiones. La municipalidad tendría que conseguir tal equipo especial. Pero un operador, seguido por el sistema de distribución de gas, tenía su botella LPG casi sin gas, y se decidió improvisar una solución. Se trabajó con el equipo de soldadura HDPE. El secreto es calentar una plata a la temperatura precisa para ablandar las partes del HDPE, y entonces, presionar tales partes, y ellas soldan por fusión. De tal manera que él improvisó tal solución "casera" el 6 de Agosto, parando toda la discusión acerca de la reparación de la tubería principal. No sabemos cuanto se perdió en este accidente y cuanto gas se vertió a la atmósfera, ya que el colector estaba completamente inflado.

La Figura 24 es acerca de las transformaciones de los compuestos de nitrógeno, dentro del balance de nitrógenos, ~~ambos~~ ambos nitrógenos ~~estaban~~ siendo removidos en ambas unidades primaria (8.5%)

y secundario (9.5%) el caudal de flujo integrado diario mostró un promedio de 1.200 M³/día, como en Junio.

La Figura 25 presenta los balances de masas para la DQO y el balance para la DBO₅, SIN TENER EN CUENTA LAS MOLAZAS AGREGADAS DURANTE EL MES. Basados solamente en el desecho crudo, el efluente primario y secundario, se tenía una "aparente" eficiencia de remoción de 55.5% de DQO y 47.6% de DBO₅ en la unidad primaria y , 32.6% de DQO y 36.7% de DBO₅ en la unidad secundaria. Tal que la adición del lodo digerido primario del fondo de la unidad primaria al fondo de la unidad secundaria, incrementó el espesor de la cama de lodo en la unidad de gas, causando un discernible aumento en la eficiencia de la unidad secundaria. La Figura 26 presenta los datos acerca de los sólidos sedimentables. Como se puede ver, la adición de lodos a la unidad secundaria causó la remoción de algunos lodos con el efluente. Probablemente este es el efecto de "permitir" la remoción de partículas de lodos que no sedimentan muy bien en el reactor UASB. Esto se refleja en el balance de sólidos suspendidos, con solamente el 19.8% de eficiencia en la remoción en la unidad secundaria y 58.1% en la unidad primaria. La Figura 27 es acerca del pH y la alcalinidad. Como se puede ver, el efluente primario permaneció más ácido ("fermentado") que el desecho crudo ó el efluente secundario, como es la regla general. La alcalinidad incrementó del lodo secundario al efluente primario y al efluente secundario. El balance para cloruros mostró

que los balances de masas probablemente no estaban muy equivocados. Finalmente la Figura 28 y los cambios horarios en Agosto de 1984 en el caudal del efluente secundario y la temperatura, así como la temperatura del aire. Se estaban teniendo días muy fríos. Después de Agosto 23 se tuvieron aún días más fríos, pero yo no tengo tal información y no tuve tiempo para obtenerla. Como se puede ver la temperatura del efluente secundario estaba en el rango 15°C y 16°C , se recibió otro camión de miel y como ambos digestores secos estaban llenos con desecho sólido, el único lugar para almacenarla (9.7 M³), fue el fondo de la unidad primaria. Ahora los resultados fueron muy rápidos, con una muy rápida producción de biogas, y con el biogas siendo esparcido en la atmósfera. El 13 de Agosto, el autor volvió de sus vacaciones a la planta de biogasificación. Su próxima visita fue el 22 de Agosto. La Figura 29 nos presenta un "aparente" balance de nitrógeno. A través del 13.4% estaba siendo removido en la unidad primaria (como exceso de lodo, probablemente) y casi nada (1.1%) en la unidad secundaria. El caudal diario cambiaba mucho, debido a que el afluente había sido by-paseado al río ó a que la canaleta parshall estaba inundada. Probablemente el caudal promedio estuvo al rededor de 1.200 M³/día. La Figura 30 muestra como cambió la concentración de la DQO y DBO_5 en las muestras grab. El efluente primario no es exactamente el afluente secundario

ya que se están agregando percolados de los digestores secos, al canal en el cual comienza la alimentación de la unidad secundaria y el efluente primario es colectado en el canal con dos vertederos de control en el lado de los digestores secos. El percolado tiene una carga muy alta, que no se "ve" en el grab, y comenzó en Agosto 13. Esto es probablemente porque aparece que el efluente secundario estuviera deteriorando después de Agosto 14, en las gráficas de la DQO y DBO_5 . De cualquier manera un balance de masas mostró una eficiencia del tratamiento primario en la remoción de la DQO del 62.7% y del 68.3% para la DBO_5 ; y una eficiencia del tratamiento secundario del 28.6% para la DQO y 37.2% para la DBO_5 . La Figura 31 muestra que largas cantidades de lodo estaban siendo removidas del manto de lodos de la unidad secundaria, UASB, principalmente después del 14 de Agosto, probablemente como resultado de picos de caudal al operarse la estación de bombas # 2 (de percolados) y el pico de la materia orgánica (azúcares, ácidos orgánicos), fáciles de digerir y desprendiendo gas el cual debería estar levantando y expandiendo la cama de lodos. Las figuras para sólidos suspendidos son muy irregulares después del 14 de Agosto, probablemente debido a las razones ahora escuchadas. Un balance de masas de sólidos suspendidos mostró una remoción de los SS aparentes del 45% en la unidad primaria y casi ninguno ó un poco negativa en la unidad secundaria. La Figura 32 y es la última, y es acerca del pH y alcalinidad. El pH tan bajo (3.2)

del efluente primario del 16 de Agosto se explica como un accidente de descargar percolados-lixivados del digestor seco, con la ayuda de la bomba No. 2 al fondo de la unidad primaria el 13 de Agosto. Del 13 al 22 de Agosto los digestores secos estuvieron inundados con efluentes secundarios, cada dos días, y entonces la válvula de compuerta fué abierta permitiendo la descarga de lixivados-percolados, fuera de los digestores secos a través del sistema de drenaje, el cual era colectado en un canal de la estación de bombas #2. Alcanzando un nivel alto, automáticamente la bomba sumergible arrancaba, y se descargaba el percolado-lixivado en el canal que alimentaba la unidad secundaria. La producción de gas en la unidad secundaria se incrementó muchísimo. En Agosto 22 el período de inundaciones fué reducido a un día : cada día cada digestor seco es inundado en el efluente secundario, y permitido que drene sin lixivados-percolados.

El 13 de Agosto se introdujo una pequeña cantidad de lodos granulados cultivados en un desecho de lecherías, de un reactor del laboratorio de SUREHMA. La idea era ver si en la presencia de azúcar (de molaza) y ácidos orgánicos (de lixivados-percolados), tal lodo granular se reproduciría en el fondo de las unidades primarias y secundarias, donde se introdujo. No sabemos si granulación ocurrirá a temperaturas psicofrías (15 - 16°C) ó si el desecho doméstico tiene un efecto inhibitor en la granulación.

El balance para cloruros mostró que los otros balances de

masas no estaban muy equivocados. En Julio se olvidó la lectura de lagunos medidores de gas. Entonces el 22 y el 23 de Agosto de 1984 se hizo otra lectura de los medidores caseros. Habían 283 medidores instalados y medidos, y el flujo total de gas medido fué 4.650 M3, el cual es equivalente probablemente a 4.180 M3 standard de biogas. Como podemos ver, el consumo de biogas decreció, como resultado de la interrupción del mismo (algunos días no había gas disponible, otros días se rompió la tubería principal), lo cual fué al consejo presentado en la estación local de radio. El 13 de Agosto se tomó una muestra de gas, mezcla del biogas primario + secundario, a las 5:00 pm y del Laboratorio de la Universidad Católica determinó : $\text{CH}_4 = 74.00\%$; $\text{CO}_2 = 9.86\%$; $\text{N}_2 = 13.34\%$; $\text{O}_2 = 2.8\%$. Probablemente el alto contenido de CO_2 es causado por algunas "mierda" cuando se "fermenta" (ácidos orgánicos) en el fondo de la unidad primaria. También algún etanol pudo haberse producido en el fondo de esta unidad. Con este resultado, el metano distribuido fué 2.214 kg en un periodo de 60 días, o 36.89 kg CH_4 /día (equivalente a 148 kg de DQO gasificado/día). De acuerdo a el "aparente" balance de la DQO, basado en el desecho crudo y en el efluente secundario, en Agosto de 1984 se removi6 en promedio 790.1 kg de DQO/día, con una eficiencia total de remoción (primario + secundario) de 73.3% como DQO y 80.1% como DBO_5 (nivel de tratamiento secundario). Es difícil de explicar porque una diferencia tan grande en la DQO removida y la DQO distribuida como metano.

El mismo 13 de Agosto, se tomaron 2 muestras de biogas del colector de gas de los digestores secos. Para el digestor más antiguo la composición de biogas fué : $\text{CH}_4 = 24.5\%$; $\text{CO}_2 = 34.28\%$; $\text{N}_2 = 38.92\%$; $\text{O}_2 = 2.30\%$; y fué de este digestor que se removió el biogas que causó problemas al no quemarse en las estufas del pueblo. Claro, con tan poca cantidad de metano, tal biogas es muy difícil de quemar en quemadores diseñados especialmente. La conclusión es que el digestor estaba "fermentado". Para cerciorarme, se removió el colector de gas y se examinaron desechos sólidos. El desecho olfa "fermentado".

Otras muestras fueron colectadas de los otros digestores que estaban llenos de desechos sólidos municipales pero que no habían recibido lodos digeridos primarios ó el efluente secundario como un "arranque" al proceso de digestión (inoculación; semilla). Tales digestores secos estaban cubiertos con un colector de gas desde su completa llenada el 31 de Julio de 16 camionados de desecho sólido. La composición del biogas (laboratorio de la Universidad Católica) : $\text{CH}_4 = 50.77\%$; $\text{CO}_2 = 40.53\%$; $\text{N}_2 = 7.08\%$; $\text{O}_2 = 1.62\%$. Esta es una composición típica del biogas de relleno sanitario. Tal biogas puede ser quemado fácilmente, producción de una buena llama. Nosotros ensayamos esto con una pequeña bomba al vacío, (manufacturada para el ordeño de vacas, disponible en la planta).

Conociendo la composición del biogas de la basura, se imple-

mentó la solución de removerlo de los colectores de gas de los digestores secos con la ayuda de pequeñas bombas al vacío, el cual comprimen el biogas y lo inyectan al fondo de la unidad primaria. De esta forma el CO_2 de tal biogas es disuelto dentro del agua (efluente primario) y se obtiene un metano más concentrado (de la basura) en el colector de gas primario.

El 4 de Julio, a las 4:00 pm, se colectó una muestra de lodo digerido primario y en el mismo fondo de la unidad primaria. La temperatura de la muestra era 16.5°C . Resultado del laboratorio de SANEPAR : $\text{DQO} = 74.600 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 26.600 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4\text{-N} = 305.2 \text{ mg/l}$; $\text{N-orgánico} = 16.8 \text{ mg/l}$; $\text{CL}^- = 1.05 \text{ mg/l}$; Sólidos Sedimentables = no sedimentables; Alcalinidad = 1.260 mg/l ; Sólidos Totales = 84.249 mg/l . Como podemos ver, cada alcalinidad tan alta apareció en los lixiviados-percolados del digestor seco el cual unos días más tarde fué inoculado con estos lodos. En el mismo día y a las 4:00 PM, se obtuvo una muestra de lodos del fondo de la unidad secundaria UASB. La temperatura de la muestra fué 16°C y se obtuvieron (SANEPAR) : $\text{DQO} = 12.800 \text{ mg/l}$; $\text{DBO}_5 = 6.858 \text{ mg/l}$; $\text{NH}_4 = 51.8 \text{ mg/l}$; $\text{N-orgánico} = 107.8 \text{ mg/l}$; $\text{CL}^- = 495 \text{ mg/l}$; Sólidos sedimentables = 230 ml/700 ml en 30 minutos; $\text{pH} = 7.0$; Alcalinidad = 1.110 mg/l ; Sólidos Totales = 18.698 mg/l ; es interesante notar el bajo contenido de NH_4 comparado con el alto contenido de NH_4^+ en el lodo primario que se transfiere cada día

al fondo de la unidad secundaria. A causa de esto NH_4 apareció más en el efluente secundario.

Las molazas concentradas traídas a la planta en Julio tenían una DQO de 1.417.000 mg/l (!!!), $\text{DBO}_5 = 455.598$ mg/l (?); $\text{NH}_4 = 1.030$ mg/l; N-orgánico = 790 mg/l. La concentración de molazas traídas a la planta en Agosto serían : DQO = 1.153.100 mg/l; $\text{DBO}_5 = 986.000$ mg/l.

El lixiviado-percolado del digestor anaeróbico seco, en una muestra a la grab tomada en Agosto 14 a la 1:00 pm, mostró : DQO = 7.526 mg/l; $\text{DBO}_5 = 3.200$ mg/l; pH = 5.9; Alcalinidad = 1.545 mg/l; Sólidos sedimentables = 0.3 ml/l; SS = 550 mg/l; N-orgánico = 13 mg/l; $\text{NH}_4\text{-N} = 8.8$ mg/l; $\text{PO}_4 = 3.0$ mg/l; $\text{CL}^- = 103$ mg/l. Esta muestra se tomó justo antes de que se arrancara la operación de inundar un día sí y otro no los digestores con efluentes secundarios, A partir de la composición de los lixiviados-percolados y dimensiones de los digestores secos llenos con desechos sólidos municipales es fácil verificar que esta es una carga polucionante bastante alta la que llega a la unidad secundaria tipo UASB que trata el efluente más el lixiviado-percolado.

En Agosto 15, 8:00 am, se muestreó el líquido percolado en el canal de drenaje y removido del digestor seco manual inundado el día previo con algún lodo y con efluente secundario; los análisis de laboratorio de SANEPAR : DQO = 5.090 mg/l; $\text{DBO}_5 = 2.010$ mg/l; pH = 6.1; Alcalinidad = 1.020 mg/l; Sólidos

dos sedimentables = 0.4 ml/l; SS = 1.064 mg/l; PO_4 = 0.3 mg/l; CL^- = 161 mg/l; N-orgánico = 40.3 mg/l; NH_4-N = 8.7 mg/l.

Como el lector puede ver, todavía se está trabajando, en la investigación del proceso de biogásificación en la planta de PIRAI DO SUL. Esperamos tener mucha más información para discutirla durante el Seminario de Cali, en Colombia.

Pido excusas si la calidad del artículo no es tan bueno como debiera de ser, pero el autor tuvo que hacerlo todo él mismo, todos los cálculos, gráficas, y aún la pasada a máquina.

Tal como lo prometí al Doctor G. Lettinga y al Doctor Louwe Kooijmans de Haskoning, este artículo estuvo listo el 31 de Agosto.

Pido excusas por no tener el tiempo y el conocimiento de la lengua española para preparar una versión española. Pero aún no hay siquiera una versión portuguesa de éste artículo.

El autor está muy agradecido por toda la ayuda recibida de los Doctores Lettinga y Switzenbaum, en cuanto a información y literatura. También el autor está agradecido a sus amigos de SANEPAR que lo han apoyado de tal manera que las investigaciones se pudieran hacer y la tecnología pudiese tener en práctica en el campo de saneamiento. El autor está muy agradecido a los operadores y a SUREHMA (Dr. Urivald Pawlowsky) a la Universidad Católica de Parana y a las organizaciones de Cooperativas del Estado de Parana, OCEPAR y a mi hermano el agronomista Lufz Savelli Gomes, por su ayuda y soporte.

Finalmente debo hacer mención que este artículo expresa solamente las ideas del autor y no las de SANEPAR ó sus empleados porque SANEPAR ha aprobado y examinado este artículo antes de su publicación.

APLICACION DEL PROCESO UASB PARA EL TRATAMIENTO DE DESECHOS LIQUIDOS INDUSTRIALES

Gatze Lettinga, Look Hulshoff Pol, Willem de Zeeuw, Win Wiegant, Iman Koster, Lood van Velsen, Sammy Sayed

Department of Water Pollution Control, De Dreijen 12, 6703 BC Wageningen. Holanda.

Seminario Nacional sobre Tecnología UASB para Aguas Residuales Domésticas e Industriales. Cali - Octubre 18-19 de 1984.

INTRODUCCION

La alternativa de tratamiento anaeróbico para desechos líquidos industriales ofrece tremendos potenciales para vertimientos con concentraciones bajas y altas en condiciones mesofílicas y también psicofílicas y posiblemente en el próximo futuro para condiciones termofílicas. El sistema es bastante atractivo para el tratamiento de desechos domésticos en áreas tropicales.

Comparado con procesos convencionales aeróbicos en el actual momento de desarrollo tecnológico, el tratamiento anaeróbico ofrece un número significativo de beneficios con pocas desventajas, como se puede ver en la Tabla 1.

TABLA 1

BENEFICIOS Y DESVENTAJAS DEL TRATAMIENTO ANAEROBICO SOBRE METODOS AEROBICOS CONVENCIONALES

BENEFICIOS

1. Baja producción de lodos estabilizados en exceso
2. Pocos requerimientos en nutrientes
3. No hay requerimientos de energía para aeración
4. Producción de metano

Continuación Tabla 1

5. Frecuentemente se pueden aplicar altas cargas hidráulicas y orgánicas.
6. Lodos anaeróbicos adaptados pueden ser mantenidos sin alimentación por largos períodos de tiempo.
7. Compuestos de valor importante como el nitrógeno amoniacal se pueden conservar, lo cual puede representar un beneficio importante (e.g., en el caso del uso del efluente para irrigación y fertilización).

DESVENTAJAS

1. Las bacterias anaeróbicas (particularmente metánicas) son susceptibles a un número grande de compuestos).
2. El primer arranque del proceso es lento
3. El tratamiento anaeróbico requiere generalmente un pulimientamiento aeróbico.
4. Todavía existe poca experiencia con la mayoría de digestores extrarápidos.

Indudablemente una de las mayores ventajas del tratamiento anaeróbico -especialmente para países cortos en divisas fuertes- es el hecho de que se obtiene energía a partir de la polución orgánica, mientras que los requerimientos energéticos del proceso son casi nulos. La Tabla 2 muestra más claramente el panorama energético del tratamiento anaeróbico de desechos líquidos.

TABLA 2

CONSUMO Y PRODUCCION ENERGETICA EN EL TRATAMIENTO
ANAEROBICO

1. Producción de energía
Producción de CH_4 : 210-316 $\text{M}^3 \text{CH}_4/1000\text{KgDQO}$ (PTE)
7.630-11.530 MJ $\text{CH}_4/1000 \text{ KgDQO}$ (PTE)

Continuacion Tabla 2

Bases : Biodegradabilidad del sustrato orgánico: 70-100%

: Producción CH₄: 0.9-0.95 $\frac{\text{Kg CH}_4}{\text{Kg DQO rem.}}$

: Reducción DQO: 95% de la fracción biodegradable del DQO)

2. Consumo de Energía

24-54 MJ electricidad /1000 KgDQO

80-170 MJ CH₄ /1000 KgDQO

(Bases: El desecho será tratado a la temperatura ambiente)

Hasta ahora el proceso UASB es el tratamiento más ampliamente utilizado. Aunque la primera planta UASB (200M³) de demostración fue construída en Holanda en 1976, actualmente existen 51 plantas industriales tratando una amplia variedad de aguas residuales. La Tabla 3 presenta la situación en Julio de 1984 y no incluye plantas demostrativas instaladas recientemente en Brasil para desechos de destilerías y 18 plantas tipo IRIS -muy similares en concepto-al proceso UASB.

Aunque el número de 51 plantas construídas en el período de 7 años después del reactor de 200M³ puede parecer pequeño, es bueno recordar que:

a. El "establecimiento" en el campo de control de la contaminación es muy reactivo con respecto a la introducción de nuevas alternativas de tratamiento por tres razones fundamentales:

1. Falta de experiencia con el nuevo proceso
2. La disponibilidad de otras alternativas (e.g., siste-

TABLA #3

PLANTAS UASB INSTALADAS Y COMISIONADAS EN JULIO DE 1984

TIPO DE DESECHO	NUMERO DE PLANTAS	PAIS	NUMERO DE PLANTAS EN PAIS	CARGA DE DISEÑO * KgDQO M ³ . día	VOLUMEN DEL REACTOR M ³
Azúcar de remolacha	10	Holanda	7	12.5-17	200-1.700
		Alemania	2	9 -12	2.300-1.500
		Austria	1	8	3.000
Azúcar Líquida	1	Holanda	1	17	30
Procesadoras de papa	10	Holanda	8	5-11	240-1.500
		USA	1	6	2.200
		Suiza	1	8.5	600
Almidón de papa	3	Holanda	2	8.5-15	1.700-5.500
		USA	1	11	1.800
Almidón de maíz	1	Holanda	1	10-12	900
Almidón de trigo	3	Holanda	1	7	500
		Irlanda	1	9	2.200
		Australia	1	11	4.200
Alcohol	2	Holanda	1	16	700
		Alemania	1	9	2.300
Levadura	1	USA	1	12	4.400
Cerveza	2	USA	1	14	4.600
		Holanda	1	5-10 (23°C)	1.400
Pescado	1	Holanda	1	10	2 X 50
Matadero	1	Holanda	1	3-5	600
Lechería	1	Canadá	1	6-8	450
Papel	2	Holanda	2	8-10	1.000, 740
				4(20°C)	740
Conservas vegetales	1	Holanda	1	10	375
"White Spirit"	12	Tailandia	12	15	3.000

* Temperaturas a 30-35°C, a menos que se especifique

mas aeróbicos convencionales) aunque mucho más cos
tosasa.

3. Falta de interés comercial

Consecuentemente el verdadero empuje por los trata -
mientos anaeróbicos solo surgirá una vez que los consull
tores se convenzan de los potenciales del proceso y de
la economía del mismo y/o cuando nuevas regulaciones de
control de la contaminación industrial lleguen al mercal
do.

- b. Frecuentemente existe una falta completa de información
pertinente acerca de tecnologías desarrolladas recientel
mente de utilización potencial, debido a la lenta pene-
tración de los resultados del laboratorio a los consull
tores y/o agencias de control.

A parte de las plantas industriales construídas en varios
países, estudios a nivel piloto están siendo hechos en una
variedad de desechos industriales así como en desechos do-
mésticos. En términos generales se puede decir que el mél
do de tratamiento anaeróbico es factible para todo tipo de
desechos que se originen en la industria agrícola a menos
que en el proceso se introduzcan compuestos fuertemente tó-
xicos en el efluente. Aún en esta ocasión la aplicación del
tratamiento anaeróbico no debe ser excluída, ya que en mu -
chos casos se pueden aplicar medidas para prevenir proble -
mas en el proceso de depuración. Dependiendo de los compuesl
tos químicos presentes, el tratamiento anaeróbico puede ser
el mejor método para tratar los desechos de la industria
química.

En cuanto a la aplicación del proceso UASB, particular-
mente con respecto a los potenciales de carga, algunos fac-
tores se deben tener en cuenta según la Tabla 4.

TABLA 4

FACTORES QUE AFECTAN EL POTENCIA DE CARGA DEL SISTEMA
UASB

1. Diseño del proceso: Sistema de alimentación del desecho, separador gas sólidos, relación altura/área.
2. Tipo de lodos anaeróbicos presentes y/o en desarrollo
3. Características del sustrato.
 - . Tipo y naturaleza de los polutantes
 - . Solubles o insolubles
 - . Biodegradables o no
 - . Fermentados o no
 - . Contenido de proteínas, lípidos, carbohidratos
 - . Alcalinidad
 - . Concentración de la DQO
 - . Contenido de nutrientes
4. Factores ambientales
 - . Temperatura
 - . pH
 - . Presencia de compuestos inhibidores /tóxicos

Aunque originalmente el proceso se desarrolló para desechos de concentración media y baja, sería un error concluir que el proceso UASB es exclusivamente aplicable a estas categorías de desechos. Resultados bastante satisfactorios han sido actualmente obtenidos con largas plantas y reactores pilotos para desechos complejos, i.e., parcial o casi totalmente no- disueltos, a temperaturas óptimas y sub-óptimas. Indudablemente los potenciales de carga del proceso son apreciablemente menores para desechos insolubles.

Usando la evidencia obtenida en largas plantas, así como en unidades pilotos, el efecto de los factores mostrados en

la Tabla 4 serán discutidos más abajo.

Efecto del tipo, naturaleza y composición de los polutantes presentes en el agua de desecho.

Desechos líquidos complejos. La presencia de materia suspendida de baja o ninguna biodegradabilidad en el desecho, resultará inexorablemente en una fuerte disminución de actividad específica de los lodos en el reactor, excepto cuando esta materia no queda atrapada en el manto de lodos. Aunque esta disminución en actividad específica puede resultar en bajos potenciales de tratamiento, esto no lleva necesariamente a la conclusión que el proceso anaeróbico de una fase es (mucho) menos atractivo que el concepto de dos fases. Aún a bajas cargas, e.g. $1-4 \text{ KgDQO} \cdot \text{M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, un proceso de una fase puede ser económicamente muy atractivo, y en ciertos casos específicos, más atractivo que un diseño de dos fases. Hasta ahora se tiene información experimental con el proceso de una fase (UASB) para desechos de mataderos, establos de engorde para novillos y desechos domésticos. Las características principales de estos desechos se muestran en la Tabla 5.

TABLA 5

CARACTERISTICAS DE LOS DESECHOS DE MATADEROS, ESTABLOS DE ENGORDE Y DESECHOS DOMESTICOS

DESECHO	RANGO DQO mg/L	RANGO DBO ₅ mg/L	% INSOLU- BLE	(a)	N-TOTAL mg/L	P-TOTAL mg/L	TEMPER. ° C
Engorde novillo	9.500	3.600	60		180		10-20
Matade- ros	1.500- 2.200	490-650	40-50	BAJA	120-180	12-20	18-22
Dese- chos do- mést. (Bene- Kom-Hol)	322- 950*		18-45	30-60%	20-80		

(a) Biodegradabilidad de la fracción insoluble

- * Muestra compuesta promediada en 5-15 muestras diarias (5-28 días).

Sistemas AWWT* de una fase para desechos líquidos complejos.

En las Tablas 6 y 7 se muestran los resultados más relevantes obtenidos con sistemas -AWWT para estos tipos de desechos.

De los datos de la Tabla 6 se puede ver que el tiempo mínimo de retención para un desecho doméstico en reactores de lecho de lodos floculentos está en el rango 10-14 horas para 8-10 °C. Para tiempos más cortos las reducciones en DQO se reducen drásticamente, particularmente con respecto a la re moción de materia suspendida.

Esta materia finamente dividida es removida más efectiva mente a altas temperaturas, permitiéndole al sistema aceptar cargas hidráulicas, y orgánicas mayores. La máxima carga hidráulica aceptable a altas temperaturas no ha sido aún deter minada, para aguas domésticas, pero ciertamente es menor de 8 horas a 20°C. En experimentos con aguas de mataderos (Sayed, 1982) se obtuvieron reducciones satisfactorias de la DQO a 20°C y con 8 horas de THR. Presumiblemente se pueden aplicar cargas más altas. De otro lado, cuando se tratan desechos de mataderos y similares, la presencia de compuestos suspendidos específicos, como lípidos, pueden crear algunas dificultades, a causa de su fuerte tendencia a flotar. En estos casos el sedimentador debe tener un removedor de materia flotante que se genera continuamente. Como el material que se acumula está pobremente estabilizado, se requiere su estabilización en un digester aparte, o se debe disponer de él, de alguna otra manera. Hasta un 40% de los SD de la capa flotante consiste en lípidos.

En estudios llevados a cabo en un digester UASB para dese

* AWWT. Anaerobic Waste Water Treatment

TABLA 6

RESULTADOS OBTENIDOS CON UN DESECHO COMPLEJO EN UN SISTEMA DE MANTO FLOCULENTO DE LODOS DE UNA FASE (DSS)

DESECHO	DQO aflu. (1) mg/L		TEMP. °C	CARGA KgDQO M ³ .d/a	REMOC. DQO (2)		VOLUMEN REACTOR
	TOTAL	SOLUBLE			FILTRADO	TOTAL	
Desecho Domést.	322 950	235 460	15-20 9-12	Max.2.0 Max.2.0	30-80		6 M ³
Engorde novillo	9.500	3.800	30 25	4 2	93 90	90 85	25 L. 25 L.
Mataderos	1.500 2.200	600 1.100	30 20	2.5-3.0 1.5-2.0	75-85 78-85	65-80 55-75	30 M ³

(1) Los valores de la DQO son el resultado de 5-15 muestras compuestas diarias.

(2) Filtrado: basado en efluente filtrado y afluente total.
Total (no filtrado): Basado en efluente y afluente total.

chos de mataderos, se pudo constatar que a lo largo de 46 semanas de experimentación, el 4.2% de la DQO del afluente se acumuló en la capa de lodos.

Una observación importante hecha en el reactor UASB que trataba los desechos domésticos y desechos del matadero, era la necesidad de solo una entrada de alimentación por cada 2 M² de superficie. Se concluye que se requiere un sistema simple de alimentación para sistemas de manto floculante, a pesar de la baja producción de biogas (e.j. 2M³/d/a = 1M³/M².d/a en el reactor de 6 M³ y 18 M³ / d/a = 3.6M³/M².d/a en el reactor de 30 M²).

Cargas mucho mayores pueden ser aplicadas en sistemas de manto de lodos granular, aunque la eficiencia en la remoción

puede ser pobre bajo altas condiciones de carga . Como resultado se debe tener un sedimentador en línea con el reactor. La Tabla 7 muestra algunos resultados obtenidos con este tipo de reactor.

TABLA 7

RESULTADOS EXPERIMENTALES CON DESECHOS COMPLEJOS EN UN SISTEMA DE MANTO GRANULAR DE UNA FASE

DESECHO	DQO Afluyente (1) Mg/L		TEMPERATURA °C	CARGA DQO KgDQO M ³ .día	REDUCCION DQO (2)		VOLUM. REACTOR
	TOTAL	SOLUBLE			FILTRA.	NO FIL.	
Desecho Domést.	120	100	15-20	Max 2.0	68-89	56-72	120 L
	950	460	8-13	Max 2.0	65-80	54-65	
Matadero	1.500	600	30	14-15	82-87	53-54	30 L
	2.200	1.100	20	6-9	83-92	45-64	

(1) Los valores de la DQO para desechos domésticos son promedios ponderados de 5-15 muestras compuestas diarias.

(2) Filtrado: $DQO (Af)_{total} - DQO (ef)_{fil} / DQO (Af)_{total}$
 No filtrado: $DQO (Af)_{total} - DQO (ef)_{total} / DQO (af)_{total}$

Si se aplica una carga menor en un reactor de lodos granulados, presumiblemente trabajará mejor que un sistema de manto floculante, obteniéndose una estabilización de los SS atrapados. Esto a su vez puede prevenir la necesidad de un digestor de lodos adicional, que podría ser requerido en el caso de un sistema de manto granular a alta carga.

Sistemas -AWWT de dos fases para desechos líquidos complejos

En vez de un proceso de una fase (si es necesario combinado con un sedimentador final + digestor de lodos) un proceso de dos fases puede ser más atractivo en el tratamiento de de

sechos líquidos complejos. Tal proceso puede consistir de un presedimentador licuefador-acidificador combinado como un primer paso, y un reactor metanogénico como un segundo paso. Si tal combinación es más económica o más práctica no es seguro actualmente. En relación con lo anterior se debe reconocer que a pesar del volumen pequeño del segundo reactor, el volumen del primer tanque puede hacer su costo prohibitivo.

Se conoce que la fase de licuefacción es la tasa limitante del proceso. Cuando se tratan desechos exclusivamente carbohidratos un déficit puede existir en nutrientes y/o alcalinidad. En algunos casos este tipo de desecho puede contener una fracción alta de carbohidratos insolubles (e.g., almidones) como en el caso de una factoría de almidón de maíz cerca a Amsterdam (Zeevalkink, 1982). La composición promedia para este desecho se muestra en la Tabla 8.

TABLA 8
COMPOSICIÓN DEL ALMIDON DE MAIZ
(Fábrica ZBB, Koog a/d Zaan)

DQO	1.500- 11.000
pH	5.5 - 6.5
SS	\bar{X} = 500
SO_4^{2-}	\bar{X} = 200
SO_3^{2-}	\bar{X} = 75
Ca ²⁺	hasta 800 mg/L
Temperatura	33-39 °C
Carga	1.000- 1.200 M ³ /día
DQO- AGV	Max- 65% de la DQO total

En vista de la presencia de aproximadamente 500 mg/L de granos de almidón en el desecho y las considerables variaciones diarias en su composición (e.g., contenido de sales, SO_3^{2-} y posibilidad de compuestos clorados) y en su carga

polucionante debido a las variaciones en el proceso, se ha instalado un tanque de almacenamiento/regularización que fue construido en línea con el reactor UASB. Compuestos mal olorosos presentes en el efluente son removidos en una cascada, los gases removidos son juntados con el biogas para generación de energía.

Para favorecer la hidrólisis y acidogénesis de los carbohidratos, se debe agregar alcalinidad en forma de cal en el tanque de almacenamiento, junto con el N-amoniaco y fosfatos.

Debido a las grandes fluctuaciones, no esperadas, en la composición del desecho, la aplicación de cantidades inadecuadas de cal y al pobre funcionamiento del tanque de regularización, el primer arranque de la planta UASB con lodos digeridos como inóculos tomó más de un año, en vez de los seis meses programados. Sin embargo, una vez completado el arranque, la planta alcanza los criterios de diseño y aún más, por ejemplo, cargas de 13 Kg DQO. M³. día y una eficiencia en el tratamiento de 80-95%. En el reactor se desarrolló un lodo granular de forma uniforme, de alta sedimentabilidad y alto % de sólidos fijos (60%, principalmente como CaCO₃).

La actividad específica de los lodos es de 0.8 KgDQO. Kg SSV-1.día⁻¹ (a 30°C). A parte de las variaciones en la composición del desecho, particularmente con respecto a su contenido de SO₃²⁻ y la presencia de compuestos inhibidores desconocidos, un factor crítico en el comportamiento del proceso es la presencia de altas concentraciones de Ca²⁺. Esto es cierto a valores altos del pH, ya que esto conduce a la precipitación de CaCO₃ y presumiblemente Ca HPO₄ con el consiguiente déficit en PO₄³⁻ disponible. Criterios o guías precisas en cuanto a las concentraciones permisibles de Ca²⁺ en relación con el pH no se pueden proveer aún. Sin embargo para tener un rápido primer arranque y un buen comportamiento del manto granular, el pH debe ser mantenido un poco por de-

bajo de 6.3 para desechos con concentraciones altas de Ca^+ ($> 700 \text{ mg/L}$)

Desechos principalmente solubles

La escogencia de un proceso- AWWT de una o dos fases.

En el tratamiento de desechos solubles no hay razones para aplicar separación de fases. Probablemente lo contrario es cierto, por razones económicas así como desde el punto de estabilidad y comportamiento del proceso. Aún más, se puede obtener un rápido desarrollo de un lodo granular altamente sedimentable.

En experimentos hechos con soluciones de azúcar no fermentadas, se obtuvo un desarrollo significativamente más rápido de lodos granulares que con soluciones de AGV con el mismo contenido de DQO y nutrientes. Aunque la actividad metánica específica del reactor de una fase ($0.5 \text{ KgDQO} \cdot \text{Kg SSV}^{-1} \text{d}^{-1}$) fue aproximadamente tres veces menor que el de los lodos alimentados con AGV ($1.45 \text{ KGDQO} \cdot \text{Kg SSV}^{-1} \cdot \text{dfa}$), la actividad metánica volumétrica del reactor de una fase excedió significativamente al del reactor con sustrato de AGV, principalmente como resultado de una mejor sedimentación de los lodos en el proceso de una fase.

El punto focal para un buen comportamiento de un proceso UASB de una o dos fases es operación cuidadosa. Esto no significa que pre-acidificación del desecho no sea beneficioso para el proceso anaeróbico. Sin embargo, se enfatiza, que esto no requiere un tanque acidogénico separado, ya que este fenómeno ocurre en las líneas de alimentación, tanques de almacenamiento, etc.

Razones válidas para la aplicación de separación de fases (proceso de dos fases) para desechos solubles puede ser encontrada en la eliminación de compuestos tóxicos o peligrosos como SO_3^{2-} (SO_4^{2-}) y formaldehído, y compuestos como

NO_3^- , NO_2^- los cuales rebajan el valor del biogas en procesos de una fase debido a la reducción de nitratos.

Con respecto a la inhibición de SO_3^{2-} y SO_4^{2-} puede resultar por la presencia de SO_3^{2-} y la reducción bioquímica a S^{2-} a partir de SO_3^{2-} y SO_4^{2-} . Generalmente se pueden aceptar altas concentraciones de SO_3^{2-} en el afluente crudo que la concentración a la cual este compuesto se vuelve inhibidor. Como resultado de la ocurrencia de la reducción de $\text{SO}_3^{2-} / \text{SO}_4^{2-}$, la concentración de SO_3^{2-} en el licor mixto del reactor es generalmente significativamente menor que en el desecho crudo, dependiendo de la cantidad total de SO_3^{2-} y SO_4^{2-} y del tipo de concentración del contaminante orgánico.

A diferencia de las soluciones de lactosa, poca o ninguna reducción de sulfatos/sulfitos ocurrirá en soluciones de acetato. De acuerdo a datos experimentales (Mulder, 1982) en la digestión anaeróbica de desechos de levadura (DQO: 6.500 mg/L) hasta 70-90% de reducción de SO_4^{2-} ocurrirá en soluciones que contienen 1-5 g SO_4^{2-} /L para cargas tan altas como 14 Kg DQO $\text{M}^{-3} \text{d}^{-1}$ a 30 °C.

Un análisis de la literatura disponible muestra en todos los casos un comportamiento aceptable de los sistemas anaeróbicos para relaciones DQO/ SO_4^{2-} en exceso del rango 7.5-10 (véase Tabla 9). Algunos resultados muy recientes (Rizema) han mostrado que la metanogénesis procede muy satisfactoriamente a concentraciones de SO_4^{2-} tan altas como 15 g/L cuando el sustrato experimental era ácidos grasos volátiles (DQO: 1.5-4 g/L).

Como se mencionó anteriormente, una razón válida para la aplicación de un proceso de tratamiento anaeróbico de dos fases, puede ser la eliminación de compuestos como SO_3^{2-} en el reactor acidogénico. Por esta razón se adoptó un tratamiento de dos fases para el desecho de una industria de al-

TABLA 9

ORIGEN DESECHO	CARACTERISTICAS			CARGA KgDQO M ³ .día	TEMPER. °C	EFICIENCIA		COMENT.	REF.
	DQO g/L	DBO g/L	SO ₄ ¹¹ g/L			DBO %	DQO %		
Destilería de ron *	100-150	20-35	3.5	3.8(DQO)	36		71-85	Desecho diluído	Hiat(1.973)
Destilería de ron	54.6		1.3	3.9(DQO)	35		77-83		Roth(1.977)
Destilería de melaza de remola- cha	59.5	32	+2.4	3.2(DBO) 5.9(DQO)	35	95.9			Basu(1972)
Destilería		30-40 (5-9%SV)	2-10	2.5(SV) 6(SV)	35 65	80-90		Inhibición en SO ₄ ¹¹ > 5	Hideo(1962)
Levadura	15-8.5 15-8.5		0.5-1.0 0.5	15(DQO) 10(DQO)	30-35 30		60-80 70-90		Mulder(1982)
Levadura	16.1	8.8	1.0	8(DQO)	30		60-61		Hansford (1975)
White - Water	6.4	2.12		1.4(DBO)	35		68		Rudolf(1952)

* K⁺ = 8.4 g/L ; Ca^{±2} = 1.9 g/L.

midón de papa en Holanda. Dependiendo si las proteínas eran o no removidas del jugo de papa, este tipo de desecho podía contener hasta $800 \text{ mg SO}_3^{2-} / \text{Litro}$.

El diseño en esta fábrica consiste en un tanque de acidificación de $1,700 \text{ M}^3$ seguido de un reactor metánico de 5.500 M^3 cuya carga orgánica es de $15-17 \text{ Kg DQO} \cdot \text{M}^{-3} \text{ d}^{-1}$ a $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

La necesidad de un reactor acidogénico es muy dudoso. De hecho el proceso fermentativo ácido con este tipo de desecho procede muy fácilmente. Como consecuencia, una porción significativa de la DQO se convierte en DQO-AGV en los colectores y líneas del desecho, así como en los tanques de regularización, lo mismo aplica a la reducción de SO_3^{2-} . Hay muy pocas razones para esperar una inhibición seria por parte del SO_3^{2-} cuando viene con el desecho fresco y es alimentado a un reactor de una fase. Aunque varios problemas demoraron el primer arranque del reactor anaeróbico, los resultados obtenidos indican que después de obtenerse una gran cantidad de lodos adaptados (granular y activo) en el reactor, el proceso puede soportar cargas extraordinariamente altas, presumiblemente por encima de $60 \text{ Kg DQO} \cdot \text{M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. De hecho, la planta está considerablemente sobrediseñada, como es el caso de todas las plantas construídas hasta ahora.

Efecto de la concentración del desecho y la carga

Como otros procesos anaeróbicos de tasa alta, el proceso UASB fue desarrollado principalmente para desechos de concentraciones medias ($3.000-20.000 \text{ mgDQO/L}$) y bajas ($<3.000 \text{ mg DQO/L}$). Sin embargo, esto no inhibe la utilización del desecho para altas concentraciones.

El principal beneficio del proceso UASB para tales aplicaciones puede ser encontrada en sus altos potenciales de carga, comparados con digestores convencionales u otros sis-

temas anaeróbicos, debido a la formación de lodos granulares. En aquellos casos donde el desecho contiene una alta fracción de SS, como en desechos de aceite de palma, un diseño de dos fases puede ser ventajoso. Las ventajas prácticas y económicas de este proceso para desechos de altas concentraciones está por probarse. Esto aplica también para corrientes altamente contaminadas como lodos primarios o secundarios, estiércol bovino o porcino, etc.

Con respecto al efecto de grandes fluctuaciones en la concentración del desecho, frecuentemente se cree que esto afecta negativamente la estabilidad del proceso. Esta opinión es incorrecta con respecto al proceso UASB y otros digestores de tasa alta si se evitan las sobrecargas y se aplica una cierta recirculación, particularmente en el caso de afluentes con una muy alta DQO y ricos en AGV. En el caso de que la DQO del afluente -y consecuentemente la carga espacial al reactor- se reduzca a valores bajos, una pequeña disminución en la reducción de la DQO ocurre. Este es el caso cuando el tanque tiene un sistema muy simple de alimentación y es operado con tiempos de retención muy cortos, ya que el chance de que ocurran cortos circuitos es muy grande.

Similar a la capacidad de tolerar fluctuaciones en la DQO del afluente, el concepto UASB puede manejar variaciones en la carga polucional diarias y/o semanales. Se encontró en experimentos con mataderos (Sayed, 1982) que períodos temporales de sobrecargas (e.g., diurnos) pueden ser muy bien acomodados si se provee de un período de sub-carga (nocturno, fines de semana). Esta capacidad del proceso es de capital importancia en situaciones donde se presentan variaciones diarias/semanales de la carga polucionante. De esta manera se puede evitar o minimizar el tamaño de un tanque de regulación.

Efecto del pH, temperatura, nutrientes

Condiciones mesofílicas y psicofílicas. Sería un serio error considerar solamente el rango óptimo mesofílico 35-40 para los procesos anaeróbicos. Aunque la actividad metanogénica decrece rápidamente con la disminución en temperatura, generalmente suficiente actividad permanece en el sistema para hacerlo atractivo a temperaturas tan bajas como 8-10 °C, por lo menos para desechos solubles. Como se ha encontrado en el tratamiento de desechos domésticos, el límite del proceso está agotado por la remoción y degradación de la materia supracoloidal que puede estar entre el 25-30% de la DQO (Richert, Hunter, 1972). Para poder optimizar los potenciales de carga en AWWT para desechos crudos, se debe encontrar una manera para mejorar el entrapamiento en el manto y la posterior remoción de esta fracción dispersa.

Es de gran importancia evitar temperaturas por encima de 40-42 °C ya que esto causa una caída significativa en la actividad metánica específica, y en consecuencia conduce a una falla del proceso. En la experiencia con un reactor experimental de 60 litros con desecho de almidón de papas, se requirieron varias semanas para una recuperación total del proceso.

Condiciones termofílicas.

Ningún proceso anaeróbico de tasa alta o UASB ha sido operado en estas condiciones. La potencialidad se está investigando (Wiegant, Lettinga, 1981, 1982). El énfasis está orientado a mejorar el conocimiento básico de la digestión termofílica así como estudiar la factibilidad del proceso UASB para algunas industrias con desechos a temperaturas y volúmenes muy altos (ejemplo destilerías).

Una condición para la aplicación del concepto UASB a estas temperaturas es la generación de un lodo fácilmente sedimentable y de alta actividad.

La información actualmente disponible se puede resumir:

1. Lodos granulares termofílicos con ϕ 1-3 mm pueden fácilmente ser cultivados utilizando estiércol de vaca como inóculo y sucrosa como sustrato. Con este sustrato se pueden aplicar cargas hasta $45 \text{ Kg DQO M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ con conversiones del 85-90%.
2. Los lodos granulares se pueden mantener en mezclas de AGV y desechos altamente acidificados. A 55°C se obtuvo la máxima capacidad de generación de metano de por lo menos $85 \text{ KgDQO} \cdot \text{M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.
3. El tamaño de los gránulos es afectado negativamente por desechos altamente concentrados con altas concentraciones de cationes. Aún así se pueden mantener tasas de generación de metano de $50-55 \text{ Kg DQO} \cdot \text{M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ con lodos finos ($\phi < 1 \text{ mm}$).
4. La carga se puede incrementar muy rápidamente, e.g., expresado en términos de generación de metano, de 12 a aproximadamente $80 \text{ KgDQO} \cdot \text{M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ en 12 días, sin que la capacidad del efluente disminuya severamente.

pH y alcalinidad al bicarbonato.

El suplemento de alcalinidad en el tratamiento de desechos ácidos en procesos de dos fases representa un factor económico importante.

Este costo se puede optimizar disminuyendo el suministro de alcalinidad, lo cual se puede hacer:

1. Recirculando el efluente, lo cual conduce al re-uso de alcalinidad al bicarbonato.
2. Permitiendo condiciones de pH en el afluente ácidas, lo cual es aceptable si se tiene mezcla completa en el reactor. Esta condición se obtiene en reactores UASB con altas cargas (dependiendo del sistema de distribución del

afluente).

En la aplicación de desechos ácidos, es necesario controlar el pH apropiadamente en la parte inferior del reactor, donde el valor debe exceder de 6.0. Más aún, siempre se debe tener una fracción de los AGV en forma neutralizada y depende de la DQO no acidificada todavía presente.

Como se mencionó anteriormente, se debe evitar el suministro de alcalinidad en altas concentraciones en forma de cal (Ca^{2+}) ya que se puede obtener precipitados en forma de CaCO_3 dentro y en los alrededores del lodo.

Nutrientes.

Los nutrientes esenciales, N, P, S y los elementos trazos deben estar presentes en suficientes cantidades. En muchos casos específicos estos elementos deben ser suministrados, por ejemplo para desechos de destilerías. En cuanto a los elementos trazos el problema se obvia agregando pequeñas cantidades de estiércol.

En algunos casos el déficit de fosfatos fue experimentado en un reactor de 6M^3 tratando desechos de azúcar de remolacha (Lettinga y otros, 1980) y con plantas pilotos pequeñas y grandes tratando desechos de derretido de cebos, grasas y mantecas (de Zeeuw, 1982). En este último caso el primer arranque fue muy despacioso particularmente por las dificultades encontradas con la paletización del desecho que pueden ser atribuidas al déficit en PO_4 . Se está actualmente investigando la influencia del Ca^{2+} en la generación de un déficit por PO_4 .

Costos de tratamiento anaeróbico

Evidentemente, muchos factores están involucrados en el panorama de costos de los tratamientos anaeróbicos, haciendo imposible la presentación de figuras exactas. Usando la información disponible en instalaciones UASB, un estimativo

aproximado puede ser hecho para plantas de 1.000 y 5.000 M³ operando con cargas de 15 KgDQO. M⁻³.d⁻¹ (operación continua, no provisión para calentamiento, 90% eficiencia en el tratamiento, 90% conversión del DQO removido en DQO-CH₄), el costo del gas metabo producido está en el rango de US\$ 0.080 - 0.105 y de US\$ 0.06-0.085 por M³ de CH₄ (PTS). Para los casos citados, el desecho es tratado para una eficiencia del 90% en reducción de la DQO, y obteniéndose al mismo tiempo gas metano a un precio considerablemente más bajo que los precios al detal del gas natural. En muchos casos, por supuesto, se requerirá un post-tratamiento para remover la DBO y NH₄⁺-N remanente. Esto incrementará los costos del tratamiento y del gas. Aún así, el tratamiento anaeróbico será mucho más económico que los métodos aeróbicos. De aquí que para reducir los costos de protección ambiental y conservar energía, es de la más grande importancia que las entidades ambientales y los potenciales utilizadores de los tratamientos anaeróbicos sean informados de las tremendas capacidades de los modernos tratamientos anaeróbicos.

CONCLUSIONES

El concepto de un reactor UASB como un tratamiento de alta tasa, ha vivido en muchos casos, las altas expectativas que se formaron en lejanos estudios de laboratorio y piloto. Con desechos solubles ha sido posible obtener cargas volumétricas entre 15-20 Kg DQOM⁻³.d⁻¹ a 30 °C y THR tan bajos como tres horas, siempre y cuando se logre cultivar una semilla altamente sedimentable y/o tal lodo esté disponible. Resultados de investigaciones muy cuidadosas de laboratorio han mostrado que es posible desarrollar un lodo granular muy activo en casi todos los desechos solubles incluyendo todas las soluciones azucaradas no acidificadas. La condición importante, es un adecuado primer arranque del proceso (e.g. con lodo digerido como inóculo), lo cual significa que todos los nutrien

tes esenciales están presentes, que compuestos peligrosos esten ausentes en concentraciones inhibitoras y que un régimen adecuado de carga se implemente. En el arranque de una planta UASB comercial se recomienda que sea ejecutada por expertos, ya que las primeras semanas requieren cuidado y atención.

Se ha obtenido clara evidencia que se debe pensar en la implementación de separación de fase (i.e. instalación de un reactor acidogénico aparte) en el tratamiento de carbohidratos solubles un poco fermentados. Para desechos de sucrosa se puede cultivar un lodo de alta sedimentación y bastante activo (actividad metánica específica hasta $0.45 \text{ KgDQO} \cdot \text{Kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) permitiendo cargas hasta $25 \text{ KgDQOM}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. De hecho, el proceso de granulación puede ser mejor con desechos de sacarosas no fermentadas que con soluciones de AGV. Una pre-acidificación es ciertamente beneficiosa y tal vez un pre-requisito. Como la pre-acidificación ocurre muy rápido y hasta una cierta extensión en líneas de alimentación y/o tanques de regularización, se debe evitar la instalación de un tanque separado para acidificación.

Para desechos más complejos como lodos en exceso de plantas aeróbicas, estiércol de establos y mataderos, un proceso de dos fases puede ser atractivo, pero los beneficios reales de tal decisión son aún inciertos. La razón por esta duda está en el buen funcionamiento de digestores convencionales de una fase para dichos lodos y/o reactores UASB para desechos complejos de concentraciones medias y bajas.

Cuando se aplica el proceso UASB para desechos como aguas residuales o aguas de mataderos y a bajas temperaturas ($8-15 \text{ }^\circ\text{C}$) se recomienda un sistema de alimentación del líquido más sofisticado.

De la experiencia hasta ahora obtenida en grandes instalaci

ciones UASB, y considerando los beneficios de tratamientos anaeróbicos sobre métodos aeróbicos convencionales, no existe ninguna duda de la importancia cada vez mayor de tra tamientos anaeróbicos en el futuro.

LITERATURA

Basu, SK, E. Leclerc (1972) Proceedings 6th Intern. Water Pollution Research Conference, C/15/30/1-18, 1972

Hansford, G.S., H.J.H. Richter (1975) Progress Water Technology, 7, 617, 633, 1975.

Hideo Ono (1962) Proceedings adv. Water Pollution Research, 2, 100-104, 1962. 6th Int. Water Poll. Res Conf. June 1962.

Mulder, A (1980) Final Report of a study Concerning the treatment of yeastwaste Agricultural University, Wageningen.

Rinzema, A (1984) Personal Communication

Roth, C.A., C.P. Lents (1977) Canadian Inst. Food Science Technology 7, (10), 105 - 108, 1977.

Rudolf, W, H.R. Arnberg (1952) Sewage Ind. Waste, 24, 1278 - 1287, 1402 - 1409, 1952.

Sayed, S (1982) Aan Anaerobic Treatment of slaughterhouse wastewater, Final report of a pilot plant and laboratory study, Agricultural University, Wageningen.

Wiegant, W.M., G. Lettinga (1982) in Solar Energy R&D in the E.C., series E, vol. 1, 126 - 130.

Wiegant, W.M., G. Lettinga (1982) in Solar Energy R&D in E.C., Series E, vol.3, 238-244.

Zeeuw, W.J. de (1982) Sludge pelletization in anaerobic treatment of rendering wastes, Final report of a laboratory study, Dept. of Water Pollution Control, Agricultural University, Wageningen.

Zeevalkink, J (1983) Biogas from the fluents the starch industry, Staerke symposium, Detmold, BRD, April 1983.

SEMINARIO UASB - CALI - 18/19 OCTUBRE DE 1984

INTRODUCCION AL PROYECTO PILOTO EN CALI

Ing. J. Louwe Kooijmans, MSc.

HASKONING INGENIEROS CONSULTORES Y ARQUITECTOS REALES
HOLANDESES

Señoras y Señores,

1. INTRODUCCION

Antes de comenzar con las contribuciones técnicas de éste seminario por parte de los técnicos encargados del proyecto en la planta piloto UASB aquí en Cali, me voy a permitir contarles un poco acerca de la historia de este proyecto y también de las consideraciones que han resultado debido a su implementación.

En relación con éste último, les informaré de la preparación del proyecto, su organización, el contenido y también hablaré del Programa de Ayuda Holandesa.

En una gran mayoría de países en desarrollo, los programas de alcantarillado y tratamiento de las aguas residuales tienen una baja prioridad y los gobiernos y autoridades locales se sienten satisfechos si pueden encontrar los medios técnicos y financieros para proveer a toda la población con agua potable.

Si se producen aguas negras, estas aguas residuales se descargan, sin ningún tratamiento, en las corrientes superficiales, ó es re-usada en proyectos de irrigación.

Existe un creciente despertar de la necesidad, no solo de proveer agua, sino de recolectarla una vez usada por el hombre y tratarla y estos objetivos conjuntos han sido incluidos en el programa de las Naciones Unidas, denominado LA DECADA DEL AGUA.

Para alcanzar el objetivo de tratamiento de las aguas servidas, es necesario encontrar y desarrollar tecnologías relativamente simples y baratas con eficiencias del proceso aceptables, pues es conocido que en general, la población no le adscribe mucho valor económico a éste tipo de facilidades, sabiéndose que la comunidad tiene que pagar por los costos de operación y mantenimiento. En aquellos países deficitarios en agua, el re-uso de las aguas negras es un item importante.

En varios países se está llevando a cabo una intensa investigación para encontrar soluciones a éstas problemas, incluyendo la Universidad de Agronomía de Wageningen en Holanda.

A partir de las investigaciones, comenzadas hace 12 años por el Dr. Lettinga, acerca de la degradación anaeróbica de desechos concentrados, ha resultado el desarrollo conceptual de tratamiento conocido como UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). En ese entonces no se consideró utilizar la tecnología UASB para el tratamiento de aguas residuales domésticas, pues la tecnología moderna en aguas residuales y tratamiento de lodos se consideró necesaria y suficiente para suplir las necesidades y requerimientos de Holanda. En este respecto se debe comentar que hasta ahora se ha considerado históricamente como pretratamiento los tratamientos anaeróbicos.

Otro factor importante, fuera de la necesidad de un desecho concentrado, era el requerimiento de temperatura, el cual debe de ser siquiera 20°C para un proceso óptimo, lo cual no es posible en Holanda.

A raíz de las discusiones entre la Consultora Real Holandesa, HASKONING y la Universidad de Agronomía de Wageningen, donde se estaba buscando una solución adecuada para el tratamiento de las aguas residuales domésticas en países en desarrollo, surgió la idea de investigar la aplicabilidad del proceso UASB.

Las ventajas del proceso son obvias:

- Bajos costos de inversión
- Bajo consumo de energía
- Producción de un subproducto valioso: gas metano
- No tiene partes movibles y es de fácil operación
- Baja producción de lodos
- Efluente rico en nutrientes que pueden ser re-utilizados en irrigación.

Se consideró que la posible aplicabilidad debería ser investigada en una planta piloto en escala semi-técnica. El problema era encontrar los fondos para financiar dicho proyecto. Afortunadamente la idea encontró una buena receptividad en el Directorado General para Cooperación Internacional (DGIS) del Ministerio Holandés de Relaciones Extranjeras.

Aunque Colombia era uno de los países en los cuales la ayuda bilateral Holandesa era concentrado, el proyecto es financiado de los fondos de Investigación y Educación. Para darles una idea del programa de ayuda Holandesa, la Tabla 1 muestra los totales para diferentes categorías de ayuda.

Dentro del programa para investigación y educación (Tabla 2) se dispusieron US\$ 500.000 para el proyecto piloto de Cali.

TABLA 1

PROGRAMA DE AYUDA HOLANDESA EN 1984

CATEGORIA	EN MILLONES US \$
I. Proyectos bilaterales	450*
II. Ayuda multinacional a través de Organizaciones Internacionales	255
III. Ayuda directa a los países más pobres, grupos y programas especiales	147
IV. Programas de producción de alimentos	74
V. Co-financiación de organizaciones privadas y programas de voluntarios	99
VI. Programas de Investigación y Educación	69
VII. Promoción de actividades de exportación en países en desarrollo	22
VIII. Ayuda a las Antillas Holandesas	<u>68</u>
	1184
Ayuda oficial	<u>271</u>
T O T A L	1145**
* Colombia US\$ 20 x 10 ⁶	
** 1.08% del Producto Bruto Nacional	

TABLA 2

PROGRAMA E INVESTIGACION Y EDUCACION
(CATEGORIA VI)

ITEM	EN MILLONES US\$
a. Programas de Investigación	131
b. Programas para cooperación en desarrollo entre Universidades	5
c. Programa de Educación Internacional	19
d. Programa de Literatura	0.7
e. Subsidios a institutos para educación e investigación internacional	<u>31.3</u>
	69

El proyecto piloto podría haberse realizado en cualquier país en desarrollo que cumpliera con una condiciones meteorológicas pre-existentes.

Aunque arbitrario, Colombia y particularmente Cali fueron escogidos por las siguientes razones:

- Disponibilidad de entidad local capaz, la UNIVERSIDAD DEL VALLE, para la cooperación técnica con facilidades adecuadas de laboratorio y posibilidades para transferencia de tecnología.
- Deseo de UNIVALLE para participar en el proyecto con contrapartida representada en infraestructura, personal y dinero.
- Ventajas en el campo logístico y administrativo debido al hecho que HASKONING ya estaba involucrado en otros proyectos ambientales en Colombia.

- Colombia es uno de los países en los cuales Ayuda para el Desarrollo Holandés es dirigido, lo cual hace más fácil obtener fondos.

Nosotros decidimos cooperar con la firma local INCOL LTDA. de Cali en la preparación de documentos para licitar la construcción de la planta piloto, en la supervisión de la construcción y en cooperación de estudios de factibilidad.

La preparación comenzó oficialmente en Septiembre de 1981, el diseño y construcción en 1982, una inauguración provisional se llevó a cabo en Enero 10 de 1983 y la investigación comenzó en Mayo/Junio de 1983 y seguirá hasta final de éste año. una extensión del proyecto se aprobó para hacer investigación adicional en postratamiento. Una información más detallada de esto será hecha por el Dr. Rodríguez.

2. OBJETIVOS DEL PROYECTO

Para las investigaciones en la Planta piloto en Cali, se tendrán los siguientes objetivos:

- 1) Ensayo en una escala semi-técnica (500-1000 habitantes equivalentes) de un proceso de tratamiento anaeróbico (en condiciones sub-tropicales) de un desecho doméstico con determinación de los parámetros característicos tales como carga hidráulica y orgánicas; tiempo de retención, eficiencia del tratamiento, consumo de energía, y producción de gas.
- 2) Determinación de criterios de diseño para plantas reales con capacidad para 10.000-20.000 habitantes bajo condiciones comparables.

- 3) Establecimiento de posibilidades técnicas y económicas de una planta de tratamiento, consistente de un bio-reactor anaeróbico (capacidad 10.000-20.000 habitantes equivalentes) con ó sin tratamiento secundario para desechos domésticos en condiciones sub-tropicales.

Un diseño completo se ha hecho utilizando los criterios de diseño obtenidos a partir del proceso. Este diseño incluye los trabajos civiles, eléctricos y mecánicos.

La posibilidad financiera se ha desprendido a partir de la comparación de diseño descrito anteriormente y una planta aeróbica similar. La comparación se basará en los costos de inversiones y operación y mantenimiento anual.

- 4) Evaluación socio-económica de las posibilidades de aplicación de éste sistema en Colombia y determinación de los criterios necesarios para la introducción del mismo tratamiento en otros países tropicales y subtropicales.

Se ha prestado atención a los siguientes factores:

- aceptabilidad social de este tipo de planta;
- aspectos operacionales y de mantenimiento y nivel requerido de educación del operador;
- disponibilidad de personal;
- posibilidad de aplicación en pequeños municipios Colombianos si el ensayo tiene éxito;
- desarrollo de criterios para aplicación en otros países en desarrollo;
- costos de implementación.

- 5) Transferencia de conocimientos

Este aspecto es un componente esencial del proyecto. Desde Febrero hasta Mayo de 1983 el responsable del proyecto por parte de UNIVALLE, Dr. Guillermo Rodríguez, recibió un entrenamiento especializado en la Universidad de Agronomía de Wageningen en aspectos tecnológicos relacionados con el proceso UASB. Aún más, estudiantes de la Universidad del Valle pueden participar en éste proyecto.

Durante las visitas de los expertos de la Universidad de Wageningen se han ofrecido varias conferencias ó seminarios cortos en Bogotá, Cali y Medellín.

De último, pero no menos importante, este Seminario ofrecerá la posibilidad de conocer el proyecto y el proceso a un selecto grupo de profesionales Colombianos. Al final del proyecto un Reporte Final será editado con todos los datos y resultados de la investigación.

3. PROGRAMA DE INVESTIGACION

Para la realización del primer objetivo propuesto, el siguiente programa de investigación está en ejecución.

- 1) Selección de material de semilla a escala de laboratorio para determinar el procedimiento de arranque.
- 2) Arranque del bio-reactor preferencialmente con lodos digeridos.
- 3) Estudio de los efectos de incremento de las cargas en:
 - 3.1 Reducción de la DQO (disuelta/total)
 - 3.2 Reducción de la DBO (disuelta/total)
- 4) Estudio de los efectos de las cargas picos.
 - 4.1 Hidráulico para períodos de invierno
 - 4.2 Orgánico para variaciones de la carga.
- 5) Determinación del manto de lodos en el reactor.
Expansión del manto de lodos en relación con la variación de la carga.
- 6) Investigación del comportamiento de las 3 fases del sistema (líquido, lodos, gas).
 - 6.1 Períodos de verano medido sobre la altura del área de sedimentación como una función de las diferentes cargas.
 - 6.2 Determinación de la aparición de capas flotantes en el área de sedimentación en los recipientes de gas.

- 7) Investigación de cortos circuitos hidráulicos en el bio-reactor.
 - 7.1 Cambiando las cargas
 - 7.2 Decreciendo el número de puntos de carga del desecho.

- 8) Determinación bajo diferentes condiciones de:
 - 8.1 Producción de gas
 - 8.2 Composición de gas
 - 8.3 Producción de lodos

- 9) Estudio del comportamiento de los lodos durante el período de investigación con énfasis en:
 - 9.1 Actividad metanogénica específica
 - 9.2 Características de sedimentación de los lodos
 - 9.3 Manera de estabilizar los lodos

- 10) Investigación de las condiciones microbiológicas de los lodos.

- 11) Determinación regular de los siguientes parámetros:
 - i) DQO
 - ii) DBO
 - iii) Sólidos Suspendidos
 - iv) NH_4 y N_2
 - v) Nitrógeno por Kjeldahl
 - vi) PO_4^{-3} y P

- 12) Al final del período de investigación existe la posibilidad de usar un desecho combinado: doméstico y desecho de la caña para:
 - 12.1 mejorar la producción de gas
 - 12.2 optimizar la relación DQO: N: P

Al final del período original del proyecto (mayo 1984) se aprobó una extensión del proyecto por parte del Gobierno Holandés para desarrollar investigación adicional en el campo de postratamiento del efluente del reactor.

Dentro de los límites técnicos, operativos y financieros de la mayoría de los países en desarrollo, las plantas UASB se deben considerar como el primer paso en el control de la contaminación de los cuerpos de agua. Esto significa que se debe aceptar una eficiencia en la remoción de la DQO del 70% y no se deben imponer límites a la presencia de nutrientes y micro-organismos en el efluente. También es importante considerar que el efluente de los procesos UASB se puede utilizar para irrigación, pues el agua es un elemento deficitario en un gran número de países en desarrollo.

Por estas razones se hace necesario un postratamiento. La escogencia del proceso depende de los requerimientos de calidad del efluente.

Los siguientes procesos pueden ser considerados aplicables al postratamiento de efluentes anaeróbicos. En algunas de estos procesos se considerará presedimentación del efluente.

1. Filtro Anaeróbico

Los propósitos de este postratamiento son:

- . Post-digestión el agua, lo cual resulta en un efluente con una calidad más constante.
- . Digestión de algunos componentes específicos del efluente con una flora especial que crece en el medio filtrante.
- . Sedimentación y subsecuente digestión de las partículas suspendidas y no disueltas. Este proceso no removerá nutrientes y la remoción de microorganismos será pequeña.

2. Postratamiento Micro-aerofílico

Se puede caracterizar este proceso por pequeñas entradas de oxígeno en el proceso. algunos procesos de oxidación pueden ocurrir si la tensión del oxígeno es pequeña. De esta manera se simula la biodegradación de materia orgánica que está presente en el efluente del proceso UASB es removida por oxidación y sedimentación.

La remoción de nitrógeno se lleva a cabo por nitrificación y desnitrificación. En países tropicales y subtropicales el N y el P será movido por el crecimiento del agal.

Los microorganismos-patógenos serán probablemente removidos ó reducidos considerablemente por los efectos de los rayos solares y la presencia local del oxígeno.

3. Procesos de Oxidación

Tales como:

- . Lodos Activados
- . Filtros Percoladores
- . Filtro Lento Intermitente de Arena

Con estos tipos de procesos unas reducciones mucho mayores de $N-NH_4^+$ y materia orgánica es posible obtener por las características oxidativas de los sistemas.

También los microorganismos patógenos se reducen substancialmente sin embargo es bueno recordar que las plantas de lodos activados y de Filtros Percoladores son caras, tanto en costos iniciales como en operación y mantenimiento. También, requieren un alto nivel de preparación para la operación de los procesos.

Los filtros lentos intermitentes de arena no tienen estas desventajas y pueden ser una solución factible, aún más si el efluente está libre de micro-organismos.

Esta investigación está siendo llevada a cabo a pequeña escala y el Dr. Rodríguez le informará mañana con más detalle de los resultados obtenidos.

4. Planta Piloto y Equipo de Laboratorio

La planta ha sido construída en la estación de bombas de aguas residuales de EMCALI en el Barrio Alfonso López. La instalación, alteraciones e instalación de los postratamientos, incluyendo bombas, ha costado unos 2.5 millones de pesos (nivel de 1982) y forman, por supuesto, una parte integral del proyecto.

El proyecto incluyó la entrega de un equipo adicional de laboratorio requerido por la investigación, el cual será propiedad de la Universidad una vez termine la investigación.

El siguiente equipo ha sido comprado para el proyecto:

- Cromatógrafo de gases Varian
- Fotómetro de llama Coleman
- Centrífuga de laboratorio Damon
- Incubador para la DBO₅ Precisión
- Refrigerador para la almacenamiento de las muestras compuestas
- Clorímetro HACH para determinar DQO con sus respectivos reactivos
- Aparato de destilación MACRO Kjeldahl para análisis de nitrógeno
- Unidades de bombeo Heidolph, Verder y Masterflex.

5. Organigrama Administrativo

Dentro del proyecto existen cuatro entidades cooperantes. Del lado Holandés Haskoning, Ingenieros y Arquitectos Reales Holandeses y la Universidad de Agronomía de Wageningen. Del lado Colombiano la Universidad del Valle y la firma de consultoría INCOL.

Antes del arranque del proyecto se tuvieron detalladas conversaciones entre los participantes que concluyeron en convenios y contratos entre Haskoning y el Gobierno Holandés y Haskoning y la Universidad del Valle.

Un convenio adicional ha sido perfeccionado entre UNIVALLE y EMCALI, pues el sitio de la planta está en propiedad de EMCALI. Los deberes de cada participante se describen brevemente a continuación:

HASKONING

- . Administración general del proyecto
- . Preparación del proyecto
- . Diseño detallado del bioreactor

- . Iniciación de la construcción
- . Compra y entrega de equipo
- . Arranque de la planta piloto
- . Estudios de factibilidad técnica y económica
- . Soporte Ingeniero Residente
- . Reporte de resultados y organización del seminario

UNIVERSIDAD DE AGRONOMIA DE WAGENINGEN

- . Asesoría continua en aspectos específicos del proceso
- . Desarrollo de la investigación en la planta y en el laboratorio
- . Preparación del contenido técnico de los informes de progreso y final
- . Entrenamiento de la contraparte Colombiana por 3 meses en los laboratorios de la Universidad de Wageningen.

UNIVALLE

- . Soporte técnico y administrativo durante la preparación del proyecto
- . Co-dirección del proyecto
- . Participación en la investigación
- . Investigación a nivel de laboratorio
- . Participación en los reportes técnicos
- . Transferencia de conocimiento y organización del seminario

INCOL

- . Preparación de documentos de licitación para la construcción de la planta
- . Supervisión de la construcción
- . Soporte en los estudios de factibilidad técnica y económica

El proyecto ha sido implementado por un grupo pequeño de personas que consiste de:

. Dirección del Proyecto	HASKONING
. Ingeniero de Procesos/Ing. Mecánico	HASKONING
. Ingeniero de Diseño	HASKONING
. Ingeniero Residente	UNIV.AGRICULTURA WAGENINGEN
. 4 Ingenieros Asistentes	UNIV.AGRICULTURA WAGENINGEN
. Expertos a corto plazo	UNIV.AGRICULTURA WAGENINGEN
. Co-administrador del Proyecto	UNIVALLE
. Personal de laboratorio	UNIVALLE
. Ayuda secretarial	UNIVALLE
. Supervisión durante la construcción	INCOL

&. Evaluación

En las próximas conferencias ustedes serán informados detalles de los resultados de la investigación y ustedes serán bienvenidos a la planta piloto y a los laboratorios. Aunque la distancia entre Colombia y Holanda es casi de 10.000 km, me gustaría expresar la satisfacción por la excelente cooperación que ha existido entre los cuatro participantes del proyecto hasta ahora.

Por supuesto han existido los inevitables pequeños problemas debidos basicamente a diferencias idiomáticas y culturales. Sin embargo, el deseo y la voluntad predominante fue hacer un éxito del programa y creo que puedo decir con satisfacción que el proyecto es un éxito y que el proceso UASB es factible de aplicación no solo en Colombia sino en otros lugares.

CONCEPTOS BASICOS DEL PROCESO UASB

Dr. ir. Gatze Lettinga

Department of Water Pollution Control, De Dreijen 12,
6703 BC Wageningen. Holanda

Seminario Nacional sobre Tecnología UASB para Aguas Residuales Domésticas e Industriales. Cali- Octubre 18-19 de 1984.

RESUMEN

Este artículo describe el actual estado del arte en la aplicación práctica del proceso UASB. Referencia especial se hará acerca del fenómeno de granulación de lodos, así como los criterios de diseño y operación de plantas UASB. También se presentará posibles mejoras y/o futuros desarrollos en este proceso.

INTRODUCCION

Existe un marcado interés a nivel mundial en los procesos anaeróbicos de tratamiento de desechos líquidos (PATDL). Esta renovada popularidad de los tratamientos anaeróbicos, puede ser atribuido al hecho que los PATDL combinan un número de ventajas con algunas desventajas que son fáciles de resolver en el futuro. La razón principal del interés general de los procesos anaeróbicos debe ser buscada en el desarrollo -y aplicación exitosa- de sistemas nuevos, simples y baratos, tales como el filtro anaeróbico (FA) y el proceso de flujo ascendente a través de un manto de lodos (UASB). Cada día se reconocen los enormes potenciales de los procesos anaeróbicos en círculos cada vez más amplios.

La potencialidad de carga de un sistema de tratamiento anaeróbico esta dictada por dos factores:

- a. Cantidad de lodos viables que pueden ser retenidos en el reactor anaeróbico.
- b. Contacto que pueda ser alcanzado entre el afluente a tra-

tar y el desecho.

A diferencia de los sistemas anaeróbicos, el potencial de carga del proceso UASB no está limitado por la dosificación de reactivos/ingredientes. Entre más profundo sea el manto de lodos, más grandes pueden ser las cargas que se puedan aplicar, siempre y cuando se provea un tiempo suficiente de contacto entre el lodo y el desecho.

EL PROCESO UASB

Este artículo pretende describir los méritos y potencialidades del proceso UASB, el cual es el principal proceso anaeróbico de flujo ascendente a través de un manto de lodos que se utiliza actualmente.

Las condiciones primordiales que se deben conseguir en un proceso UASB son:

1. Obtener una separación efectiva del biogas del manto de lodos y del líquido.
2. Cultivar y mantener un lodo anaeróbico de excelentes propiedades de sedimentabilidad y alta actividad específica.
3. Una distribución, lo más uniforme posible, del desecho en el fondo del reactor.

Como se ha explicado en artículos previos (Lettinga y otros, 1980, 1981, 1982), la instalación de un Separador Gas-sólidos (SGS), en la parte superior del reactor, es esencial para una buena operación del sistema, irrespectivo de la naturaleza (i.e., sedimentabilidad) de los lodos. (véase Tabla 1).

TABLA 1

OBJETIVOS PRINCIPALES DE UN SEPARADOR GAS - SOLIDOS

1. Separar el biogas del licor mixto y de las partículas flotantes.
2. Separación de las partículas de lodos dispersas/flóculos presentes en el compartimiento de sedimentación por asentamiento y/o entrapamiento en el manto de lodos.
3. Permitir a los lodos separados deslizarse nuevamente al compartimiento de digestión.
4. Restringir expansiones excesivas del manto de lodos.

El objetivo primordial del Separador GS es aislar tan efectivamente como sea posible el gas del licor mixto. Como un resultado de lo anterior, una zona tranquila se forma arriba del colector, permitiendo a los flocos de lodo/partículas floculadas sedimentar y/o ser entrapados en el manto de lodos del compartimiento del sedimentador. Se debe enfatizar que la instalación de un separador es necesario, o por lo menos beneficioso, aún en el caso de que el manto tenga excepcionales condiciones de sedimentabilidad.

En sistemas altamente cargados, una fracción significativa siempre se redispersará en el líquido por encima del lecho de lodos debido a:

1. Mezcla inducida por la ascensión de burbujas de biogas.
2. Una tendencia a flotar de los agregados de lodos, particularmente a altas cargas, como resultado de la adherencia y/o oclusión del biogas.

Lodos granulados/flóculos que sedimentan a velocidades de 60 M/hr en sistemas no cargados pueden flotar en sistemas al tamente cargados. Esto se aplica particularmente a lodos gra nu la res o agregados debido a la lentitud con que el biogas del interior de estos gránulos o flocos sale de los mismos. Si no se instala un separador, estos lodos dispersos y/o flotantes pueden salir del sistema.

Probablemente poco o ningún problema con flotación de lodos ocurrirá en reactores Anaeróbicos de Película Fija (APF) (Van der Berg 1981, 1983; Young y Mc Carty, 1969; Young, 1983), en Filtros Anaeróbicos y reactores particulados de pe l í cu la fi ja, contrario a lo que ocurre en Reactores Anaeróbicos de Película Fija Expandidos (Switzenbaum y Jewell, 1978; Sehraa y Jewell, 1983).

Como se explicó en recientes artículos (Lettinga y otros, 1980, 1981, 1982) el Separador GS puede ser muy simple en construcción. Cualquiera provisión adicional para recirculación del agua o para un compartimiento para expansión, como ha sido propuesto por v.d. Meer y de Veelter (1982) debe ser omitido. En nuestra opinión, todas las condiciones para un efectivo separador de gases se pueden obtener en los simples conceptos enunciados en los artículos citados anteriormente.

Un mejoramiento substancial del diseño original del proceso puede ser posible instalando algunos baffles horizontales en el tanque debajo del colector de gas, particularmente en el caso de reactores relativamente profundos como puede verse en la Figura 1.

La presencia de un manto de lodos en el sedimentador debe ser considerado como beneficioso, ya que sirve como un cerrojo para evitar una expansión extensiva del manto de lodos en el sedimentador, entrapa partículas de lodos/flóculos dispersos y arroja una cierta reducción en la DQO soluble. Asumiendo que el manto de lodos en el sedimentador no es molestado,

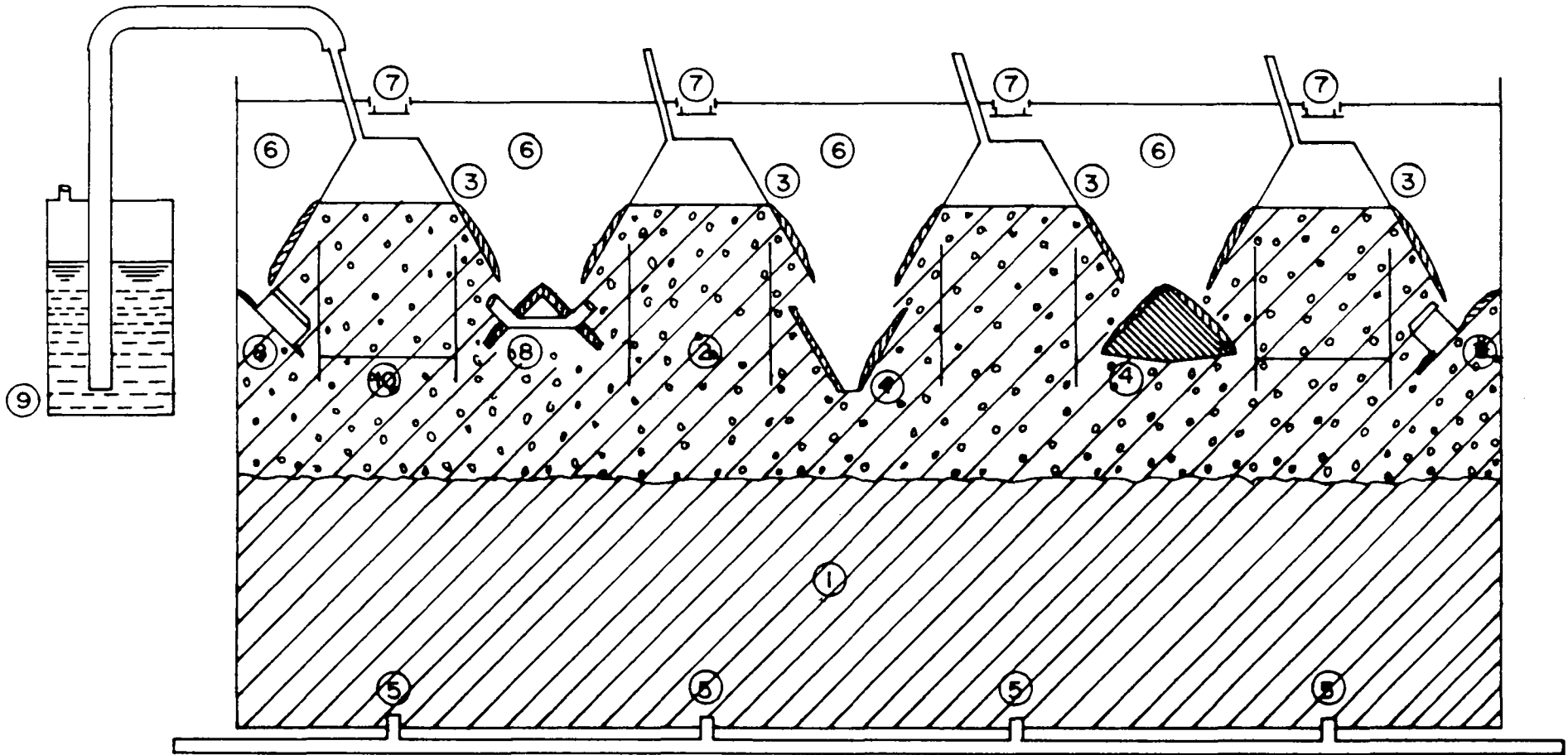


FIGURA 1. ESQUEMA PARA REACTOR UASB CON PLACAS VERTICALES INSTALADAS DEBAJO DEL COLECTOR DE GAS
 (1) MANTO DE LODOS, (2) LIQUIDOS CON SOLIDOS SUSPENDIDOS, (3) COLECTOR DE GAS, (4) SELLO PARA EL GAS, (5)
 SISTEMA DE ALIMENTACION, (6) SEDIMENTADOR, (7) VERTEDEROS, (8) COLECTOR DE GAS CON TUBERIA DE COLECCION A (3),
 (9) SELLO DE AGUA.

no existe ninguna objeción en contra de una cierta producción de gas originado en el manto de lodos presente en este compartimiento. Es obvio que el sedimentador debe diseñarse apropiadamente, esto es, considerando que el lodo es parcialmente floculento en naturaleza. Se debe poner atención a la fuerte tendencia ocasional del lodo anaeróbico (y/o otros ingredientes del lodo) a flotar. Con miras a este problema uno o más baffles deben ser instalados en frente de las canaletas del efluente. En el caso de una fuerte tendencia de lodos agregados a flotar, como puede ser el caso en sistemas sobrecargados (intermitentemente), se debe proveer mezcla en la interfase aire-líquido del sedimentador. Cuando la flotación se debe a la presencia de lípidos y/o ácidos grasos, se recomienda la instalación de un skimmer (barrelodos).

Algunos resultados preliminares obtenidos con aguas residuales domésticas (Lettinga y otros, 1980) indican que el proceso UASB puede ser mejorado utilizando el sedimentador con un filtro anaeróbico. Con este ensamble se puede obtener una mejora en la reducción de SS del desecho y/o de los sólidos dispersos originados en el manto de lodos, con reducciones significativas en la DQO (DBO) disuelta.

Se han obtenido resultados satisfactorios con una combinación de procesos FA-UASB con medio plástico de soporte en el compartimiento del digestor (manto de lodos). Se notó sin embargo, que después de un período prolongado de operación continua el efluente tendió a deteriorarse debido a cortos circuitos o canales preferenciales.

GRANULACION DE LODOS ANAEROBICOS

Tal vez el hecho más importante del proceso UASB, es su habilidad para producir un lodo tipo granular. El mecanismo por el cual el fenómeno de granulación se presenta comprende uno de los mayores tópicos de investigación en nuestra Uni-

versidad. Aunque este tema cae fuera del campo de esta presentación, los resultados más importantes obtenidos hasta ahora pueden ser brevemente resumidos (Hulshoff Pol y otros, 1981):

1. Para cultivar un lodo anaeróbico de alta calidad en el reactor, el primer arranque (por ejemplo, con lodos digeridos, estiércol digerido, etc., como material de semilla) del proceso deberá hacerse siguiendo los criterios enunciados en la Tabla 2

TABLA 2

CRITERIOS TENTATIVOS PARA EL PRIMER ARRANQUE DE UNA PLANTA UASB USANDO LODOS DIGERIDOS COMO SEMILLA.

1. Cantidad de semilla: 10-20 Kg SSV/M³ reactor
2. Carga inicial de lodos: 0.05-0.1 Kg DQO.KgSSV.dfa
3. No se incremente la carga volumétrica hasta que todos los A G V hayan sido degradados en un 80% o mayor.
4. Permita las pérdidas por vertimiento de los lodos voluminosos (con pobre sedimentabilidad)
5. Retenga los sólidos pesados.

2. El Proceso de granulación de lodos anaeróbicos en un sutrato compuesto de una mezcla de ácidos grasos volátiles puede ser dividido en tres fases:

FASE 1. En el arranque inicial con cargas hasta de 2 Kg DQO/M³.día. Las pérdidas de lodos están limitadas a los flóculos muy finos o materia coloidal. La expansión del manto es el resultado de la carga hidráulica y del incremento en la producción de gas.

FASE 2. Durante este período (cargas volumétricas hasta $5 \text{ KgDQO/M}^3 \cdot \text{día}$) unas pérdidas distintivas de sólidos ocurre, debido particularmente a una excesiva expansión del manto. La naturaleza de este lodo es floculenta. Después de 40 días unos gránulos distintivos aparecen en la parte retenida de los lodos. La carga de lodos se incrementa notoriamente en la Fase 2, debido a las fuertes pérdidas de inóculo del sistema. Por otro lado, la actividad específica del lodo se incrementa como resultado del nuevo crecimiento de materia celular. Al final de la Fase 2, la tasa de pérdida de sólidos en el vertimiento disminuye a través de la formación de gránulos que son fácilmente retenidos dentro del reactor. De hecho, una selección entre los lodos granulares más pesados y el lodo de crecimiento disperso ocurre dentro del reactor.

FASE 3. Por encima de 5 KgDQO/M^3 , las pérdidas por vertimiento de los lodos floculentos dispersos comienzan a ser menores que la producción de nueva biomasa granular, y la carga orgánica puede incrementarse rápidamente. En esta Fase se pueden aplicar altísimas cargas ($50 \text{ KgDQO/M}^3 \cdot \text{día}$) y aun obtener a 30°C excelentes remociones ($E = 90\%$). A estas altas cargas el lodo es predominantemente granular.

3. Diferentes tipos de lodo granular se pueden obtener dependiendo de la naturaleza del inóculo, la composición del sustrato y las condiciones del proceso:

- Gránulos de Sarcina. Generalmente se presentan en sustratos ricos en ácido acético, presumiblemente a causa de las ventajas cinéticas de la Metanosarcina bajo estas condiciones de crecimiento comparado con otros organismos acetoclásticos.
- Gránulos filamentosos. Cuando se han utilizado lodos

digeridos (planta aeróbica) como inóculo y una mezcla de A G V como sustrato, se ha obtenido gránulos que consisten principalmente de bacterias con largos filamentos, presumiblemente Methanothrix soehngenii. La mayoría de los gránulos filamentosos se originan en crecimientos sobre partículas inertes o pobremente biodegradadas.

- Gránulos cilíndricos. La mayoría de los gránulos obtenidos en reactores a escala industrial que depuran desechos de azúcar o papa, son predominantemente fragmentos cortos cilíndricos consistentes entre 4-5 células de Methanothrix, en vez de filamentos largos. Cuando el sustrato consiste de AGV, el crecimiento de estos cilindros se puede estimular enriqueciendo el inóculo original con estos cilindros.

Dependiendo de las características del desecho una gran diferencia puede existir en la parte no volátil de los gránulos. Mientras los gránulos cultivados en mezclas de AGV contienen alrededor de 90% de SSV, solamente se obtuvo un 40% de SSV en la biomasa de un desecho de almidón de maíz rico en Ca^+ , tal vez debido al crecimiento de las bacterias alrededor de un núcleo de CaCO_3 o de la coprecipitación del CaCO_2 en los poros de los gránulos.

Es importante recalcar la necesidad de nutrientes esenciales como PO_4^{3-} , NH_4^+ y elementos trazos en el sustrato. Esto ha sido demostrado en plantas experimentales con desechos de mataderos (De Zeeuw, 1982).

El proceso de granulación se puede optimizar arrancando el reactor a 40°C .

IMPORTANCIA DEL SISTEMA DE ALIMENTACION

La mejor manera de alcanzar altas cargas volumétricas es un contacto íntimo entre los lodos retenidos y el desecho. Se debe minimizar la presencia de canales preferenciales en los lodos. Los riesgos de cortos circuitos son muy grandes, particularmente en los siguientes casos:

1. Cuando se tenga que emplear bajas cargas volumétricas, e.g. cuando se emplea el proceso a bajas temperaturas y/o para desechos diluidos, o durante una fase inicial de un segundo arranque. En estos casos la producción de biogas puede ser muy baja para obtenerse una adecuada mezcla del manto de lodos.
2. Cuando la altura de los lodos es muy pequeña.
3. Cuando el número de entradas por área unitaria en el fondo es muy pequeña.
4. Cuando los lodos tienen una alta sedimentabilidad, se presentará una densa capa, particularmente durante pares en la planta, e.g. en fines de semana.

Un sistema de alimentación muy simple se utilizó para el primer reactor industrial. A pesar de tener una tubería de alimentación por cada 5-10 M², se obtuvieron excelentes resultados con desechos azucareros de remolacha (Pette y otros, 1980, 1981), pues las reducciones de la DQO estuvieron por encima del 90% con cargas de 16 Kg M³ d⁻¹ a 30°C y con THR menor de 4 horas. Un segundo arranque del proceso después de un período prolongado de descanso puede durar varios días. Este arranque lento puede ser objetable en el caso de una descarga directa a una fuente receptora superficial, pero no era importante en dicha fábrica pues el sistema de tratamiento anaeróbico forma parte integral del sistema de recirculación del vertimiento.

En otros casos, por ejemplo, cuando la temperatura es baja (con bajas cargas) y se tiene un lodo granular, o se espera que se genere, es necesario diseñar un sistema más sofisticado. Esta necesidad decrece a medida que la capacidad o volumen del digestor se amplía. Es obvio que con la instalación de sistemas más sofisticados de alimentación estos se parecerán más a los requeridos en lechos fluidizados, proveyendo un contacto suficiente entre el sustrato y lodo para todas las condiciones y aún más importante no se está aplicando fluidización.

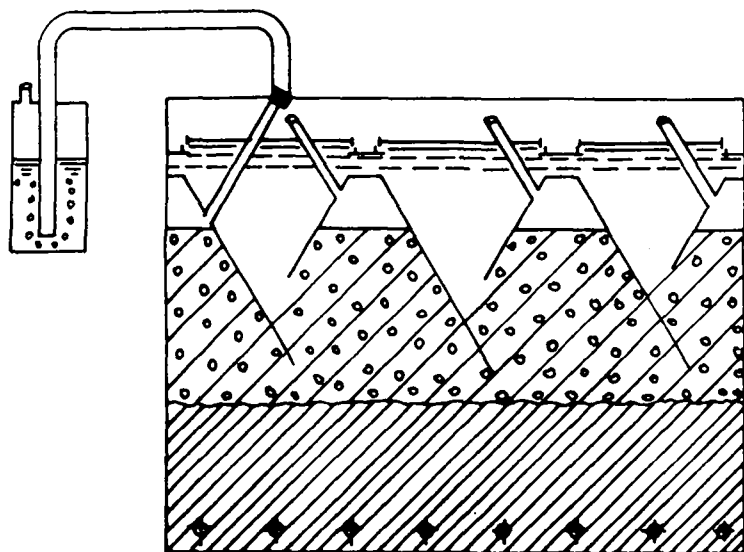
La Tabla 3 presenta unos criterios generales para sistemas de distribución. Es obvio que resultados aceptables se pueden obtener con un número menor de toberas que las mencionadas en la próxima Tabla.

TABLA 3

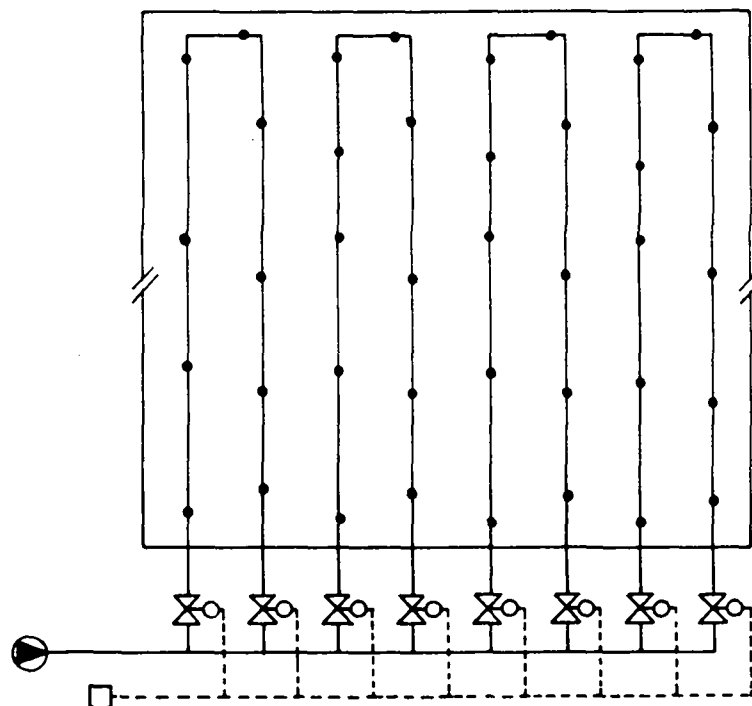
CRITERIOS GENERALES PARA EL NUMERO MINIMO DE TOBERAS
EN UN REACTOR UASB.

TIPO DE LODO	M ² / TOBERA
1. Lodos densos floculantes (> ap. 40 Kg SD/M ³)	< 1 para cargas < 1-2 Kg DQO M ⁻³ . día ⁻¹
2. Lodos finos floculantes (< ap. 40 Kg SD/M ³)	5 para cargas > 3KgDQO M ⁻³ . d ⁻¹
3. Lodos granulares	< 1 para cargas entre 1-2 Kg DQO. M ⁻³ . d ⁻¹

En esta ocasión no es posible proveer detalles constructivos, e.g. posición, número y tamaño de las toberas. La Figura 2 muestra un arreglo que se encontró satisfactorio para una planta UASB de 800M³ que trata almidón de maíz.



SECCION VERTICAL



VISTA HORIZONTAL A LA ALTURA DEL DISTRIBUIDOR DE CAUDALES

FIGURA 2. ESQUEMA DE UNA PLANTA UASB DE 800 M QUE TRATA ALMIDON DE MAIZ EN KOOG AAN DE ZAAAN. CON VALVULAS CONTROLADAS NEUMATICAMENTE EL DESECHO SE PUEDE DISTRIBUIR EN PUNTOS DIFENTES DE LA LINEA DE ALIMENTACION.

Con válvulas controladas neumáticamente el sistema de alimentación puede ser modificado y la limpieza de las tuberías es muy simple. Un sistema similar ha sido instalado para una planta UASB de 5.000 M³ de capacidad que trata desecho de almidón de papa.

La planta de 800 M³ para el desecho de almidón de maíz fue una de las primeras en arrancar con lodos meramente digeridos como inóculo. Las otras plantas han arrancado usando inóculo granular obtenido de plantas industriales en operación.

HAY LIMITACIONES EN LA CANTIDAD DE LODO RETENIDO ?

Con respecto a la pregunta sí se debe poner un máximo a la cantidad de lodos retenidos (o a la altura del manto de lodos), somos de la opinión de que no hay un argumento plausible para hacer esto. Entre más lodos se puedan retener en un reactor bajo condiciones operacionales, más alto será la estabilidad del proceso. En último análisis, la cantidad máxima de lodos que puede ser retenida dentro de un reactor está dictada por la tasa de aplicación de las cargas orgánicas y por la tasa de producción de gas. La cantidad máxima obtenible de lodos retenidos y la carga máxima están interrelacionados. Un incremento en la carga incrementa la producción de gas y probablemente la expansión del manto de lodos. Como consecuencia los lodos pueden llenar completamente el reactor y puede ocurrir pérdidas temporales de la fracción de la biomasa más fina y de baja sedimentabilidad. Dependiendo de la retención media de los lodos (\bar{X}), el factor de producción de los lodos (Y) y de la carga volumétrica aplicada (L_s), la edad promedio de los lodos varía en un reactor UASB entre 10 días a $\bar{X} = 10 \text{ Kg/M}^3$, $Y = 0.1 \text{ Kg/Kg}$ y $L_s = 10 \text{ KgDQO. M}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ y hasta 170 días para $\bar{X} = 50$; $Y = 0.03$ y $L_s = 10$.

APLICACIONES O APLICABILIDAD DEL CONCEPTO UASB

La Tabla 4 muestra varios factores importantes en los potenciales de carga de una planta UASB.

TABLA 4

FACTORES QUE AFECTAN LOS POTENCIAJES DE CARGA EN UN SISTEMA UASB

1. Diseño del proceso, ejemplo: sistema de alimentación, Separador gas-sólidos, razón Altura/Área
2. Tipo de lodos anaeróbicos presente y/o en desarrollo.
3. Características del sustrato
 - . Tipo o naturaleza del desecho
 - . Soluble o insoluble
 - . Biodegradable o no
 - . Agriado o no
 - . Contenido de proteínas, carbohidratos, lípidos
 - . Alcalinidad
 - . Concentración de la DQO
 - . Contenido de nutrientes
4. Factores ambientales
 - . Temperatura
 - . pH
 - . Presencia de compuestos inhibitorios/tóxicos
5. Eficiencia de diseño del tratamiento

El tratamiento UASB fué diseñado originalmente para tratar desechos solubles de carga media o baja, sin embargo se día un error grave concluir que la tecnología UASB solo es

aplicable a esta clase de desechos. Resultados muy satisfactorios han sido obtenidos en plantas a escala industrial y en largas plantas pilotos con desechos complejos, i.e., desechos parcial o casi totalmente no disueltos, a temperaturas óptimas y subóptimas. Sin embargo, es obvio que la potencialidad de carga del proceso es apreciablemente menor para desechos insolubles.

Basado en experiencias en plantas industriales y plantas pilotos, el efecto de los factores enumerados en la Tabla 4 serán discutidos en la presentación "Aplicación del Proceso UASB para Desechos Industriales"

COMPARACION DE LOS POTENCIALES DE LOS SISTEMAS ANAEROBICOS EXTRA RAPIDOS EXISTENTES

En la Figura 3 se muestran un cierto número de procesos de tratamientos anaeróbicos incluyendo sistemas convencionales.

Todos los procesos de tratamiento de "tasa alta" (o extra rápidos) están basados en algún modelo de inmovilización bacteriana.

1. Creación y/o formación de un agregado de lodos altamente sedimentable combinado con un separador de gases en la parte superior del reactor y un sedimentador interno de lodos.
2. Crecimiento bacteriano sobre partículas de alta densidad (sistemas de lechos fluidizados) o sobre estructuras de soporte inmóviles (reactores Anaeróbicos de Película Fija, APF).
3. Entrapamiento de los agregados de los lodos entre el material de empaque en el reactor combinado con crecimiento bacteriano fijo sobre la superficie del material de

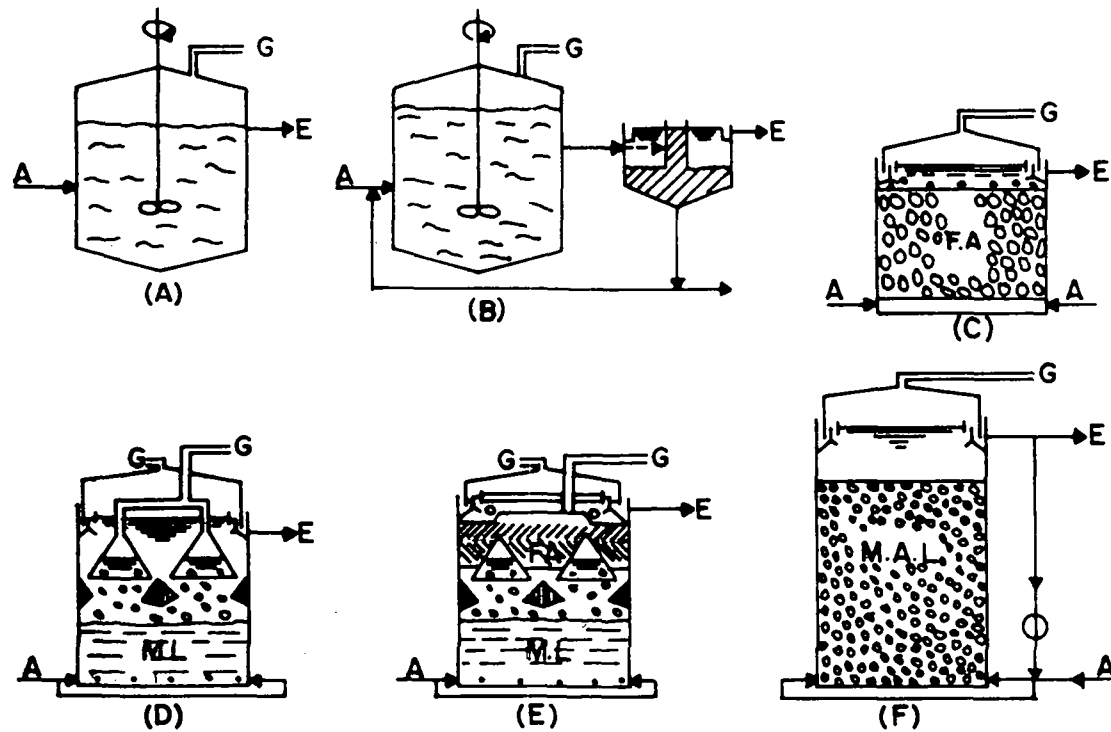


FIGURA 3 . DIFERENTES SISTEMAS DE TRATAMIENTO ANAEROBICO
(A) DIGESTOR CONVENCIONAL DE LODOS, (B) PROCESO DE CONTACTO
(C) FILTRO ANAEROBICO, (D) PROCESO UASB, (E) COMBINACION UASB - F.A
(F) SISTEMA DE LECHO FLUIDIZADO

empaque.

POTENCIAL DE CARGA DE PROCESOS DE TASA ALTA

Cada proceso de tasa alta tiene sus propios méritos y limitaciones, dependiendo de la extensión y facilidad con la cual las condiciones primarias que preceden al proceso pueden ser cumplidas y de los criterios de operación que deben ser obtenidas para un buen funcionamiento.

De hecho existen considerables diferencias entre los diferentes procesos de tasa alta con respecto a los potenciales máximos de carga orgánica e hidráulica, como se puede ver en la Tabla 5.

En reactores UASB que operen con lodos granulados, la retención de la biomasa a altas cargas orgánicas es principalmente limitada por la redispersión de los gránulos debido a la alta turbulencia que prevalece en el volumen de digestión y la tendencia generalizada de los gránulos a flotar. La desintegración de los gránulos a altas cargas debido a esfuerzos cortantes es muy insignificante.

En Filtros Anaeróbicos Ascendentes (Young, 1983) el principal factor limitante con respecto a la retención de los lodos es frecuentemente la porosidad del medio. Redispersión de los lodos debido a altas turbulencias y flotación de los mismos a altas cargas también pueden representar un factor limitante. En reactores de Película Fija Descendentes (Berg, 1983) el factor limitante es el área superficial disponible para el crecimiento bacteriano; también es importante la porosidad del medio.

Aparte de estos factores, el espesor de la película es de singular importancia con respecto a la retención de los sólidos en reactores de lecho expandido/fluidizado (Heynen, 1983, Schaa, 1983) junto con la expansión deseada del lecho. En

TABLA 5

FACTORES QUE DETERMINAN LA RETENCION DE BIOMASA
ACTIVA

FACTOR	EFECTO
Redispersión de la biomasa	Disminuye la retención de los lodos (a cargas altas ocurre en UASB, y tal vez en F.A. de flujo ascendente)
Desintegración de los agregados	Disminuye la retención de los lodos (tal vez en sistemas UASB granulados)
Desprendimiento de biope- lículas	Disminuye el tiempo de retención de la biomasa (para acidificación incompleta y a $THR >$ tasa de generación de los lodos en sistemas de lechos fluidizados).
Espacio ocupado por material de soporte/crecimiento	Disminuye el tiempo general de retención de la biomasa (particularmente importante en AAFEB, FA, AFF).
Area superficial del material de crecimiento /soporte	Grandes áreas superficiales son importantes (particularmente en lechos fluidizados, AAFEB, y AFF).
Espesor de la película	Películas gruesas son más beneficiosas con respecto a la retención de los sólidos.
Expansión del manto	A más expansión del manto menos será la retención de la biomasa (importante en lechos fluidizados y proceso AAFEB)

AAFEB: Anaerobic Attached Film Expanded Bed

los sistemas modernos de lecho fluidizado el área superficial disponible para crecimiento es mucho mayor que en el proceso AAFEB (Switzenbaum, 1978), de aquí que el lecho fluidizado compite favorablemente con el proceso anterior en la calidad de lodos que se puede retener.

En el AAFEB solo se expande el 10-20% del lecho, mientras que en lechos fluidizados la expansión es hasta el 50%.

En lechos fluidizados y reactores de flujo descendente AFF se garantiza un contacto suficiente bacterias-sustrato. Este también es el caso para sistemas UASB y AAFEB siempre y cuando el sustrato se distribuya uniformemente en el fondo del reactor, particularmente cuando se aplican bajas cargas orgánicas, por ejemplo para desechos fríos o de bajas concentraciones. Filtros anaeróbicos de flujo ascendente tienden a colmatarse, particularmente, cuando tratan desechos con una proporción alta de sólidos suspendidos.

En relación con los efectos de factores cinéticos, tales como limitaciones en cuanto a la difusión en la película y/o partícula, se tiene hasta ahora muy poca información relevante acerca de la importancia de tal limitación. En experimentos con lodo granular se ha obtenido evidencia de que el tamaño de la partícula tiene poca o ninguna importancia a altas concentraciones del sustrato.

Se ha visto, sin embargo, que una disminución significativa ocurre en la utilización del sustrato cuando su concentración en el reactor permanece muy baja, como en el caso, frecuentemente, de aquellos sistemas que requieren un alto factor de recirculación del efluente, e.g., en sistemas de lechos fluidizados, donde se mantienen velocidades de 7-12 M/hr.

Basado en las consideraciones anteriores, la carga orgánica máxima obtenible probablemente disminuye en la siguiente secuencia:

Lodo granular UASB >
 Lecho fluidizado >>
 Lecho Expandido de Película Fija (AAFEB)
 Lodo floculante UASB, Filtro Anaeróbico Ascendente, Filtro Aeróbico Descendente.

Con respecto a la carga hidráulica máxima obtenible en condiciones donde la carga orgánica no es limitante, los sistemas de película fija parecen ser mejor que los sistemas de "película no fija". Es presumible, sin embargo, que la carga orgánica se convierta rápidamente en un factor restrictivo. Para condiciones donde la carga orgánica no es restrictiva, con desechos de bajas concentraciones o fríos, la carga hidráulica máxima obtenible probablemente disminuirá de la siguiente manera:

Descendente AFF	>
Lecho fluidizado (Dependiendo de la densidad específica del material inerte de soporte)	>
AAFEB	>
Lodo granular UASB	>>
Filtro Anaeróbico ascendente	>
Lodo floculento UASB	

Hasta ahora no se han llevado experimentos comparativos entre los diferentes sistemas, en plantas grandes. Se debe reconocer que en la práctica no es fácil cumplir todos los criterios primarios que soportan un proceso. Aparte de las tasas máximas obtenibles, existen otros criterios de selección:

1. Período requerido para el arranque del proceso
2. Estabilidad del proceso con respecto a las variaciones en cargas, concentración del desecho, temperatura, etc.
3. Capacidad del proceso para tratar desechos parcialmente solubles.

4. Costos de capital y operación, ejemplo: energía y reactivos químicos, personal, y equipos de control.
5. Terreno requerido
6. Necesidades de personal especializado
7. Necesidad de separación en fases.

En cuanto al primer arranque, se requiere un período en exceso de 3-4 semanas para obtener las metas de capacidad de carga. Es evidente que cuando los objetivos con respecto a la capacidad última de carga del proceso son moderadas, el período de tiempo requerido para el primer arranque podrá ser menor que en caso que se requiera acomodar altas cargas orgánicas.

Comparando diferentes sistemas anaeróbicos, la tasa de arranque de un proceso UASB parece ser la más lenta, a menos que se tenga una cantidad suficiente de lodo granular para el arranque. En vista del rápido incremento de plantas UASB, no existe duda que en un futuro existirá suficiente cantidad de lodos granulados.

En el caso de que el lodo granular no exista, el primer arranque de una planta UASB en un proceso que demanda tiempo, a causa de la lenta rata con que procede el fenómeno de granulación.

Para procesos de lecho fluidizado el tiempo requerido para el primer arranque, fué aproximadamente siete semanas cuando se utilizó un desecho de levadura acidificado para una carga al final de $30 \text{ KgDQO M}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ a 37°C . Esto es ciertamente más rápido que el primer arranque de un reactor UASB a 30°C . Se debe mencionar, sin embargo, que el arranque de un UASB, incluyendo el proceso de granulación es el doble de rápido a 38°C .

A diferencia de otros digestores extra-rápidos, los pro-

cesos UASB y filtro anaeróbico ascendente producen un lodo altamente activo. Un segundo arranque de estos dos procesos después de períodos prolongados de paro (e.g., 9012 meses) generalmente toma un tiempo mínimo, lo que todavía es incierto para otros digestores extra-rápidos.

La estabilidad de un proceso anaeróbico con respecto a condiciones sub-óptimas, fluctuaciones en la composición y concentración del desecho, presencia de compuestos inhibitorios depende enormemente del grado de carga al cual será sujeto el proceso, bajo condiciones prácticas. Los procesos que operan cerca a su máxima carga serán susceptibles. La mayoría de las plantas UASB instaladas hasta ahora, han sido diseñadas muy por debajo de su capacidad última de carga, y consecuentemente pueden acomodar situaciones de sobrecargas. Esto presumiblemente no es necesariamente cierto para un sistema de lecho fluidizado instalado recientemente en Delf (Holanda) para una fábrica de levadura, debido a que la operación del sistema depende de la tasa de acidificación de los contaminantes orgánicos en el lecho fluidizado, proceso éste que tal vez ha sido diseñado muy cerca de su máximo potencial. Para prevenir fallas, este sistema requiere un cuidadoso monitoreo y control; por esta razón se requiere personal especializado y los costos del equipo de monitoreo y control pueden ser relativamente altos.

En cuanto a la capacidad de los diferentes sistemas en la remoción y estabilización de la materia orgánica dispersa de las aguas residuales, existen considerables diferencias entre los varios procesos. Al respecto, la eficiencia de lechos fluidizados, AAFD descendente, AAFEB y UASB, parecen ser poca o nula, mientras que un FA Ascendente es eficiente siempre y cuando los poros no se colmaten, lo que significa que estos procesos no se debe usar directamente

para desechos con una alta concentración de material disperso.

Aunque la eficiencia de un lecho fluidizado y de reactores UASB de tasa alta con lodo granulado es baja en cuanto a la remoción de SS, los resultados de los sistemas no se ven seriamente afectados por la presencia de SS. Puede existir alguna competencia por el crecimiento bacteriano entre el material de soporte suministrado y la materia dispersa.

Reactores UASB granulados y UASB floculentos los cuales son sistemas que pueden ser operados con cargas medias son bastante eficientes en la remoción y estabilización de materia orgánica dispersa, como también en el caso de reactores AAFEB. El entrapamiento de materia inerte dispersa en los lodos puede resultar en cierta disminución de la actividad específica de los lodos. Tal disminución se puede prevenir en reactores UASB-granulados y reactores AAFEB, debido a que el lodo entrapado -generalmente lodos inertes floculentos- pueden ser lavados y retirados selectivamente del reactor.

CONCLUSIONES

El concepto del reactor UASB como un sistema de alta tasa ha vivido -en la mayoría de los casos- las expectativas que se generaron en base a estudios de tratabilidad a nivel de laboratorio y plantas piloto. A causa de la relativa simplicidad en el diseño, construcción y altos potenciales de carga, el proceso UASB representa una alternativa muy atractiva para el tratamiento, a bajo costo, de los desechos líquidos. Aunque todavía se tiene una comprensión incompleta del proceso de granulación, la potencialidad del sistema aparece mejor que el de otros procesos actualmente disponibles, aun más, si se espera que el próximo fu

turo se entiendan los mecanismos responsables del proceso de granulación. Aunque lo mismo puede ser verdad para los mecanismos responsables del crecimiento de organismos anaeróbicos sobre materiales móviles o estacionarios, los procesos son de un bajo potencial de carga (FA., AFF., y AAFEB), o requieren un cuidadoso monitoreo y control (por ejemplo, con respecto a la pre-acidificación), o también exigen una cantidad grande de energía a causa de las altas tasas de recirculación (sistemas de lechos fluidizados).

Cada tratamiento de dispersión extra-rápido tiene sus méritos típicos y ciertas limitaciones y su uso dependerá en gran parte de factores como: situación local, tipo de desecho a ser tratado y experiencia específica en los sistemas. Actualmente se posee la mayor experiencia con reactores UASB a escala industrial.

LITERATURA

Ber, L. van der, H.J. Kennedy
Comparison of advanced anaerobic reactors.
Proceedings 3rd Ind. Symp on Anaerobic Digestion, Boston, 1983

Berg, L. van der, H.J. Kennedy (1981).
Support materials for stationary fixed film reactors for
high rate methanogenic fermentations.
Biotechn. Letter. Vol. 3 (4), 165-170.

Heynen, J.J.
Anaerobic Waste Water Treatment Proceeding, AWWT-Symposium,
Noordwykerhout, Nov. 1983.

Hulshoff Pol, L.W., W.J. de Zeeuw, C.T.M. Velzeboer, G. Lettinga.
"Granulation in UASB-reactors"
IAWPR-seminar "Anaerobic Treatment of waste water in fixed
film reactors".
Copenhagen, June 1982.

Lettinga, G., A.F.M. van velsen, S.W. Hobma, W. de Zeeuw, A. Klapwijk (1980).
Use of the upflow Sludge Blanket (USB) Reactor concept for
biological waste water treatment, especially for anaerobic
treatment.
Biotechn. and bioeng. 22, 699-734

Lettinga, G., S.W. Hobma, L.W. Hulshoff Pol, W. de Zeeuw, P. de Jong, P. Grin, R. Roersma (1982).
Design, operation and economy of anaerobic treatment
IAWPR-seminar "Anaerobic treatment of waste water in fixed
film reactors", Copenhagen, June 1982.

Lettinga, G., R. Roersma, P. Grin, W. de Zeeuw, L.W. Hulshoff Pol, A.F.M. van Velsen, S.W. Hobma, G. Zeeman (1981)
"Anaerobic treatment of sewage and low strength waste waters".
Proc. 2nd Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Travemunde,
271 - 291.

Meer, R.R. v.d., R. de Vletter (1982)
Anaerobic treatment of waste water; the gas- liquid separator.
J.W.P.C.F. 54, (4) 1482-1492.

Pette, C., R. de Vletter, E. Wind. W. van Gils (1980).
Full scale anaerobic treatment of beet-sugar waste water.
Proceedings, 35th Ind. Waste Conference Purdue Univ.,
Lafayette Indiana, 1980, 635-642.

Pette, C., A.J. Versprille (1981).
Application of the UASB-concept for waste water treatment.
Proc. 2nd Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Travemunde,
121-133, 1981.

Schraa, G., Jewell, W.J.
Conversion of soluble organics with the thermophilic anaero -
bic attached film expanded bed process.
Proceedings AWWT-Symposium, Noordwykerhout, Nov. 1983.

Switzenbaum, M.S. and W.J. Jewell (1978)
Anaerobic attached film expanded bed reactor for the treatment
of dilute organics.
51th Manual Water Pollution Control Fed. Conf., Anaheim,
California.

Young, J.C.
The Anaerobic filter, past, present and future.
Proceedings 3rd Ind. Symp. on Anaerobic Digestion, Boston, 1983

Zeeuw, W.J. de (1982)

Sludge pelletization in the anaerobic treatment of rendering waste.

Final report of a laboratory study, Department of water Pollution Control, Wageningen (in Dutch).

Zeevalkink, (1982)

Biogas from the effluents in the starch industry,
Starke Symposium, Detmold, April 1983.

I. INTRODUCCION

En general, el tratamiento de los desechos líquidos puede ser hecho por la aplicación de diferentes procesos, por ejemplo: Procesos aeróbicos, procesos anaeróbicos, procesos físico-químicos. El tratamiento anaeróbico puede ser un proceso de un tratamiento anaeróbico. De hecho el tratamiento aeróbico es una aceleración artificial del proceso natural de purificación que ocurre en los lagos, ríos, etc. Esta degradación con aire, resulta en la producción final de dióxido de carbono (CO_2), agua y lodos.

En un sistema anaeróbico, se impide la presencia de aire, con el resultado de tener metano (CH_4), agua y lodos como producto final del metabolismo bacteriano.

Un sistema anaeróbico funciona óptimamente en un rango mesofílico ($\approx 35^\circ C$). Este sistema es entonces poco aplicable en climas fríos por la necesidad de energía para calentar el desecho tal que se puedan obtener las remociones deseadas del desecho.

Para condiciones tropicales y subtropicales esta restricción no es necesariamente válida.

De hecho, los sistemas anaeróbicos tienen una serie de ventajas sobre los sistemas aeróbicos:

- Costos bajos de inversión comparados con procesos convencionales de lodos activados.
- Una producción más baja de lodos estabilizados, los

cuales pueden ser secados mucho más fácil.

- La eficiencia del sistema puede estar entre un 50 - 90% dependiendo de las condiciones del proceso y de las características del desecho.

Se puede decir que un tratamiento anaeróbico puede aproximarse a un pretratamiento extensivo.

Para países en desarrollo las ventajas descritas anteriormente (especialmente en cuanto a costos y consumo de energía), así como la producción de biogas son argumentos importantes para la aplicación de esta tecnología.

La desventaja de la limitada eficiencia del tratamiento es a menudo menos importante, especialmente en aquellas situaciones donde existe una falta de dinero para implementar sistemas aeróbicos o también en aquellos casos donde las aguas residuales son descargadas a las fuentes receptoras sin ningún tratamiento.

A partir del sistema anaeróbico, los tratamientos aeróbicos que se requieran serán fáciles y baratos.

II. OBJETIVOS

Para la planta a desarrollarse en Cali, se tendrán los siguientes objetivos:

- Ensayo en una escala semi-técnica (500 habitantes equivalentes) de un proceso de tratamiento anaeróbico (en condiciones tropicales) de un desecho doméstico con determinación de los parámetros característicos tales como carga hidráulica y orgánica;

- tiempo de retención, eficiencia del tratamiento, consumo de energía, y producción de gas.

- Determinación de criterios de diseño para plantas reales con capacidad para 10000-20000 habitantes bajo condiciones comparables.

- Establecimiento de posibilidades técnicas y económicas de una planta de tratamiento, consistente de un bio-reactor anaeróbico (capacidad 10000-20000 habitantes equivalentes) con o sin tratamiento secundario para desechos domésticos en condiciones subtropicales, para variaciones de la carga (iniciaciones).

Esta planta se podría comparar con una planta convencional de las mismas condiciones.

- Evaluación socio-económicas de las posibilidades de aplicación de este sistema en Colombia y determinación de los criterios necesarios para la introducción del mismo tratamiento en otros países tropicales.

III. PROGRAMA DE INVESTIGACION

Para la realización de los objetivos propuestos el siguiente programa de investigación se propone:

1. Selección de material de semilla a escala de laboratorio para determinar el procedimiento de arranque (0-1.5 meses)
2. Arranque del bio-reactor preferencialmente con lodos digeridos (1-1.5 meses).

3. Estudio de los efectos de incremento de las cargas (2-3 meses) en:

- 3.1 Reducción de la DQO (disuelta/total)
- 3.2 Reducción de la DBO (disuelta/total).

Se estudiará también los tiempos mínimos de retención y el punto de falla para cada tiempo de retención.

4. Estudio de los efectos de las cargas picos.

- 4.1 Hidráulico para períodos de invierno
- 4.2 Orgánico para variaciones de la carga (8-10 meses).

5. Determinación del manto de lodos en el reactor. Expansión del manto de lodos en relación con la variación de la carga.

6. Investigación del comportamiento de las 3 fases del sistema (líquido, lodos, gas)

- 6.1 Períodos de verano medido sobre la altura del área de sedimentación como una función de las diferentes cargas.
- 6.2 Determinación de la aparición de capas flotantes en el área de sedimentación en los recipientes de gas.

7. Investigación de cortos circuitos hidráulicos en el bio-reactor .

- 7.1 Cambiando las cargas
- 7.2 Decreciendo el número de puntos de carga del desecho.

8. Determinación bajo diferentes condiciones de:

- 8.1 Producción de gas
- 8.2 Composición del gas
- 8.3 Producción de lodos.

9. Estudio del comportamiento de los lodos durante el periodo de investigación con énfasis en:

- 9.1 Actividad metanogénica específica
- 9.2 Características de sedimentación de los lodos.
- 9.3 Manera de estabilizar los lodos

10. Investigación de las condiciones microbiológicas de los lodos.

11. Determinación regular de los siguientes parámetros:

- i) DQO
- ii) DBO
- iii) Sólidos suspendidos
- iv) NH_4^+ y N_2
- v) Nitrógeno por Kjeldahl
- vi) PO_4^{-3} y P

12. Al final del periodo de investigación existe la posibilidad de usar un desecho combinado: doméstico y desecho de la caña para:

- 12.1 Mejorar la producción de gas
- 12.2 Optimizar la relación DQO: N: P

13. La posibilidad de un tratamiento secundario se investigará a nivel de laboratorio en una escala semi-piloto.

CRITERIOS DE DISEÑO PARA POSIBILIDADES TÉCNICAS

Utilizando los resultados de la planta piloto se obtendrán criterios de diseño a escala municipal.

IV. POSIBILIDAD TÉCNICA Y FINANCIERA

Un diseño completo será hecho utilizando los criterios de diseño obtenidos a partir del proceso. Este diseño incluirá los trabajos civiles, eléctricos y mecánicos.

La posibilidad financiera se desprenderá a partir de la comparación de diseño descrito anteriormente y una planta aeróbica similar. La comparación se basará en los costos de inversiones y operación y mantenimiento anual.

V. EVALUACION SOCIO-ECONOMICA

Se prestará atención a los siguientes factores:

1. Aceptabilidad social y este tipo de planta
2. Aspectos operacionales y de mantenimiento y nivel requerido de educación del operador
3. Disponibilidad de personal
4. Posibilidad de aplicación en pequeños municipios colombianos si el ensayo tiene éxito .
5. Desarrollo de criterios para aplicación en otros países en desarrollo.
6. Costos de implementación.

VI. PLANEACION

Es importante que el proyecto comience lo más rápida-

mente posible.

VII RESTRICCIONES

1. Determinación del sitio de la planta
2. Construcción del sistema de bombeo por UNIVALLE
3. Construcción del bio-reactor.

La duración del proyecto será de unos 20 meses a partir de la construcción de la planta.

PROGRAMA

PROGRAMA DEFINITIVO SEMINARIO DE TRATAMIENTOS ANAEROBICOS - CALI, COLOMBIA

SEMINARIO: 18-19 DE OCTUBRE DE 1984 NUMERO MAXIMO: 75 PERSONAS
LUGAR: HOTEL INTERCONTINENTAL CALI - COLOMBIA

JUEVES 18 DE OCTUBRE DE 1984

8:00- 9:00 Inscripción.
9:00- 9:15 Discurso de bienvenida por Sr. Rector de la Universidad del Valle.
9:15- 9:30 Inauguración. Embaj. de Holanda. Dr. Eduardo Roëll.
9:30- 9:40 Palabras del Sr. Gerente de EMCALI.
9:40-10:00 Receso.
10:00-11:00 Introducción del Proyecto Piloto en Cali. Ing. J. Louwe Kooijmans.
11:00-13:00 Conceptos básicos del proceso UASB. Dr. Ing. G. Lettinga.
13:00-14:00 Almuerzo.
14:00-14:45 Descripción del reactor y Metodología Investigativa. Ing. A. Schellinkhout.
14:45-17:00 Visitas al reactor UASB y Laboratorio UNIVALLE.

VIERNES 19 DE OCTUBRE DE 1984

8:30- 9:30 Presentación de resultados. Planta Anaeróbica. Ing. A. Schellinkhout.
9:30- 9:45 Receso.
9:45-10:45 Presentación resultados del postratamiento. Dr. G. Rodríguez Parra.
10:45-12:15 Aplicación del proceso UASB para Aguas Residuales Industriales. Dr. Ing. G. Lettinga.
12:15-13:00 Almuerzo.
13:00-14:30 Resultados prácticos para una industria colombiana. Dr. G. Rodríguez Parra.
14:30-16:00 Resultados prácticos en Latinoamérica. Dr. C. Savelli Gomes.
16:00-16:15 Receso.
16:15-17:00 Mesa Redonda.
17:00-17:10 Clausura. Ing. J. Louwe Kooijmans / Decano. Facultad de Ingeniería - UNIVALLE.
17:10-18:30 Cocktail de clausura. Ofrecido por HASKONING Ingenieros Consultores Reales Nijmegen Holanda e INCOL LTDA. Cali.



HASKONING, Ingenieros Consultores y Arquitectos Reales, Nimega, Holanda



Universidad del Valle, Cali, Colombia



Universidad de Agronomía de Wageningen, Holanda

PROGRAMA DE COOPERACION COLOMBO-HOLANDES

REF.: CURSO DE ENTRENAMIENTO Y SEMINARIO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBICO DE AGUAS RESIDUALES POR MEDIO DE REACTORES DE FLUJO ASCENDIENTE TIPO UASB

Cali - Nimega, 15 de Mayo de 1984

Dentro del Convenio de cooperación técnica internacional entre el Gobierno Holandés y el Gobierno Colombiano se tiene un programa piloto que investiga la aplicación de un proceso anaeróbico de flujo ascendente a través de un manto de lodos (proceso UASB) para el tratamiento de las aguas residuales domésticas en condiciones tropicales y sub-tropicales.

Como parte del programa de cooperación se tiene previsto un curso y un seminario de transferencia de tecnología en sistemas anaeróbicos con énfasis en los resultados obtenidos durante la operación de un reactor UASB de 64 m³ que está trabajando en Cali desde junio de 1983.

Adjunto estamos enviando un formulario de aplicación para el seminario y el curso corto. Como sólo se tienen cupos limitados para ambas actividades, le solicitamos que devuelva el formulario de aplicación antes del 30 de junio de 1984. La selección de candidatos se hará el mes de julio y antes del 15 de agosto de 1984 se recibirá los formularios definitivos.

Atentamente,

Ir. JAAP LOUWE KOOIJMANS
Coordinador Internacional

Ing. GUILLERMO RODRIGUEZ P.
Coordinador Nacional

UNIVERSIDAD DEL VALLE

FACULTAD DE INGENIERIA

DEPARTAMENTO DE PROCESOS QUIMICOS Y BIOLÓGICOS

SECCION DE SANEAMIENTO AMBIENTAL

Profesor Guillermo Rodríguez Parra

Apartado aéreo 25360
Cali

CALI - VALLE

COOPERACION TECNICO
COLOMBO - HOLANDES
HASKONING - UNIVERSIDAD DEL VALLE -
UNIVERSIDAD DE AGRONOMIA
DE WAGENINGEN

Curso de entrenamiento y seminario
sobre tratamiento anaerobico de
aguas residuales pro medio de reactores
de flujo ascendente tipo UASB

CALI - Octubre 17-18-19 de 1984

PROGRAMA TENTATIVO DEL CURSO Y SEMINARIO DE TRATAMIENTOS ANAEROBICOS - CALI, COLOMBIA

CURSO CORTO: Oct. 17/84 NUMERO MAXIMO: 50 PERSONAS
SEMINARIO: Oct. 18-19/84 NUMERO MAXIMO: 75 PERSONAS
LUGAR: CALI - Colombia

8:00- 9:00 Inscripción.
9:00- 9:15 Discurso de bienvenida por Sr. Rector de la Universidad del Valle.
9:15- 9:30 Inauguración. Embaj. de Holanda. Dr. Eduardo Roell.
9:30- 9:40 Palabras del Sr. Gerente de EMCALI.
9:40-10:00 Receso.
10:00-11:00 Introducción del Proyecto Piloto en Cali. Ing. J. Louwe Kooijmans.
11:00-13:00 Conceptos básicos del proceso UASB. Dr. G. Lettinga.
13:00-14:00 Almuerzo.
14:00-14:45 Descripción del reactor y Metodología Investigativa. Ing. A. Schellinkhout.
14:45-17:00 Visitas al reactor UASB y Laboratorio UNIVALLE.

Octubre 19/84

8:30- 9:30 Presentación de resultados. Planta Anaeróbica. Ing. A. Schellinkhout.
9:30- 9:45 Receso.
9:45-10:45 Presentación resultados del postratamiento. Dr. G. Rodríguez.
10:45-12:15 Aplicación del proceso UASB para Aguas Residuales Industriales. Dr. G. Lettinga.
12:15-13:00 Almuerzo.
13:00-14:30 Resultados prácticos para una industria colombiana. Dr. G. Rodríguez.
14:30-16:00 Resultados prácticos en Latinoamérica.
16:00-16:15 Receso.
16:15-17:00 Mesa Redonda.
17:00-17:10 Clausura. Ing. J. Louwe Kooijmans / Decano. Facultad de Ingeniería - UNIVALLE.
17:10-18:30 Cocktail de clausura. Ofrecido por HASKONING Ingenieros Consultores Reales Nijmegen Holanda e INCOL LTDA. Cali.

OBJETIVOS

A. Curso corto

- Informar sobre sistemas anaeróbicos como el proceso UASB; Filtros Anaeróbicos; Procesos de Película Fija, etc.
- Establecer criterios de diseño para diferentes industrias.
- Presentar metodologías para la iniciación de estudios de tratabilidad a nivel de laboratorio y piloto.

B. Seminario

- Dar a conocer la experiencia adquirida con un reactor UASB de 64 M3 en el tratamiento de aguas residuales domésticas en condiciones tropicales.
- Presentar resultados específicos en el tratamiento de aguas residuales industriales utilizando la tecnología UASB en Holanda; Colombia y Brazil o Cuba.
- Presentación de resultados de postratamiento (e.g., Filtros anaeróbicos; Filtros Percoladores; Filtros intermitentes de arena; lagunas de estabilización y para el pulimiento final del efluente.

PARTICIPANTES

Son bienvenidos los profesionales del Sector Salud; de Empresas Públicas Municipales; Corporaciones de Desarrollo; Agencias de Control; Profesores Universitarios; Consultores y Representantes de las Industrias.

CUPO

Curso de Entrenamiento: 50 personas
Seminario: 75 personas

FECHA

Curso de Entrenamiento: Octubre 17/84
Seminario: Octubre 18-19/84

VALOR

Curso de Entrenamiento: \$5000
Seminario: \$3000

SEDE

Universidad del Valle
Melendez Cali Valle

FORMA DE PAGO

Curso de Entrenamiento: Departamento de
Procesos Químicos y Biológicos

Seminario: Ing. A. Schellinkhout

Los Cheques deben ser separados por actividad y enviados al Apart. Aéreo 25360 Cali.

COORDINACION

Nacional: Dr. Guillermo Rodríguez
Internacional: Ing. Jaap Louwe Kooijmans

- UNIVERSIDAD DEL VALLE - UNIVERSIDAD DE AGRONOMIA DE WAGENINGEN (HOLANDA)
DE ENTRENAMIENTO Y SEMINARIO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBICO DE AGUAS
RESIDUALES POR MEDIO DE REACTORES DE FLUJO ASCENDENTE TIPO UASB

Curso
Seminario
Ambos

Aplicación

.....
Caja Ciudad Tel.
.....
Fecha

INFLUENCIA DE CATIONES METALICOS EN LA ACTIVIDAD METANICA DE
Lodos ANAEROBICOS DE ORIGEN DOMESTICO

Guillermo Rodriguez Parra., Mario Arbeláez, Robert Briceño y Norberto Mora.

Departamento de Procesos Químicos y Biológicos. Universidad del Valle.
Apartado Aéreo 25360 Cali Colombia.

Seminario Nacional sobre Tecnología UASB para Aguas Residuales Domésticas e Industriales.

Cali, octubre 18 y 19 de 1984

RESUMEN

Se reportan parcialmente los datos obtenidos con tres metales pesados que pueden llegar a ser inhibidores para el proceso metánico en reactores UASB ya sea por medio de toxicidad crónica o vertimientos accidentales y/o puntuales a una planta anaeróbica. Se han investigado cromo; níquel; plomo y cadmio. Solo se reportan los resultados para los tres primeros metales.

INTRODUCCION

Una de las razones por la poca utilización de los tratamientos anaeróbicos para los desechos domésticos e industriales, es la creencia en la comunidad técnica (y científica!) de que los sistemas anóxicos son altamente susceptibles a sobre cargas hidráulicas/orgánicas o a compuestos tóxicos como metales pesados. A raíz de una serie de juiciosos experimentos (1, 2, 3) este mito negativo se está superando.

Una vez que se demuestre la factibilidad de los procesos anaeróbicos para resistir toxicidad crónica o sobrecargas, el ingeniero consultor puede diseñar con mas seguridad. Los estudios de toxicidad son de naturaleza tediosos por el largo tiempo requerido para obtener patrones

reconocibles de comportamiento. En seguida se presenta de manera muy resumida parte de un continuo trabajo en ésta área, llevado a cabo durante los últimos ocho meses en la Sección de Saneamiento Ambiental.

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Los ensayos de actividad méthanica se llevan a cabo en botellas de suero de 500 ml, en las cuales se introduce una cantidad fija de lodos anaeróbicos originados en el reactor UASB de 64 m³ que trata aguas residuales domésticas. Estos lodos se alimentan con una solución de nutrientes y se les agrega como sustrato carbonado una mezcla de ácidos acético, propiónico y butírico, cada uno en concentraciones de 200 mg/L finalmente con agua destilada hasta completar 500 ml.

El gas producido se conduce a través de una manguera plástica hasta otra botella de suero en posición invertida, parcialmente llena de Na OH, el cual reacciona con el CO₂, dejando pasar solamente el metano, el cual desplaza diariamente en un cilindro graduado los ensayos de toxicidad se han hecho simplemente adicionando a las botellas de suero concentraciones de 50; 100; 200; 300; 400 y 500 mg/L de cada metal y por duplicado cada serie de ensayos se compara con un blanco, que tiene solamente los ácidos grasos volátiles. La producción de gas se mide diariamente durante 15 días por lo menos. El pH se mide al comienzo y al final del ensayo.

RESULTADOS

Los objetivos de la investigación son básicamente tres :

1. Cálculo de la K_{max} para cada concentración del tóxico y su comparación con los otros metales y con el blanco.
2. Capacidad del manto de lodos de resistir toxicidad crónica bajo condiciones de flujo continuo en reactores UASB.
3. Concentraciones de los tóxicos a las cuales no existe recuperación del inóculo bacteriano.

Las figuras 1, 2 y 3 presentan la relación Volumen - CH₄ versus tiempo. Este tipo de gráficas presenta, de manera visual y rápida, el efecto de un tóxico, en la producción teórica de metano.

PLOMO

A primera vista parece que el plomo no tiene efecto negativo en la producción de CH₄. Aún más, a concentraciones de la sal de 100 mg/L, la producción de metano procede más rápido que para el mismo blanco. Es necesario tener en cuenta la formula (CH₃ COO)₂ Pb · 3 H₂O y recordarse que el grupo CH₃⁻ es rápidamente convertido a metano. Una nueva serie de ensayos se haran teniendo en cuenta el aporte de acetato de la sal en la producción última del CH₄.

CROMO

Este elemento presenta una inhibición reconocible a 50 mg/L y muy pronunciada a 200 mg/L. La importancia práctica se presenta en el tratamiento de aguas residuales de tenerias donde ocurren vertimientos accidentales de este metal. Es interesante notar la drástica separación en CH₄⁻ acumulado para concentraciones de Cr de 100 a 200 mg/L. De la gráfica se puede ver que el efecto a 400 mg/L es muy semejante del que se presenta a 200 mg/L.

NIQUEL

Parkin (3) ha concluido que la máxima concentración tolerable de éste elemento en un reactor anaeróbico de flujo continuo es de 250 mg Ni²⁺/L.

De la figura 3, se puede ver el pronunciamiento e inmediato efecto sobre la actividad metánica del niquel en concentraciones por encima de 200 mg/L. A pesar de que no se presenta un período de aclimatación para Ni²⁺ 200 mg/L, se observó una disminución pronunciada de la actividad metánica. A concentraciones por debajo de 100 mg/L el efecto sobre la producción acumulada de CH₄ parece tolerable.

Se puede concluir que concentraciones de hasta 400 - 500 mg/L de Cr, Ni y Pb no presentan una toxicidad total sobre las bacterias anaeróbicas. Si se manifiesta una inhibición pronunciada esta será investigada en cuanto a la capacidad de recuperación de la semilla, una vez que el tóxico sea removido.

RECONOCIMIENTOS

Esta investigación ha sido financiada por la Decanatura de Investigaciones de la Universidad del Valle y la Sección de Saneamiento Ambiental.

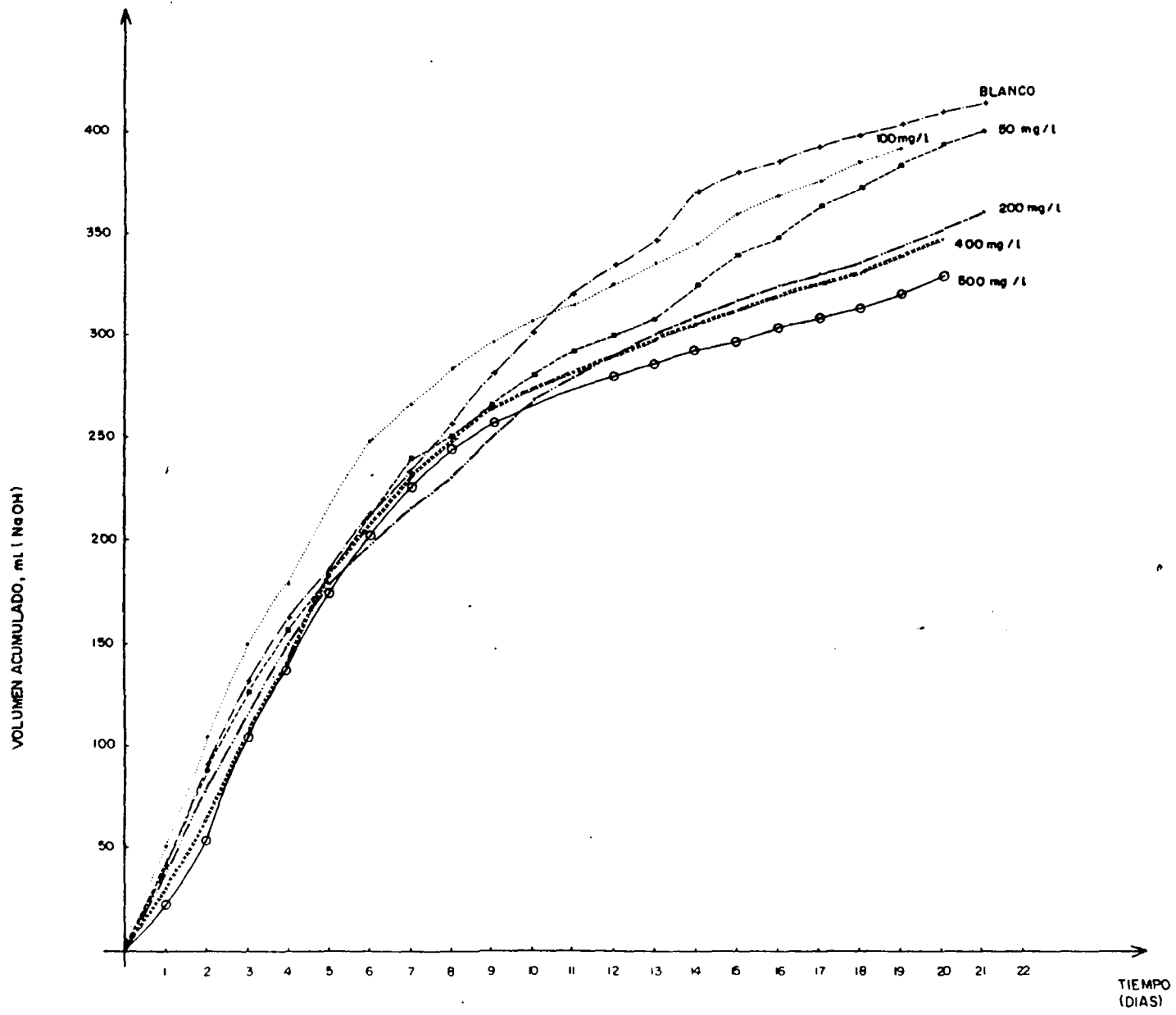


FIGURA 1. EFECTO DEL PLOMO $[(CH_3COO)_2 Pb \cdot 3H_2O]$ EN LA PRODUCCION DE BIOGAS

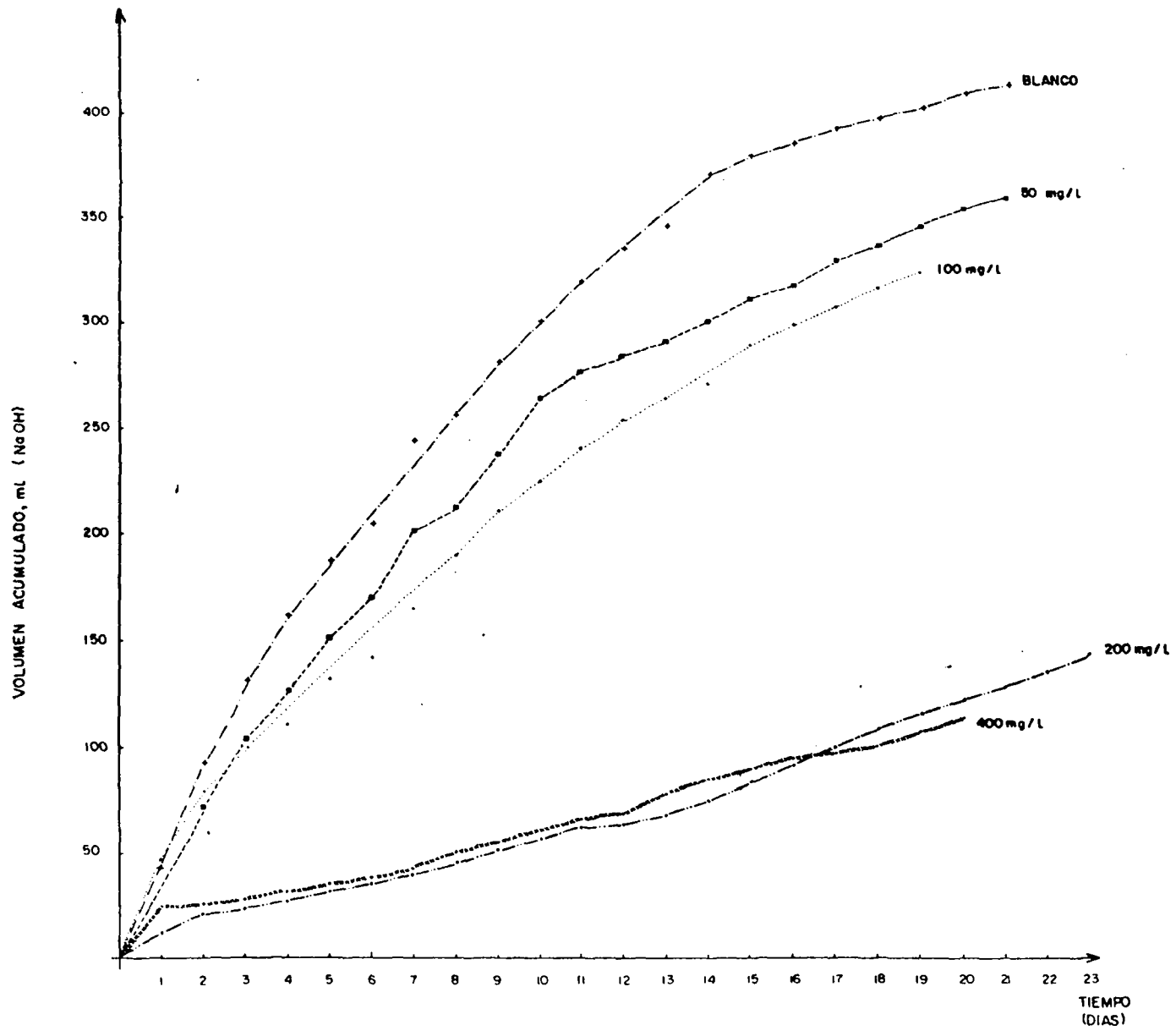


FIGURA 2. EFECTO DEL CROMO $[CrCl_3 \cdot 6H_2O]$ EN LA PRODUCCION DE BIOGAS

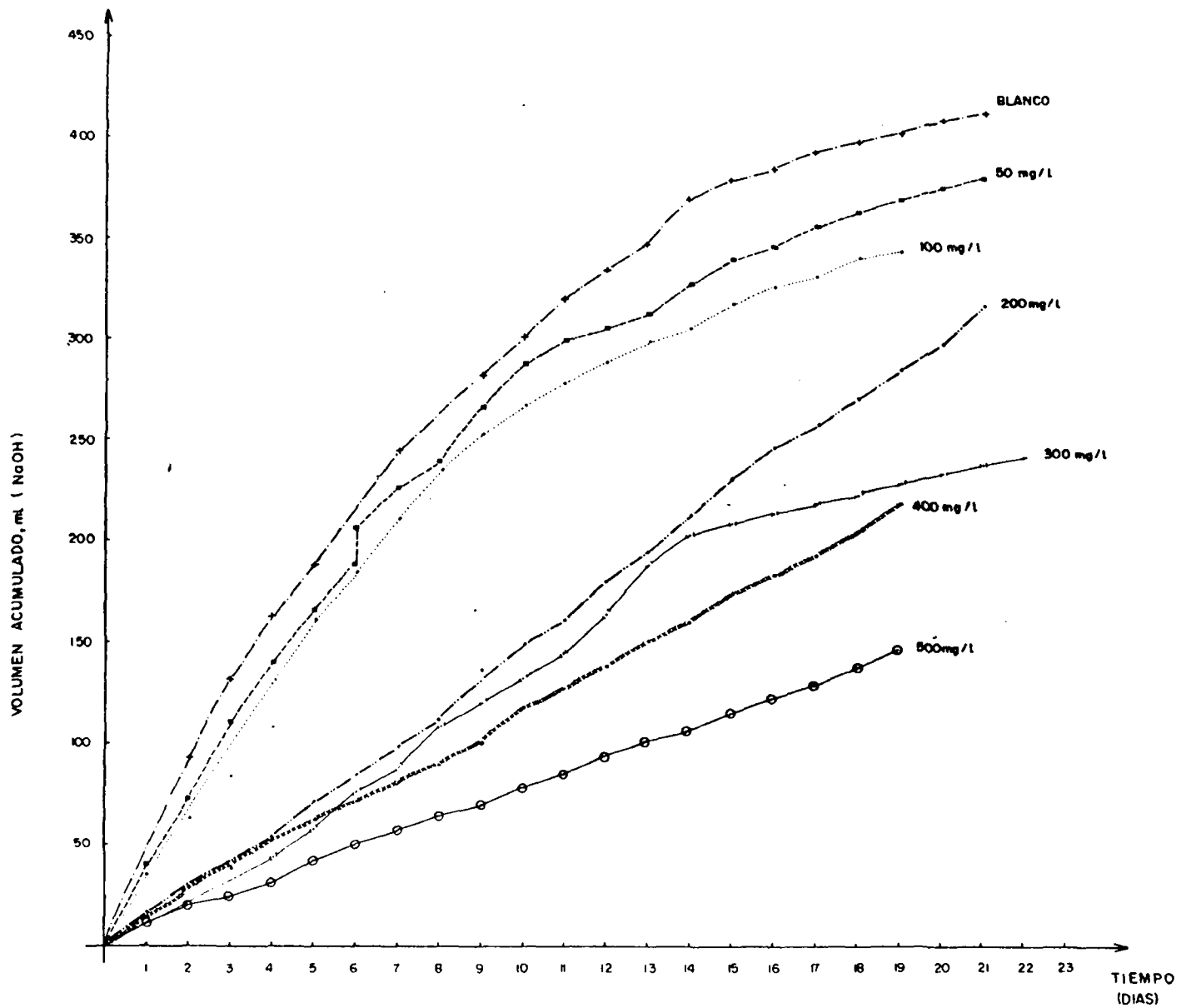


FIGURA 3. EFECTO DEL NICKEL ($\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) EN LA PRODUCCION DE BIOGAS

- (1) VALCKE, D., y VERSTRACTE, W., (1983) A Practical Method to Estimate the Acetoclastic. Methanogenic Biomass in Aerobic Sludges. J. Wat. Poll. Cont. Fed. 55 (9) : 1191 - 1195
- (2) EOLIS, B. J., et al (1983) The Fate and Effect of Bisulfate in Anaerobic Treatment. J. Wat Poll. Cont. Fed. 55 (11) : 1355 - 1365
- (3) PARKIN, G. F. et al (1983) Response of Methane Fermentation Systems to Industrial Toxicants. J. Wat Poll. Cont. Fed 55 (1) 44 - 53

POSTRATAMIENTO DEL EFLUENTE DE UN REACTOR UASB TRATANDO DESECHOS DOMESTICOS.

Louw R. Wildschut. Cornelis E. Heynekamp y Guillermo Rodríguez. Universidad de Agronomía de Wageningen y Universidad del Valle.

Seminario Nacional sobre Tecnología UASB para Aguas Residuales Domésticas e Industriales. Cali Octubre 18-19 de 1984.

1. RESUMEN

El efluente de un proceso UASB para aguas residuales domésticas puede tener varios fines (e.g.) irrigación, re-utilización y dependiendo del posible uso, puede ser necesario un pulimiento del desecho para remover patógenos o nutrientes. Actualmente, y solo por un corto período de tiempo (≈ 50 días) se han estado operando cinco diferentes postratamientos -todos ellos biológicos- para investigar, en una primera fase su capacidad de reducir la DQO/DBO₅ y nutrientes. En una segunda fase, que acaba de comenzar, se investigará la capacidad de los postratamientos para reducir organismos patógenos y parasitarios.

2. INTRODUCCION

El reactor UASB de 64M³ de capacidad está tratando una pequeña parte de las aguas residuales, predominantemente domésticas, que llegan a la estación de bombeo denominada Cañaveralejo. Las características fisicoquímicas del desecho crudo, según una caracterización hecha por INCA para las Empresas Municipales de Cali, hace varios años, se pueden resumir en la Tabla 1.

Esta agua, como se sabe, se ha tratado anaeróbicamente a diferentes períodos de retención hidráulica. Un breve resumen para tiempos hidráulicos de retención de 8, 6 y 4 horas, se presenta en la Tabla 2. Los datos también

TABLA 1

CARACTERISTICAS DEL AGUA RESIDUAL QUE ALIMENTA ALIMENTA
AL PROCESO UASB

Parámetro	Min.	Max.	Prom.
DQO (mg/L)	138	543	313
DBO ₅ (mg/L)	44	350	142
S. _T (mg/L)	34	350	171
Cloruros (mg/L)	26.2	38.0	32.9
Nitratos (mg/L)	0.064	0.8	0.32
Nitritos (mg/L)	0.0	0.02	0.01
Amoníaco (mg/L)	8.6	21.4	13.15
Grasas (mg/L)	26.0	112.0	58.0
Detergentes (mg/L)	0.44	6.0	3.0
Fosfatos (mg/L)	0.8	15.79	5.3

están referidos a diferentes puntos de alimentación, pero para efectos de simplicidad no se muestran (1). Los datos para la DBO₅ representan muestras compuestas durante 24 horas, tomadas automáticamente cada media hora. Es importante que se note, que el sistema UASB removi6, durante los 204 días de operación representados en la Tabla 2, en promedio, más del 83% de la DBO₅. Esta remoción (<80%), también es cierta para los períodos de 8 y 6 horas de retención hidráulica (82%, 85% respectivamente). Para THR = 4 horas; el promedio de remoción es 78%.

Los postratamientos reportados son:

- a. Sedimentador
- b. Filtro anaer6bico
- c. Laguna de estabilizaci6n
- d. Laguna de lentejita (familia Lemnaceae)
- e. Filtro percolador

TABLA 2

RESULTADOS DEL TRATAMIENTO ANAEROBICO CON RESPECTO
A LA DBO₅

DIA DE OPERACION / FECHA	THR	D B O (5d-20°C)		% Remoción
		Afluente mg/L	Efluente Sed. mg/L	
206 (6/1)	3	61	15	75
213 (13/1)	8	106	25	76
219 (19/1)	8	73	17	77
227 (27/1)	8	129	13	90
233 (2/2)	8	92	7	92
241 (10/2)	6	68	13	81
252 (24/2)	6	82	10	88
262 (2/3)	6	62	16	79
276 (16/3)	6	108	16	85
283 (23/3)	6	91	15	84
290 (30/3)	6	89	12	87
297 (6/4)	6	115	10	91
304 (13/4)	6	95	17	82
353 (1/6)	4	83	25	72 (F)
367 (15/6)	4	78	17	78 (F)
395 (13/7)	4	69	8	88 (F)
400 (18/7)	4	66	10	85 (F)
409 (27/7)	4	76	31	59 (F)
410 (3/8)	4	103	17	83 (F)
		$\bar{X} = 87$	$\bar{X} = 15$	$\bar{X} = 83$

F : Cálculo basado en el efluente filtrado.

Los postratamientos reciben el efluente del reactor UASB por medio de una bomba de pistón protegida por una malla de 6 m.m.. Para asegurar un flujo uniforme en los procesos, se tienen bombas de tubo, excepto para el sedimentador que tiene una válvula controladora.

3. SEDIMENTADOR

Tiene un volumen de 780 litros, con el fondo inclinado para almacenar sólidos. Las dimensiones, en la parte recta del tanque son 1.10 X 1.10 X 0.45 M.

A 7 cms. de la entrada existe un bafle de 35 cms. de profundidad, donde se disipa energía. Los gases CH_4 y CO_2 que saturan el afluente, pueden escapar a la atmósfera. Al lado opuesto de la entrada se tiene un vertedero en V, protegido por un bafle dispuesto 5 cms antes, el cual alcanza una profundidad de 10 cms. Su función es retener flotantes en el sedimentador.

Esta operación unitaria se arrancó el 6 de julio, y se investigará para los siguientes tiempos de retención hidráulica:

- a. 60 minutos (= 15.60 M^3/M^2 . día)
- b. 45 minutos (= 20.88 M^3/M^2 . día)
- c. 30 minutos (= 31.20 M^3/M^2 . día)
- d. 15 minutos (= 62.40 M^3/M^2 . día)

El efluente del sedimentador se analiza diariamente para pH y temperatura. Semanalmente se analiza el N-NH_4^+ ; N-Kjeldahl; fosfatos; parásitos y coliformes. De manera bisemanal se determinan: DQO (total y soluble), DBO_5 , SST y SSV. El caudal es medido diariamente.

Los lodos que sedimentan todavía producen biogas, lo que tiene un efecto negativo, por la resuspensión de só

lidos. Los lodos son retirados diariamente y almacenados. Dos veces por semana se hace un análisis de sólidos totales para efectos del balance de masas.

La Tabla 3 muestra los resultados obtenidos para los diferentes tiempos de retención hidráulica en que ha operado el sedimentador.

TABLA 3

EFLUENTE DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO (PROMEDIOS)

PARAMETROS	TIEMPO HIDRAULICO DE RETENCION (min)			
	60	45	30	15
Tempert. (°C)	25	25	25.5	25
pH	6.7-7.5	6.7-7.5	6.7-7.5	6.8-7.7
DQO-tot. (mg/L)	82	67	88	98
DQO-Solu. (mg/L)	53	44	61	55
% Rem. DQO-total	37	48	32	25
% Rem. DQO-Sol.	24	37	13	21
DBO ₅ -Tot. (mg/L)	20	26	25	28
% Rem. DBO ₅	43	26	29	20
SST (mg/L)	45	37	37	64
% Rem. SST	58	65	65	40
SSV (mg/L)	24	19	24	43
% Re. SST	65	72	65	37
N-Kjeldahl (mg/L)	16.4	-	13.5	9.1
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	14.8	15.8	12.1	7.7
P-total (mg/L)	0.16	0.4	-	-

DATOS DEL AFLUENTE PROMEDIO DE 40 DIAS: T= 25°C
 pH =7.75; DQO-soluble =70 mg/L; DQO-total =130 mg/L;
 DBO₅-total =35 mg/L; SST=107 mg/L; SSV=68 mg/L ;
 N-Kjel= 19mg/L; N-NH₄⁺ = 15 mg/L.

Para evitarle confusiones al lector, es bueno recordar que la DBO₅ de la Tabla 2 es aquella que se origina

de una muestra dejada sedimentar bajo condiciones tranquilas (es decir con un coeficiente de turbulencia, $D_L = 0$), lo que no es el caso para el sedimentador, que es un sistema hidráulico dinámico.

Por simple inspección de los datos, se puede deducir que la carga hidráulica más favorable es la de $20.88 \text{ M}^3/\text{M}^2 \cdot \text{día}$ (THR=45 minutos). Con cargas mayores el efluente comienza a deteriorarse. Como era de esperarse no existe ninguna remoción del N-Kjeldahl o del N-NH_4^+ . Una de las causas de la baja eficiencia puede ser la poca profundidad de la zona recta del sedimentador (0.45 mts); cuando lo normal es de 2.5 metros en adelante.

4. FILTRO ANAEROBICO

El afluente al filtro es el mismo que alimenta el sedimentador secundario. El proceso consiste en una columna de 2.10 metros de alto y un diámetro de 28 cms., con una entrada en el fondo y una salida a 10 cms del tope. A 20 cms. de intervalo se tienen conductos para muestreo. El filtro se ha llenado con piedras de río (\varnothing 2-4 cms), lo que arroja una porosidad aproximada del 38%. Los datos reportados equivalen a 32 días de operación con un tiempo de retención hidráulico de 90 minutos.

El efluente del filtro es analizado diariamente para pH, temperatura y caudal. Dos veces a la semana se analizan DQO (total y soluble), SST y SSV. Semanalmente se analizarán parásitos y coliformes. A lo largo de los próximos meses se pretenderá investigar los mecanismos de remoción de parásitos en la columna. Enseguida se muestran los resultados obtenidos.

TABLA 4
RESULTADOS DEL FILTRO ANAEROBICO

PARAMETRO	AFLUENTE	EFLUENTE	% REMOCION
Temp. (°C)	25	25	
pH	7 - 7.5	6.7 - 7.7	
DQO-Tot. (mg/L)	130	54	58
DQO-Solub.(mg/L)	70	43	9
DBO ₅ -tot. (mg/L)	35	10	71
SST (mg/L)	107	18	83
SSV (mg/L)	68	10	85

5. FILTRO PERCOLADOR

Esta hecho de un tubo de alcantarillado con una altura de dos metros y un diámetro de 50 centímetros. El material de soporte consiste en piedras de rio con un diámetro entre 10-15 cms, lo que produce una porosidad del 44%. Se tiene instalado un sistema de muestreo a una altura de un metro. La alimentación se hace en un solo punto por medio de una platina que distribuye el agua uniformemente sobre las piedras. En el fondo del filtro se ha instalado un tanque de recirculación de emergencia. Actualmente el filtro opera a una carga hidráulica de $10 \text{ M}^3 \cdot \text{M}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$. En el futuro operará a cargas más altas: 20 y $40 \text{ M}^3 \cdot \text{M}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$. El afluente al filtro proviene de sedimentador.

El programa de muestreo es el siguiente:

Diario	: pH, temperatura y caudal
Bisemanal	: DQO(soluble-total); SST y SSV
Semanal	: Nitratos; nitritos; N.amoniacal; N-Kjendahl; fósforo y DBO ₅ -total

Los resultados para 56 días de operación, con una carga de $10 \text{ M}^3 \cdot \text{M}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ se muestran a continuación.

TABLA 5
RESULTADOS DEL FILTRO PERCOLADOR.

PARAMETRO	AFLUENTE	EFLUENTE	% REMOCION
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	25	25	
pH		7 - 8.5	
DQO-Total (mg/L)	84	74	11
DQO-Soluble (mg/L)	53	43	19
DBO ₅ -total (mg/L)	25	23	8
SST (mg/L)		52	
SSV (mg/L)		43	
N-Kjeldahl		14.5	
N-NH ₄ ⁺		12.5	
NO ₂ ⁻		0.5	
NO ₃ ⁻		9.1	

6. LAGUNA DE ESTABILIZACION

La laguna consiste de un tanque de hierro galvanizado de 0.30 metros de ancho, 1,20 metros de largo y 1.5 metros de profundidad. El afluente entra a la laguna en L/3 y el efluente sale protegido por un baffle para evitar cortos circuitos. Un electrodo de oxígeno para medición continua, se ha instalado en el centro de la laguna aproximadamente a 10 cms de profundidad. La laguna se operará con THR de 10, 5 y 3 días respectivamente. La alimentación al sistema proviene del efluente del

reactor UASB. La metodología de obtención de información es la misma del filtro percolador. Los resultados se pueden ver en la Tabla 6

TABLA 6

RESULTADOS DE LA LAGUNA DE ESTABILIZACION

PARAMETRO	AFLUENTE	EFLUENTE	% REMOCION
Temperatura (°C)	25	27	
pH	7 - 7.5	7.0-9.5	
DQO-soluble (mg/L)	70	62	11
DBO ₅ -soluble (mg/L)		8	75
SST (mg/L)	107	13	83
SSV (mg/L)	68	6	91
N-Kjeldahl	19	12.8	
N-NH ₄ ⁺	15	9.8	
N-NO ₂ ⁻		0.0	
N-NO ₃ ⁻		2.2	
P-total		0.33	

7. LAGUNA DE LENTEJITAS (Fam. Lemnaceae)

Este es un sistema de laguna denominado de tasa super alta. Básicamente el sustrato se convierte en biomasa, la cual es retirada periódicamente de la laguna, y puede ser utilizada como forraje para bovinos y peces, a causa de su contenido proteínico y facilidad de secado.

La laguna consiste en un tanque de 1.20 mts X 0.4 mts y una profundidad de 0.25 mts.

Los tiempos de retención serán 5.3 y 1 día. Los resultados reportados serán para un THR = 5 días. El programa de muestreo es semejante al que se ejecuta para la laguna.

TABLA 7

PARAMETRO	AFLUENTE	EFLUENTE	% REMOCION
Temperatura (°C)	25	25	
pH	7-7.5	7.1-7.6	
DQO total (mg/L)	130	56	57
DQO-soluble (mg/L)	70	52	26
DBO ₅ total (mg/L)	35	8	77
SST (mg/L)	107	13.6	87
SSV (mg/L)	68	7.7	89
N-NH ₄ ⁺		8.1	
N-NO ₂ ⁻		0.0	
N-NH ₃ ⁻		2.2	

8. COMENTARIOS

A pesar del poco tiempo que llevan los pretratamientos operando, se pueden observar algunas tendencias examinando con detenimiento la Tabla 8. De todos los sistemas, el que mejor se comporta, desde el punto de vista de remoción, es el FILTRO ANAEROBICO, y del comportamiento más pobre, el FILTRO PERCOLADOR. La laguna de lenteja tiene una excelente remoción, pero el tiempo de retención ($\theta = 5$ días) los hace desfavorable, con respecto al filtro anaeróbico ($\theta = 90$ minutos).

Un criterio que primará en el futuro análisis de los postratamientos, será su capacidad de remover patógenos y parásitos, su facilidad de operación y mantenimiento, costos iniciales y espacio requerido.

TABLA 8

EFICIENCIAS COMPARATIVAS DE LOS POSTRATAMIENTOS

PROCESO	DBO ₅ -tot mg/L	DQO-tot mg/L	REMOCION	
			DBO ₅	DQO
Afluente	35	130		
Efl-sediment.				
THR 60'	20	82	43	37
45'	26	67	26	48
30'	25	88	29	32
15'	28	98	20	25
Efl-filtro anaeróbico				
THR 90'	10	54	71	58
Efl. filtro percol*	23	74	8	11
Efl. laguna de lent.				
THR = 5 días	8	56	77	57

* DATOS PROMEDIOS PARA EL AFLUENTE: DBO₅ = 25 mg/L;
DQO = 84 mg/L.

REFERENCIAS

1. Haskoning B.V. y otros (1984). Anaerobic Treatment and Re-use of Domestic Wastewater. Informe de Progreso No.3. Cali- Colombia. (sept. 1984).

TECNOLOGIA UASB PARA LOS DESECHOS DE LA INDUSTRIA FERMENTATIVA.

Guillermo Rodríguez Parra Ph.D.
Sección Saneamiento Ambiental. Universidad del Valle.
Apartado Aéreo 25360. Cali.

Seminario Nacional sobre Tecnología UASB para Aguas Residuales Domésticas e Industriales. Cali - Octubre 18-19 de 1984.

1. RESUMEN

En este artículo se presenta una revisión de la literatura técnica relacionada con la utilización de digestores extra-rápidos tipo UASB para los desechos provenientes de la producción de alcohol a partir de mieles o melasas. Finalmente se presentan los datos obtenidos en el arranque de un reactor anaeróbico de flujo ascendente de 50 litros para los desechos de las dos plantas productoras de levaduras en el Valle del Cauca.

Se hará también mención del potencial de los procesos anaeróbicos, en general, para otros desechos de la industria fermentativa.

Las ideas expresadas en esta conferencia no comprometen en ninguna manera a las compañías de Levaduras LEVAPAN S.A. de Tuluá y FLEISCHMANN de Palmira, quienes tienen un contrato de asesoría con la Sección de Saneamiento Ambiental de la Universidad del Valle en este campo,

2. INTRODUCCION

En términos generales se consideran procesos fermentativos los siguientes (1):

- . Cervecerías
- . Producción de levaduras

- . Destilerías de alcohol
- . Vinerías
- . Producción de etanol
- . Producción de ácido cítrico
- . Industria farmacéutica

En los últimos cinco años una serie de procesos anaeróbicos han inundado el mercado, algunos de ellos patentados, tratando de solucionar el grave problema de contaminación hídrica que se origina en las industrias citadas

En algunos países latinoamericanos, particularmente Brasil (2) y Cuba (3) se ha estado experimentando con diversos tratamientos biológicos, para el desecho de las licoreras, llegándose a la conclusión que el sistema mejor adecuado a las condiciones tecnológicas latinoamericanas es el proceso desarrollado por el doctor Gatze Lettinga de la Universidad holandesa de Wageningen (4) en la década de los 70 y denominado proceso UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket); el cual es un tratamiento anaeróbico de flujo ascendente a través de un manto de lodos.

En los sitios donde aún es posible, una alternativa viable es la aspersion sobre el terreno del desecho y la utilización fermentativa de las mieles o melasas, el cual se denomina dentro de una industria alcoholera "vinazas", dentro de la industria de levaduras "cerveza" y dentro de las vinerías "mostos". Lo que estos desechos tienen en común son básicamente unas altas concentraciones de DBO_5 (15.000 mg/L) y/o DQO (30.000 mg/L).

El énfasis que le pondré en esta conferencia, será la reducción económica de la demanda de oxígeno de estas corrientes industriales por procesos biológicos. Otros investigadores canalizan sus esfuerzos en la recu-

peración de energía del desecho, en forma de metano, para la utilización dentro del mismo lugar de generación del desecho (5). Eventualmente se podrá tener una solución integrada, es decir, que tenga en cuenta las regulaciones en cuanto a vertimientos, y además se recupere económicamente el gas metano que se produce en la digestión anaeróbica de los desechos industriales.

3. OPTIMIZACION DE PROCESO Y REDUCCION DE CAUDALES EN LAS DESTILERIAS.

Una regla de oro en la actividad de la Ingeniería ambiental, dedicada al tratamiento de aguas residuales industriales, es la reducción de caudales contaminantes utilizando métodos de optimización en la producción, segregación de corrientes líquidas y cambio de hábitos en los obreros y supervisores en cuanto a la utilización de agua para limpieza.

De acuerdo a Valdés (3), las siguientes actividades pueden ser ejecutadas en las plantas de alcohol, con una reducción significativa en los volúmenes de agua y cargas orgánicas.

- a. Realizar las inversiones necesarias para lograr la recuperación de la levadura la cual contiene aproximadamente un 42% de proteína en peso seco, lo cual constituiría un valioso producto para la alimentación animal.
- b. Lograr mayores rendimientos en la fermentación alcoholera evitando altas concentraciones de materia prima en los residuos líquidos. Esto puede lograrse cambiando la metodología de fermentación batch por fermentación semicontinua.
- c. Programar adecuadamente los períodos de limpieza.

- d. Utilizar los fondajes de tanques (crema de levadura) directamente en alimentación animal.
- e. Separar en corrientes diferentes aquellas aguas de proceso que no esten contaminadas (aguas de enfriamiento, pluviales, condensados, etc.).
- f. Utilización del menor volumen de agua posible en la limpieza de equipos y en el aseo de locales.
- g. Enfriamiento del mosto con recuperación de energía.

4. TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

4.1. Lagunas de Estabilización

Rao(5) en la India operó dos lagunas anaeróbicas en serie, la primera con una altura de 1.8 metros y la segunda con 0.9 metros. Las cargas orgánicas tuvieron un rango de 0.6 a 1.05 Kg DBO_5/M^3 - día y tiempos de retención entre 66 y 38 días con remociones de la DBO entre 99 a 55% respectivamente.

Valdés y su grupo (3) simularon en Cuba lagunas anaeróbicas con mostos de destilerías con cargas entre 0.5 a 2.5 Kg DBO/M^3 -día a tiempos de retención entre 5 a 20 días con concentraciones en el afluente entre 5.000-50.000 mg/L (base DQO). Las remociones oscilaron entre 20 y 70% de la DQO, aún con la adición de nutrientes.

Si existe disponibilidad de área para las lagunas y se pueden tolerar los malos olores generados en la digestión, esta alternativa puede ser atractiva en término de costos de inversión y operación.

4.2. Filtros Anaeróbicos

Este proceso se utiliza primordialmente para el

tratamiento de residuos moderadamente fuertes y solubles con una baja producción de biomasa.

Los filtros anaeróbicos de flujo ascendente parecen tener más altas remociones que los digestores anaeróbicos a las mismas cargas, pero requieren recirculación del efluente lo que aumenta los costos de electricidad.

En un experimento llevado a cabo con un mosto crudo con una concentración de 54.000.mg DQO/L conteniendo principalmente ácidos grasos, con algunas proteínas, taninos y carbohidratos de alto peso molecular, se necesitó un tiempo de retención igual a 7.5 días con una relación de recirculación de 1:4 (alimentación fresca: recirculación) para obtener eficiencias entre el 53 al 98% en la remoción de la DQO.

Utilizando desechos sintéticos con un filtro anaeróbico ascendente de 10 M³ de capacidad se obtuvieron remociones de la DQO con THR entre 24-30 horas con cargas de 5-15 Kg DQO/M³.día (7). Fannin también cita el trabajo experimental de un filtro anaeróbico descendente de 11.2 M³ de capacidad para la planta de ron Barcardí en Puerto Rico. La eficiencia en la remoción de la DBO₅ estuvo por encima del 70%. Este trabajo permitió la construcción y actual operación del filtro anaeróbico descendente más grande del mundo (volumen = 13.100 M³).

4.3. Lodos activados - Filtros Percoladores

Estos procesos "clásicos" de tratamiento de desechos líquidos no se pueden utilizar para el tratamiento de desechos concentrados como las vinazas de las destilerías debido al pronunciado efecto inhibitor del mismo desecho sobre las bacterias

anaeróbicas.

4.4. Proceso UASB

Este es un sistema anaeróbico de tratamiento que utiliza un manto de microorganismos adaptados al desecho, el cual está en el fondo de un tanque y a través del cual se hace pasar, de manera ascendente el líquido que se va a tratar.

Desde 1976 se han construido plantas industriales para tratar líquidos solubles con una alta carga de contaminante, particularmente en Europa y U.S.A.. A nivel latinoamericano se tiene información de Cuba a partir del año 1978 y de Brasil a partir de 1981 para el desecho denominado "vinaza". El autor del presente artículo está operando una columna experimental de 50 litros desde mayo de 1984 para el desecho originado en fábricas de levaduras, cuya composición química es semejante a las vinazas.

La Tabla 1 muestra los reactores tipo UASB construidos en Europa y U.S.A. para desechos industriales donde se pueden ver reactores para la industria fermentativa.

5. PROCESO PRODUCTIVO Y PRODUCCION DE DESECHOS

La Figura 1 muestra de manera esquemática el proceso productivo para la producción de alcohol.

De manera típica las mieles o melazas son diluidas hasta una concentración de azúcares en el rango 12-20%, la cual es pasteurizada, acidificada con H_2SO_4 y suplementada con nitrógeno y fósforo (3).

En una fermentación típica la miel o melaza pasteurizada y acidificada es inoculada con levadura y fermenta

TABLA 1

REACTORES UASB CONSTRUIDOS EN EUROPA Y LOS ESTADOS UNIDOS
PARA DESECHOS SOLUBLES CONCENTRADOS

AÑO	INDUSTRIA	VOL. DEL REACTOR (M ³)	CAPACIDAD $\frac{\text{KgDQO}}{\text{día}}$	CARGA ORGÁNICA $\frac{\text{kgDQC}}{\text{M}^3 \text{ día}}$
1976	Azucar líquido CSM (Holanda)	30	500	16.7
1977	Azucar de remolacha CSM (Holanda)	200	3.000	15.0
1978	Azucar de remolacha CSM (Holanda)	800	13.000	16.3
1979	Azucar de remolacha CSU (Holanda)	1.424	20.700	14.5
1980	Procesamiento de batata FF(Holan)	240	1.600	6.7
	Procesamiento de batata Aviko (H)	400	3.200	8.0
	Amido de remolacha Avebe (Holand)	1.700	13.540	8.0
	Azucar de remolacha CSM (Holanda)	1.300	16.200	12.5
1981	Procesamiento de batata Cisac (Suiza)	600	5.000	8.3
	Cervecería Heileman (USA)	4.600	66.000	14.3
	Procesamiento de batata, Aviko (H)	1.500	16.000	10.7
	Azúcar de remolacha, Brthl (Alemania)	1.500	18.000	12.0
	Azucar de remolacha CSM (Holanda)	1.700	29.000	17.0
	Azucar de remolacha SU (Holanda)	1.800	28.000	15.6
	Alcohol, ZNSF (Holanda)	700	11.000	15.7
	Dulces, de Jongh (Holanda)	100	1.040	10.4
1982	Procesamiento de batata, Colby. USA	1.800	20.000	11.1
	Azucar de remolacha, Sugana (Austria)	3.040	25.000	8.2

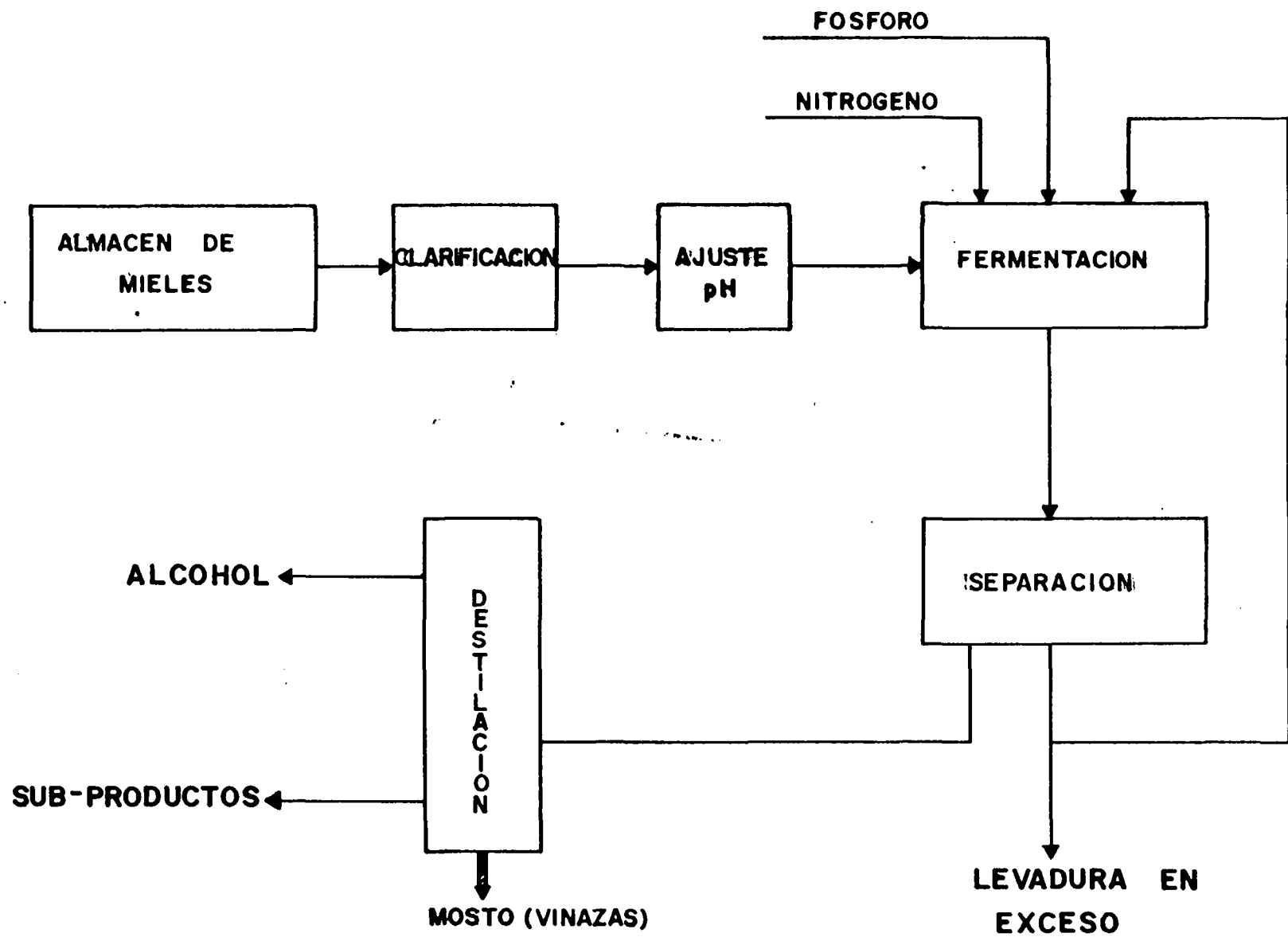


FIG.1 DIAGRAMA SIMPLIFICADO PARA LA PRODUCCION DE ALCOHOL

da, en condiciones anaeróbicas durante un tiempo que varía entre 12 y 24 horas a una temperatura alrededor de 30°C, alcanzándose concentraciones de alcohol en la batición fermentada del orden del 7-10%.

Terminada la fermentación, la batición es centrifugada para separar la levadura presente y bombeada hacia un sistema de dos o tres columnas de destilación hasta alcanzar una concentración final hasta 95% alcohol (3).

En la primera columna es donde se origina fundamentalmente la corriente líquida de mostos (o vinazas) la cual puede tener temperaturas de 85-88°C.

6. EXPERIENCIA LATINOAMERICANA EN EL TRATAMIENTO DE VINAZAS USANDO EL PROCESO UASB.

A pesar de que el desarrollo de los digestores extra-rápidos de flujo ascendente se originó en Holanda, donde aún sigue en estudio a nivel científico por el doctor Lettinga y sus colaboradores de la Universidad de Agronomía de Wageningen, algunos investigadores latinoamericanos han experimentado con éxito el proceso, el cual se puede aplicar a las condiciones colombianas sin mayor dificultad.

6.1. Experiencia Cubana

Desde 1978 el Instituto ICIDCA de la Habana, Cuba, ha estado experimentando con la tecnología UASB, para los siguientes desechos (3).

- Residuales de la Industria Azucarera
- Fábricas de Levadura Forrajera
- Mostos (vinazas) de destilería

Para los estudios de vinazas se trabajó con un desecho cuyas características se muestran en la Tabla 2.

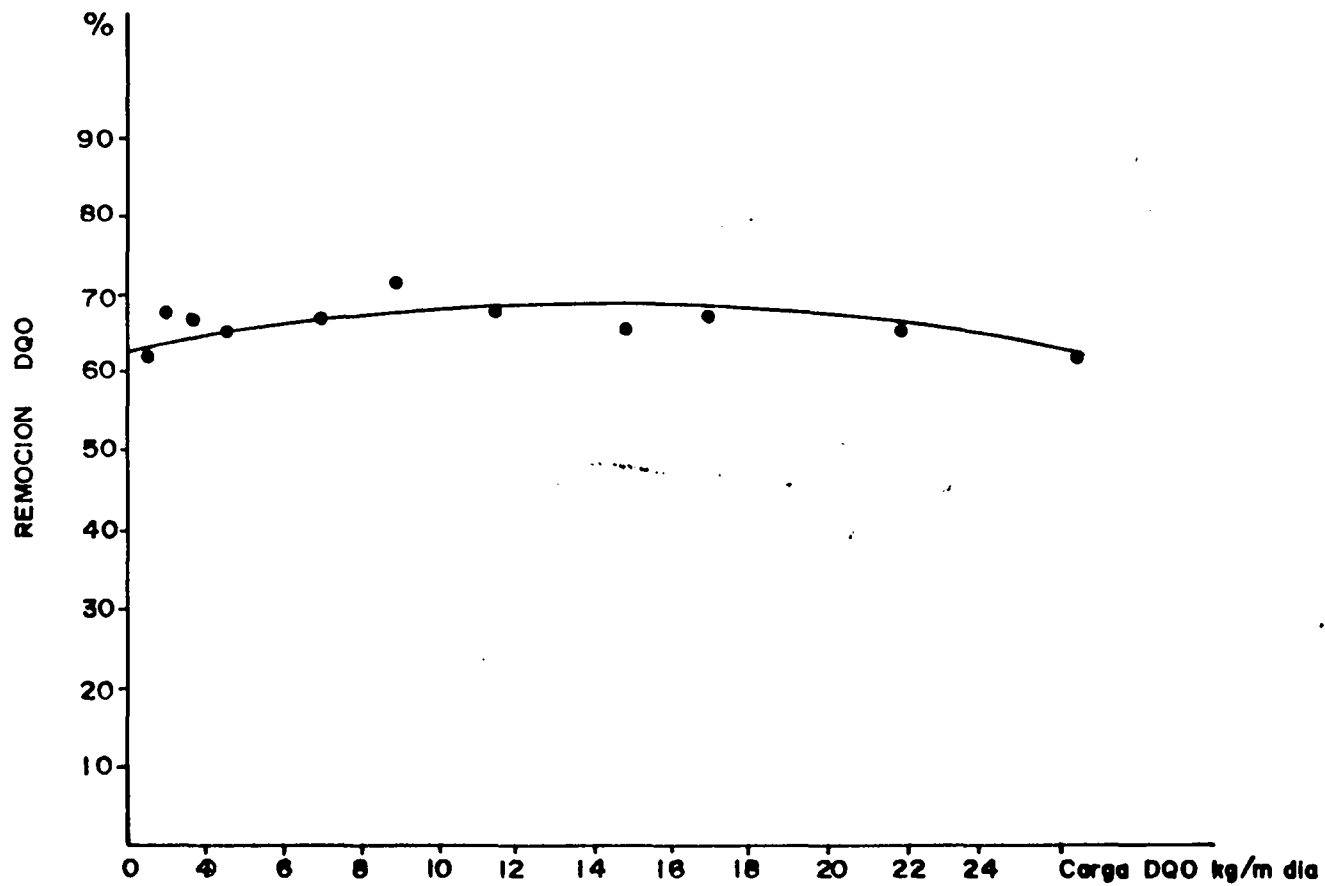
TABLA 2
 CARACTERISTICAS DE LA VINAZA

ITEM	PROMEDIO mg/L	n	RANGO
DQO	67.258	14	62.999-71.517
pH	4.5		
Acidos volátiles	410	14	350-470
Calcio	2.033	14	1.936-2.103
Magnesio	1.209	14	1.039-1.379
Fósforo	268	14	248-288
Nitrógeno	1.100	14	1.020-1.180

El ensayo de tratabilidad se comenzó con una carga de 0.025 KgDQO/Kg S.T.tot X día y esta carga no se incrementó a menos que todos los ácidos grasos volátiles presentes o formados no fueran removidos.

La Figura 2 muestra la relación entre los valores de la carga volumétrica, aplicada al reactor y la remoción de la DQO. Se puede ver que a pesar del incremento lento, pero inexorable de la carga, hasta obtener valores de 25 KgDQO aplicada/M³ reactor. día, la eficiencia en la remoción de la demanda química de oxígeno estuvo por encima del 70%, alcanzando valores del 73% para una carga de 25 Kg DQO/M³. día.

A la par con el aumento de la carga espacial, la actividad metanogénica o específica del lodo se incrementó, así como el porcentaje de los sólidos volátiles con referencia a los sólidos totales, porcentaje que varió del 30% al 64%, según se muestra en



**FIG.2 REMOCION DE DQO CON LA CARGA APLICADA
PARA EL RESIDUAL DE DESTILERIA**

la Figura 3. La información de las Figuras 1 y 2 está resumida en la Tabla 3.

La Figura 4 muestra la relación entre carga volumétrica y el porcentaje de metano cuando se relacionó con el volumen total de biogas. Se puede observar que el porcentaje de metano no fue nunca menor del 40% obteniéndose valores máximos del 67%. A partir de estos datos se pudo calcular un rango en la producción de metano entre 322-341 litros por Kg de DQO removida.

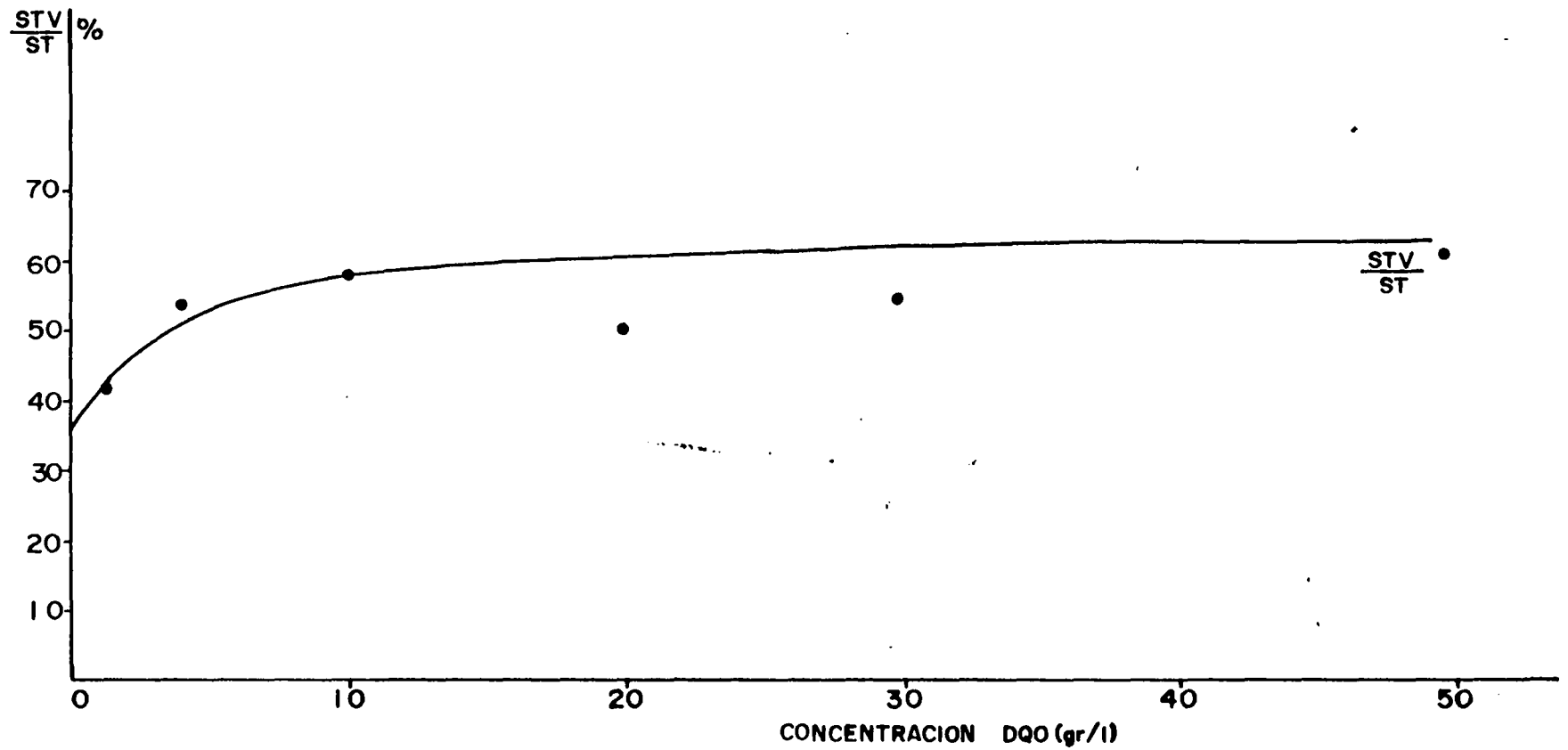
El grupo cubano concluyó, lo siguiente, con respecto a la utilización del proceso UASB en la industria azucarera y sus derivados:

"Es posible obtener remociones de la DQO en el rango del 70% para residuos de destilerías, operando el reactor con cargas volumétricas de 25 KGDQO/M³ reactor-día, con tiempos hidráulicos de retención de dos días" (3).

6.2. Experiencia Brasileña

Al comenzar la zafra 80/81, se inició en la destilería PAISA, en el estado de Alagoas una serie de experimentos de digestión anaeróbica utilizando un reactor UASB de 11M³ de capacidad (8). Los trabajos fueron iniciados en Enero de 1981 y prosiguieron hasta abril de ese año. El proceso se suspendió por 8 meses y arrancó nuevamente en Enero de 1982 y duró hasta mayo.

El biodigestor recibió como inóculo inicial, estiercol bovino digerido y posteriormente se le añadió estiercol porcino. Para elevar el pH se utilizó



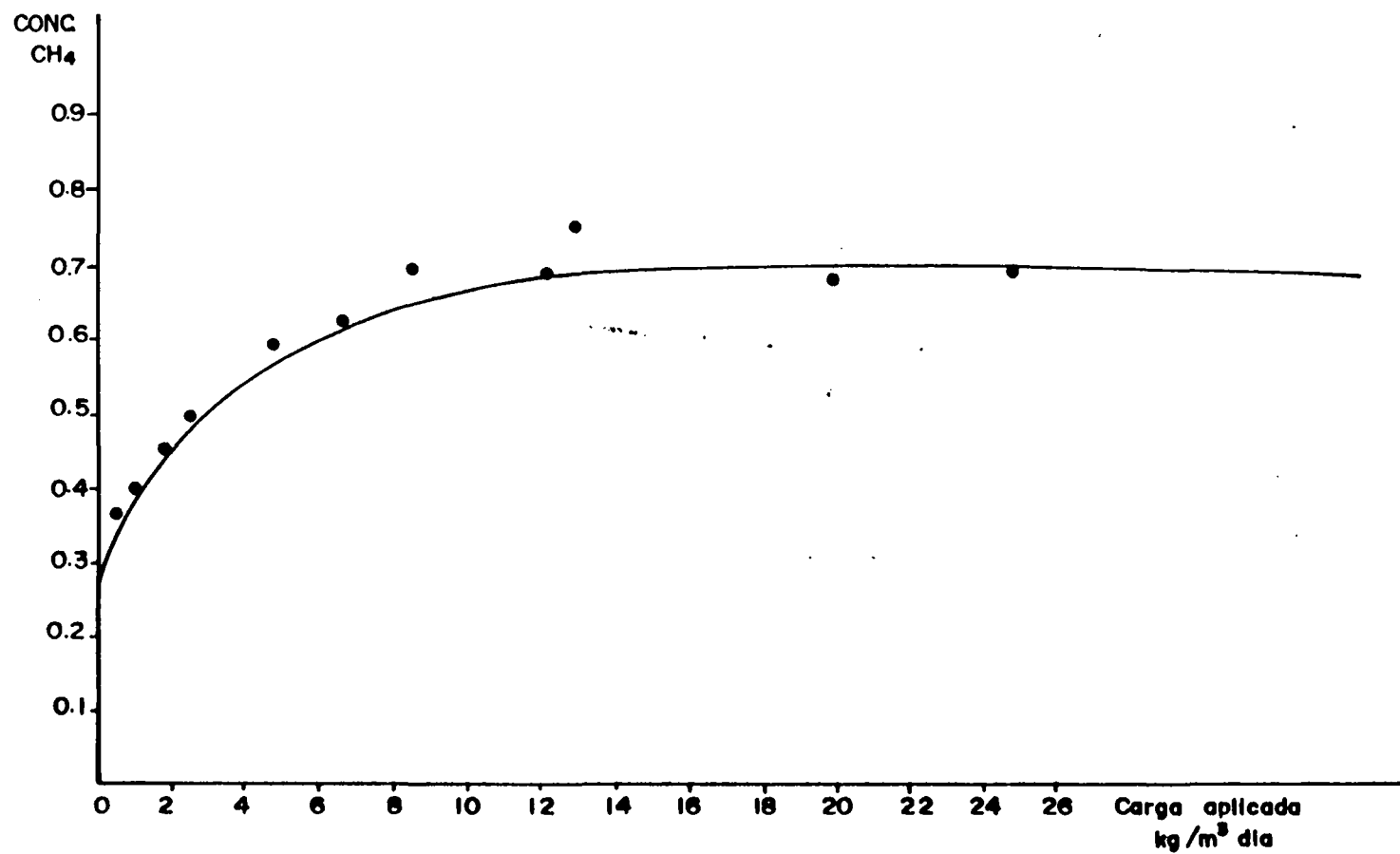
**FIG 3 VARIACION DEL INDICE DE SEDIMENTABILIDAD DEL LODO (SVI)
EL % DE SOLIDOS TOTALES VOLATILES CON LA CONCENTRACION DEL RESIDUAL
APLICADO**

TABLA 3
 RESULTADOS EXPERIMENTALES DEL TRATAMIENTO DE
 MOSTOS EN UN REACTOR UASB

CARGA KgDQO M ³ .día	(DQO) g/L	THR días	% REM DQO	STV/ST	ACT.ESPECI FICA KgDQOremov. Kg SSV.día
0.5	1	2	64	42.7	0.020
1	2	2	70	-	-
2	4	2	69	56	0.344
3	6	2	68	-	-
5	10	2	70	60	0.37
7.5	15	2	73	-	-
10	20	2	71	48	0.50
12.5	25	2	69	-	-
15.0	30	2	72	53	0.61
20.0	40	2	72	-	-
25.0	50	2	73	64	0.75

cal y para suplir Nitrógeno y fósforo se añadió mono-hidrogenofosfato de amonio. La Figura 5 muestra el esquema de proceso utilizado en los experimentos. La temperatura de los ensayos estuvo entre 28-32°C.

La Tabla 4 muestra las características de la vinaza y los resultados obtenidos en 1981. Es bueno resaltar que la remoción de la DBO₅ es mayor que la remoción de la DQO. La Tabla 5 muestra los resultados para el año 1982. Comparando ambas Tablas se no ta que la carga máxima orgánica se pudo más que doblar sin una pérdida significativa en la eficiencia de la remoción de la DBO₅. Por último se puede de- cir que la altura del monto de lodos estuvo entre 2 a 2.5 metros.

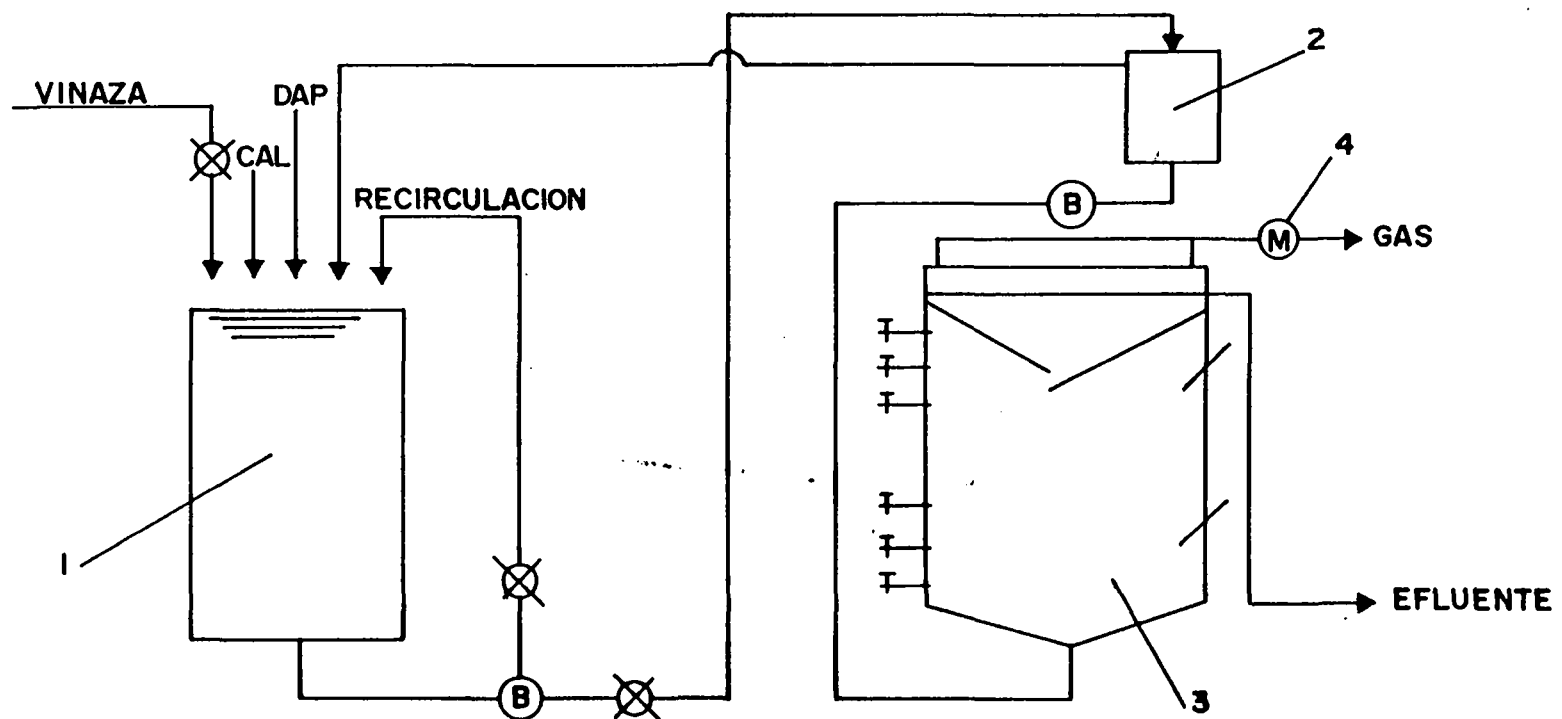


**FIG.4 VARIACION DEL CONTENIDO DE METANO DEL GAS
PRODUCIDO CON LA CARGA APLICADA**

TABLA 4

RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PROCESO UASB PARA LA ZAFRA EN
1981 (ENERO - ABRIL)

COMPOSICION MEDIA DE LA UNIDAD		CARACTERISTICAS DEL EFLUENTE (DIA 93; TRH = 3.1 DIAS)	
pH	3.8	pH	7.1
Sólidos totales (g/L)	15.6	Sólidos totales (g/L)	8.6
Sólidos volátiles(g/L)	11.6	Sólidos volátiles(g/L)	3.7
Acidos volátiles (g/L)	3.1	Acidos volátiles (g/L)	0.1
DQO (g/L)	19.3	DQO (g/L)	4.6
DBO ₅ (g/L)	8.575	DBO ₅ (g/L)	0.37
N-total (g/L)	0.189	Sulfato total (g/L)	0.05
N-amoniaca (g/L)	0.026	Sulfato soluble (g/L)	0.0
Fósforo (g/L)	0.060		
Potasio (g/L)	1.0		
Sulfato (g/L)	0.813		
Reducción de la DQO		Total	76%
		Sobrenadante	88%
Reducción de la DBO ₅		Total	96%
		Sobrenadante	98%
Tiempo mínimo de retención hidráulico			2.5 días
Carga Orgánica Máxima			7.72 $\frac{\text{KgDQO}}{\text{M}^3\text{-día}}$
Producción media de biogás			9.2 $\frac{\text{L}}{\text{L vinaza}}$
Conversión biogás			0.48 $\frac{\text{L}}{\text{g DQO agr.}}$
% Metano			55-58 %



1- TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y MEZCLA

2- TANQUE INTERMEDIO

3- REACTOR ANAEROBICO

4- MEDIDOR DE GAS

FIG.5 ESQUEMA DEL PROCESO UASB. BRASIL

TABLA 5

RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PROCESO UASB PARA LA ZAFRA DE
1982 (ENERO - MAYO)

COMPOSICION MEDIA DE LA VINAZA		CARACTERISTICAS PROMEDIAS DEL EFLUENTE	
pH (a)	3.73	pH	7.30
Sólidos totales (g/L)	25.2	Sólidos totales (g/L)	10.9
Sólidos volatiles (g/L)	19.3	Sólidos volátiles (g/L)	5.2
DQO (g/L)	31.35	DQO (g/L) (b)	6.14
DBO ₅ (g/L)	17.07	DBO ₅ (g/L) (c)	0.92
Nitrógeno (g/L)	0.41	Nitrógeno (g/L)	0.34
Fósforo (g/L)	0.10	Fósforo (g/L)	0.10
Sulfato (g/L)	0.89		
Potasio (g/L)	1.47	Potasio (g/L)	1.22

(a) pH = 4.75 Después de la adición de cal y nutrientes

(b) DQO= 2.73 g/L decantado

(c) DBO₅= 0.83 g/L decantado

Reducción de la DQO	Total	80.5%
	Sobrenadante	91.4%
Reducción de la DBO ₅	Total	94.6%
	Sobrenadante	95.1%
Tiempo mínimo de retención hidráulico		1.5 días
Carga orgánica máxima		18.7 $\frac{\text{KgDQO}}{\text{M}^3 \cdot \text{día}}$
Producción media de biogas		13.1 $\frac{\text{L}}{\text{L vinaza}}$
Conversión biogas		0.4 $\frac{\text{L}}{9 \text{ DQO agreg.}}$
% Metano		60-65%

6.3. Experiencia Argentina

Se hicieron ensayos a nivel de laboratorios con tres procesos anaeróbicos a saber (6):

- a. Filtro anaeróbico
- b. Reactor anaeróbico con recirculación
- c. Reactor de manto de lodos con flujo ascendente

La Tabla No.6 muestra la composición de la vinaza utilizada en los diferentes ensayos.

TABLA 6
RANGO DE LA COMPOSICION DE VINAZAS

PARAMETRO	CONCENTRACION g/L
Demanda Química de Oxígeno	60 - 100
Sólidos Totales	80 - 100
Sólidos volátiles	60 - 80
Sólidos fijos	20 - 30
N - Total (Kjeldahl)	1.5 - 3.5
P - total	0.2 - 0.5
pH	4.6 - 5.1

Los reactores se sembraron con lodos de una planta de tratamiento de aguas domésticas y/o sedimentos anaeróbicos recogidos a la salida de los ingenios. Al tiempo del informe los reactores llevaban más 18 meses operando.

La Figura 6 muestra la relación entre carga orgánica volumétrica y eficiencia en la remoción de la DQO total. Se puede ver que el filtro anaeróbico con recirculación disminuye su eficiencia con un aumento en la carga. El reactor UASB presentó una eficiencia estable del 78% para cargas en el rango 18-30gDQO/L-día.

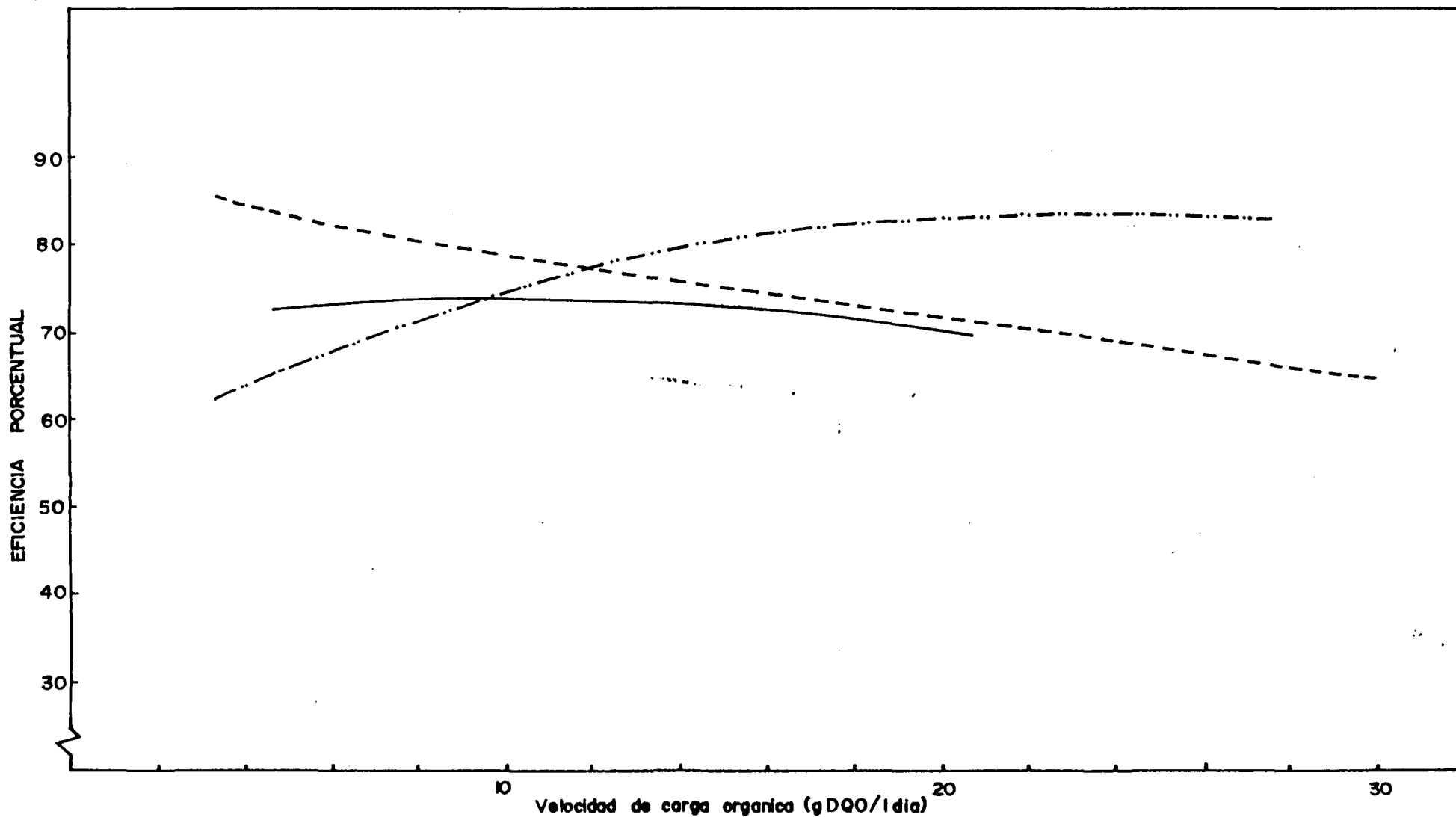


FIG.6 EFICIENCIA PORCENTUAL $(DQO_{ENT} - DQO_{SAL} / DQO_{ENT}) \times 100$ EN FUNCION DE LA CARGA ORGANICA

(----) FA ; (—) FAR, (-·-·-)UASB.

FA = FILTRO ANAEROBICO
 FAR = FILTRO ANAEROBICO CON RECIRCULACION
 UASB = REACTOR ANAEROBICO DE FLUJO ASCENDENTE

En las etapas iniciales de arranque del reactor UASB fue necesario agregar NaOH, pero una vez estabilizado el proceso no hubo prácticamente consumo de álcali, manteniéndose el pH del efluente alrededor de 7.7. El contenido del metano en el biogas fue de 69+4%. Por observaciones de microscopía fluorescente se comprobó que las formas metanogénicas predominantes fueron cocus pares y bacilos cortos que podían enriquecerse en acetato como en $CO_2 + H_2$. También se encontraron bacilos filamentosos largos que no enriquecían en acetato.

El grupo argentino concluyó:

- a. El rendimiento de los sistemas fue dependiente de las características de la vinaza, obteniéndose los rendimientos más elevados con vinazas no centriugadas en destilerías.
- b. Se considera el proceso UASB como el más indicado para la aplicación industrial, por su capacidad comprobada de trabajar mejor con vinazas concentradas y por su poder de evitar gradientes de pH debido a la mezcla interna que produce el biogas.
- c. La producción de biogas podría proveer entre el 30 al 85% de las necesidades energéticas de una destilería, según sea la eficiencia total de la misma.

7. DESECHOS DE LAS FABRICAS DE LEVADURAS

En términos muy generales, el proceso productivo en las fábricas de levaduras tiene 5 pasos diferenciados (10)

A. Cocción

La materia prima que puede ser miel de purga o

T A B L A 7

RESULTADOS DEL TRATAMIENTO ANAEROBICO SEGUN EL TRH (MAYO 2 - JULIO 19 DE 1984)

TRH (días)	DEMANDA QUIMICA DE O ₂			EFICIENCIA		CARGA
	Afluyente Total	Efluente Total	Filtrado	$\frac{A_T - E_T}{A_T}$	$\frac{A_T - EF}{A_T}$	$\frac{\text{KgDQO (Afluyente)}}{\text{M}^3(\text{react})-\text{día}}$
3.0 - 3.9	3.200	975	900	70	72	0.80
	4.100 (T)	1.145		72		1.12
	4.415	1.635	1.415	63	68	
	7.940	3.940	3.535	50	55	1.08
	7.000	3.000	1.500	57	79	1.32
				$\bar{x} = 62.4$	$\bar{x} = 68.5$	$\bar{x} = 1.08$
2.0 - 2.9	2.952 (T)	900	850	70	71	1.01
	2.952 (T)	800	830	70	72	1.07
	2.700	1.160	980	57	64	0.93
	4.150	1.435	1.400	65	66	1.85
	4.415 (T)	1.610	1.340	64	70	1.54
	6.600	1.848	1.560	72	76	2.75
	6.800	830	740	88	89	2.51
	6.300	2.300	2.050	63	67	1.49
	9.000	4.100	4.000	54	56	1.86
	7.750	5.000	4.500	35	42	1.24
	7.950	3.766	2.975	53	63	1.77
	6.425	5.150	3.350	20	48	0.58
	8.895	5.027	2.580	43	71	1.79
	9.250	4.750	4.480	51	52	1.56
			$\bar{x} = 57.5$	$\bar{x} = 64.8$	$\bar{x} = 1.57$	
1.0 - 1.9	4.115 (T)	1.800	1.125	56	73	2.35
	3.300	1.700	1.500	48	55	1.98
	8.850	3.922	4.025	56	55	3.42
	9.000	5.500	4.500	39	50	2.59
	6.750	3.750	2.500	44	63	2.27
	5.250	2.750	2.000	48	62	1.43

TABLA 7 (Continuación)

	7.000 (T)	1.300	800	81 (T)	89 (T)	3.26
	7.025	1.925	1.300	73	81	2.66
	6.250	1.850	1.600	70	74	2.54
	9.050	3.800	2.925	58	68	4.20
	9.900	4.500	4.125	55	58	3.35
	8.650	4.575	3.600	48	59	2.16
	10.915	4.060	3.553	63	67	3.54
	10.750	4.250	3.750	60	65	3.69
	10.300	4.272	3.140	59	70	5.38
	10.250	4.250	3.625	59	65	4.38
	10.400	4.310	4.060	59	61	4.35
	10.405	3.425	3.300	67	68	3.97
	10.480	3.787	3.660	64	65	3.92
	10.780	3.940	3.850	63	64	3.91
	10.552	3.642	3.517	66	67	4.64
	12.376	4.455	3.960	64	68	4.58
	13.970	5.020	4.166	64	70	5.47
	14.390	5.120	5.000	64	65	4.98
				$\bar{X} = 59.5$	$\bar{X} = 63$	$\bar{X} = 3.54$

cho. Frostell (11) trabajó a nivel de laboratorio con una columna fluidizada utilizando como medio de soporte arena y recirculación de sólidos. A 30°C y cargas orgánicas de 20 a 25 Kg DQO/M³.día, se obtuvo una conversión estable del DQO a metano entre el 47-50%. Barnett et al (12), también suministró información para un filtro anaeróbico. La reducción máxima de la DQO fue del 60-70% para un desecho con una DQO = 25.000 mg/L y una tasa de recirculación para el reactor de 4:1.

7.2. Resultados

7.2.1. Contaminación orgánica.

La columna experimental se arrancó el 1° de Mayo con un incremento sucesivo en la dilución cerveza-agua, a partir de una concentración inicial de 1.500 mg/L. Los tiempos de retención han disminuído a partir de 4 días y se han estabilizado en el rango 1.12-2.22 días, con un promedio para el período Agosto Septiembre de 1984 de 1.75 días. El rango en las concentraciones de cerveza ha estado entre 36.110-40.580 mg/L.

La Tabla 7 muestra el agrupamiento por rango de THR para los datos en este primer arranque. Es de notar que la carga removida ha ido aumentando sistemáticamente para THR más bajos.

Un parámetro que de más fácil comprensión es la DBO₅. La Tabla 8 muestra los resultados para este parámetro y la eficiencia en la remoción del mismo. Es de advertir que las DBO₅ total y solubles son casi idénticas.

miel residual, es cocinada y clarificada antes de ser bombeada a tanques de almacenamiento.

B. Fermentación

La miel almacenada sirve de sustrato a la reproducción de bacterias de levadura, que es el objeto del proceso. En esta secuencia se diferencian tres fermentaciones:

- i. Levadura stock
- ii. Levadura de generación
- iii. Levadura seca o comercial

C. Separación

Una vez terminada la fermentación esta es separada y blanqueada en máquinas especiales. El producto es la levadura concentrada y el desecho es el contaminante hídrico denominado "cerveza".

D. Prensado

La levadura separada es llevada a filtros al vacío o filtros prensados donde se acaba de extraer la levadura remanente.

E. Empaque

Se empacan las diferentes clases de levadura: seca y fresca

7.1. Tratamiento Anaeróbico

La Sección de Saneamiento Ambiental fue escogida por las compañías de levaduras para que ejecutara un programa de investigación de 9 meses para demostrar la factibilidad del concepto UASB como alternativa principal para tratar los desechos industriales.

Recientemente otras alternativas anaeróbicas han sido explotadas para la depuración de este dese

ticas. Se puede ver que la eficiencia con relación a este parámetro es excelente, obteniéndose un promedio del 85% para los datos mostrados.

TABLA 8
REMOCION DE LA DBO_5 EN REACTOR ANAEROBICO

FECHA	DQO (mg / L)			% $\frac{AT-AF}{AT}$	DBO ₅ (mg / L)			% $\frac{AT-EF}{AT}$
	A _T	E _T	E _F		A _T	E _T	E _F	
MAYO 31	6.800	830	740	89	2.702	235	180	93
JULIO 5	7.025	1.925	1.300	81	2.121	282	207	90
JULIO 12	6.250	1.850	1.600	71	2.302	369	328	86
JULI.19	8.650	4.575	3.600	59	2.667	827	659	75
AGOST.3					2.383	336	308	87
AGOST10	10.300	4.272	3.140	70	2.856	858	793	72
AGOS.24	10.552	3.642	3.517	67	3.064	311	293	90
AGOS.31	12.376	4.455	3.960	68	2.639	496	462	82
SEPT. 7	14.390	5.120	5.000	65	4.203	546	533	87

7.2.2. Inóculo Bacteriano

La Figura 6 muestra el ensamble utilizado para el estudio de tratabilidad. La cantidad de semilla anaeróbica inicial fue de 18 litros con las siguientes características:

Sólidos totales 105.000 mg/L

Sólidos volátiles totales 36.700 mg/L

Este inóculo se originó en el reactor UASB de 64 M³ para aguas residuales domésticas operado conjuntamente por la Universidad del Valle y la Universidad de Agricultura de Wageningen.

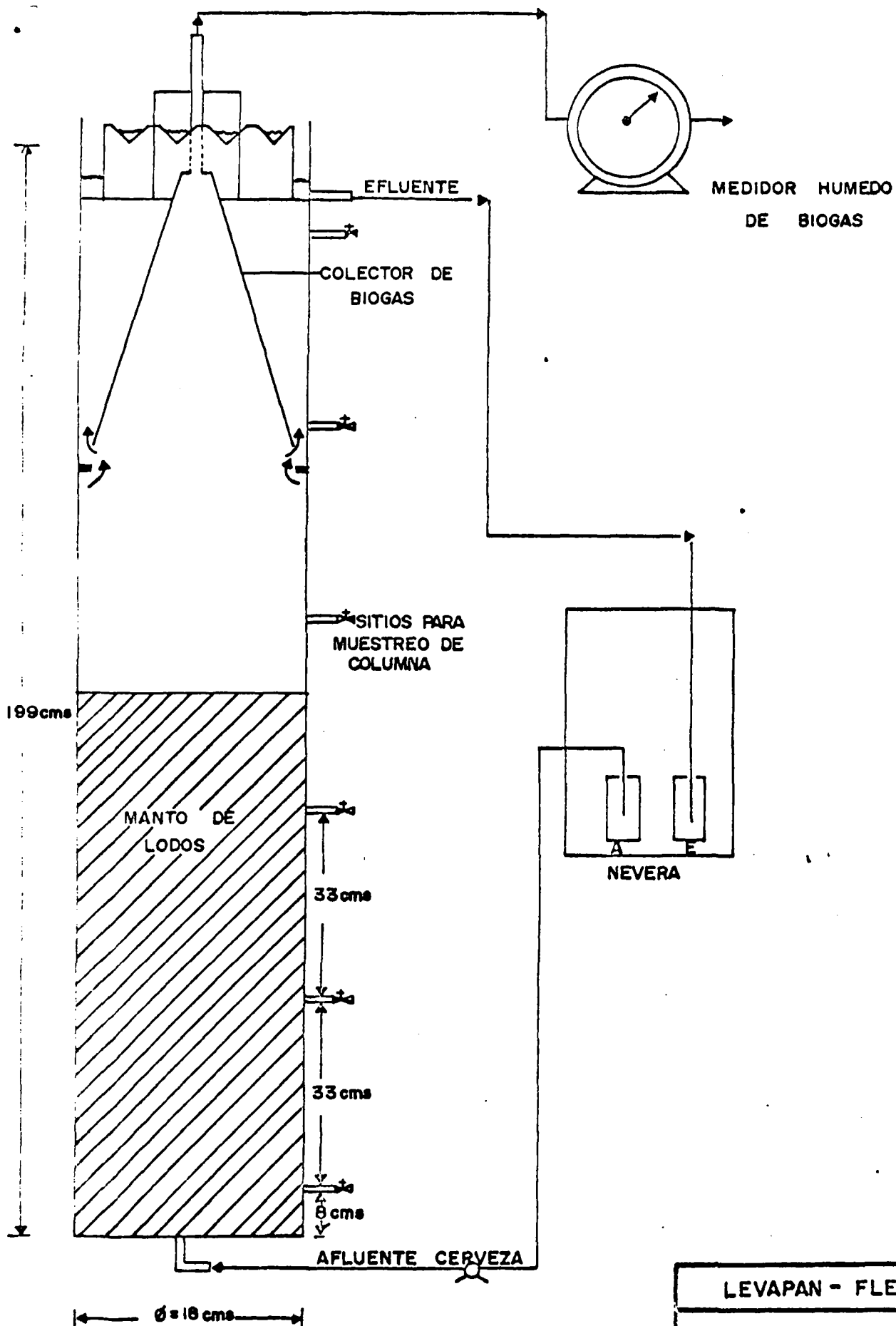


FIGURA 6

LEVAPAN - FLEISCHMANN

ESTUDIO DE TRATABILIDAD DEL DESECHO "CERVEZA" EN UN REACTOR UASB

El volumen de lodos inicial equivale a 15Kg SSV/M³. (Recuérdese que el rango recomendado es de 10-20 KgSSV/M³).

La Figura 7 muestra el comportamiento del perfil de los lodos anaeróbicos en la columna para tres diferentes fechas. La variación puede depender del THR. A menor THR el manto puede estar expandido o fluidizado, obteniéndose una mayor uniformidad en las concentraciones de sólidos totales en la columna. El punto 1 está a 8 cms por encima del fondo de la columna, y los otros puntos están espaciados uniformemente cada 33 cms.

7.2.3. Producción de biogas.

Para desechos tan concentrados, la producción de biogas representa un posible beneficio para las fábricas. La producción de biogas se ha cuantificado con un medidor húmedo. Una manera de reportar este parámetro es de manera unitaria, por Kg de DQO removida. En la Tabla 9 se puede notar que existe una cierta variación que está relacionada con los Kg de DQO removidos por M³ de reactor.

8. CONCLUSIONES

Durante 5 meses se ha operado una columna tipo UASB para determinar la factibilidad del tratamiento de los residuos de la producción de levaduras. Los resultados, hasta ahora, demuestran la factibilidad del proceso para concentraciones hasta 15.000 mgDQO/Litro (actualmente la columna opera con concentraciones de 20.000 mg/L). Los tiempos hidráulicos de retención son económicamente fac-

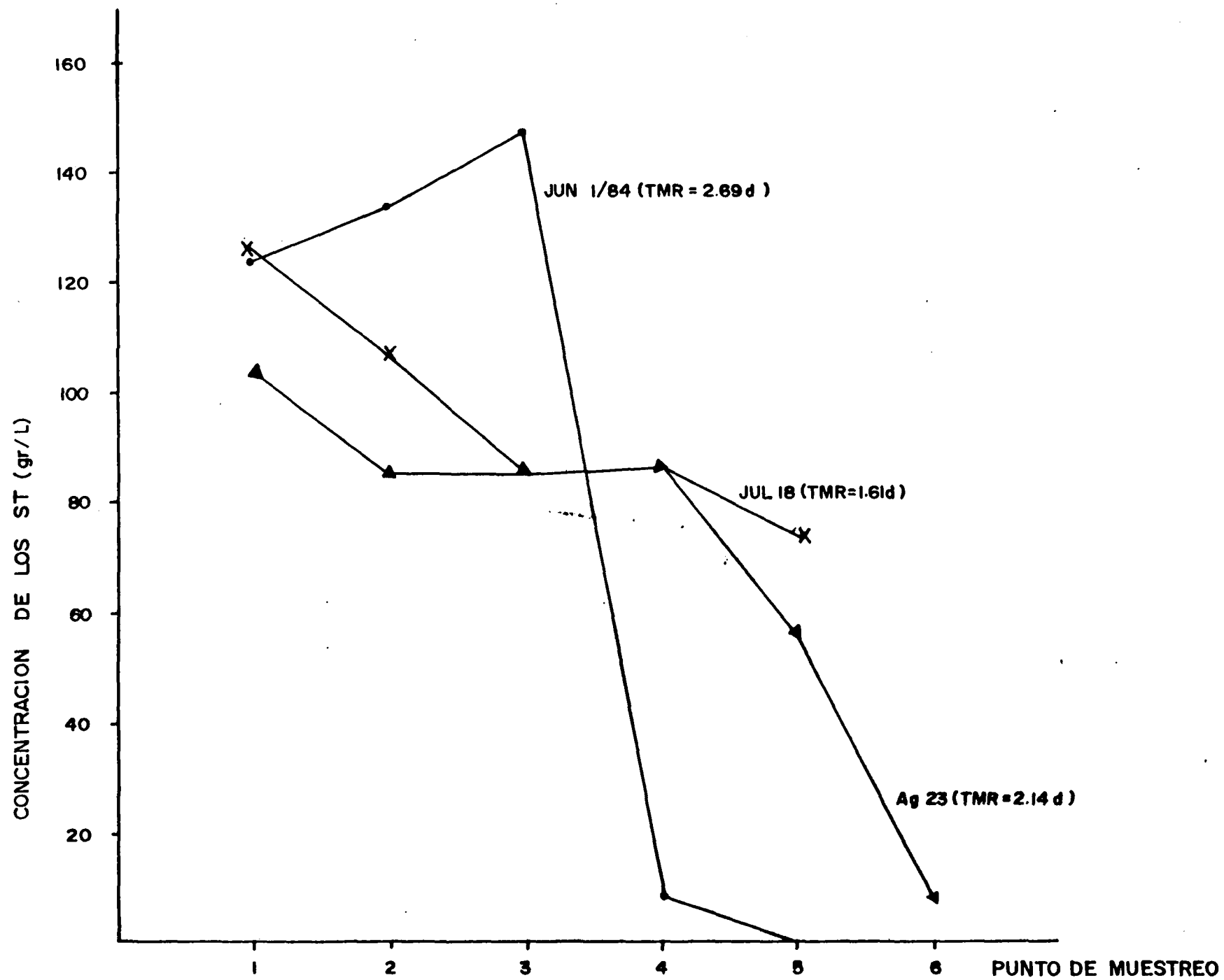


FIGURA 7 COMPORTAMIENTO DEL MANTO DE LODOS

TABLA 9
PRODUCCION DE BIOGAS EN EL TRATAMIENTO DE LA CERVEZA

FECHA	CARGA	BIOGAS PRODUCIDO
	$\frac{\text{Kg DQO remov.}}{\text{M}^3 \text{ reactor.día}}$	$\frac{\text{Litros}}{\text{Kg DQO remov.}}$
Agost. 2	3.5	487
Agost.10	5.35	393
Agost.13	4.67	571
Agost.14	4.32	616
Agost.17	3.96	427
Agost.21	3.9	461
Agost.22	3.9	500
Agost.23	3.27	562
Agost.24	4.64	581
Agost.29	3.8	421
Agost.30	4.0	533
Agost.31	4.6	532
Sept. 3	5.46	535
Sept. 4	3.97	474
Sept. 5	4.57	563
Sept. 7	4.97	335

tibles para este tipo de industria y se espera la posible utilización del metano como un elemento que puede ayudar a pagar los estudios de tratabilidad, operación, mantenimiento y posiblemente los costos de construcción.

El sistema necesita neutralización de la "cerveza" y adición de nutrientes. La producción de biogas, no genera malos olores en el laboratorio de procesos donde actualmente se está llevando a cabo el trabajo experimental.

9. RECONOCIMIENTOS.

Esta investigación está siendo financiada por las compañías LEVAPAN S.A. Y FLEISCHMANN COLOMBIANA INC.. Los estudiantes de último semestre de Ingeniería Quí mica CESAR LINDO Y HAROLD SALAMANCA han estado involu crados con la investigación desde el mes de agosto de 1984.

ANEXO

A partir de la revisión de la bibliografía técnica sobre tratamiento de vinazas utilizando un diagrama conceptual de proceso de la Universidad Industrial de Santander (13), la firma especializada en ingeniería ambiental ANGEL & RODRIGUEZ hizo los diseños definitivos para la EMPRESA DE LICORES DE SANTANDER (BUCARAMANGA).

El desecho a tratar tiene las siguientes características.

	V I N A Z A S			
	MIEL		MELAZA	
	C.G.	F.T	C.G	F.T
Sólidos totales (g/L)	9.8	25.3	7.5	59.5
Sólidos disueltos y coloidales (g/L)	6.4	23.7	-	-
DBO ₅ (g/L)	5.3	16.0	3.9*	26.6
Sulfatos (g/L)	0.6	2.0	1.0	6.5
DQO (g/L)	4.9	14.5	8.5	

C.G : Colector general. Vinaza diluída con otras corrientes.

F.T : Fondo torre

* : Muestra tomada con la mitad de la carga teórica.

La solución propuesta consiste en dos etapas constructivas.

PRIMERA FASE

1. Reactor UASB volumen 800 M³
θ = 2 días
2. Filtro Anaeróbico Tipo de flujo: Ascendente

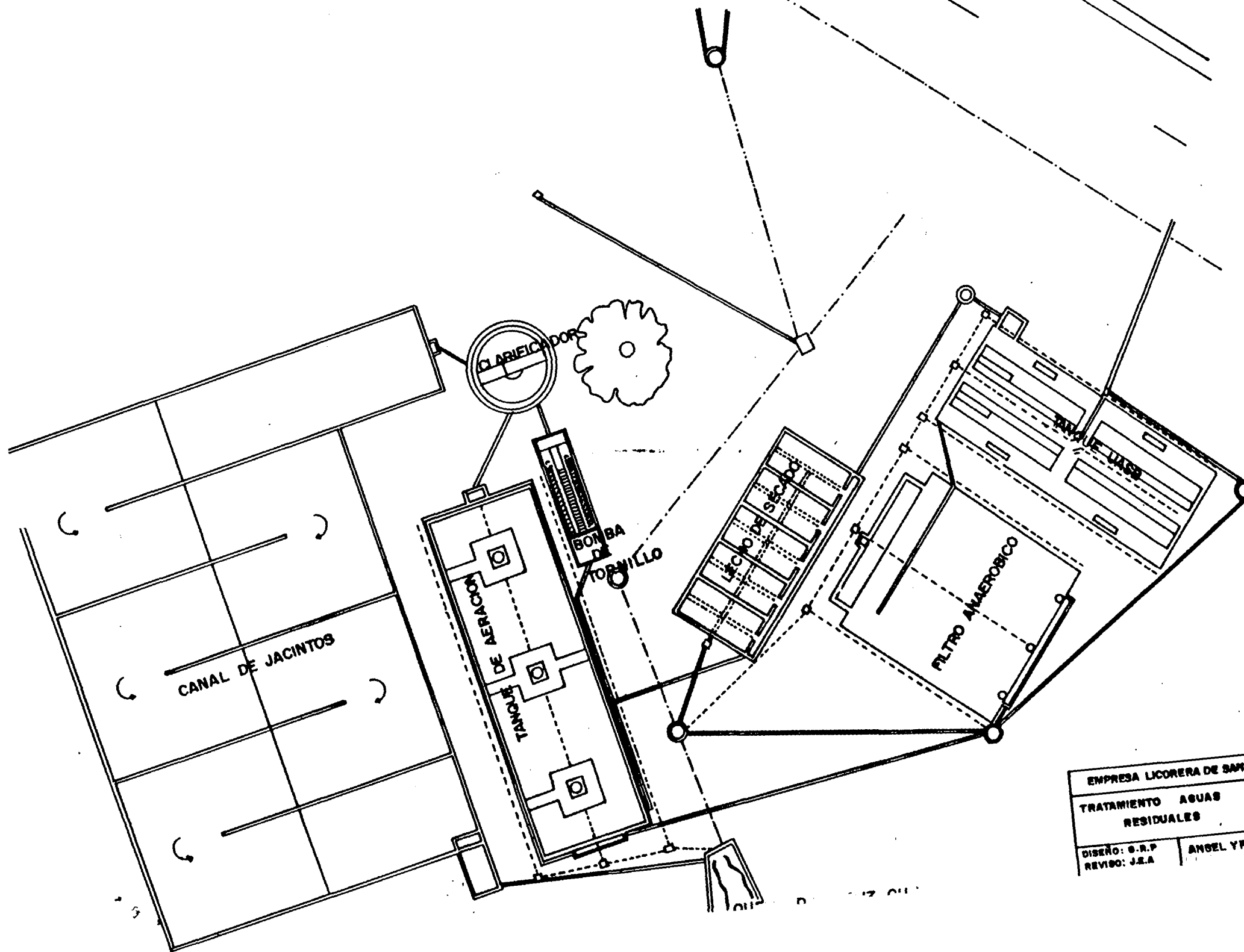
	Medio: Piedras (e=40%) $\theta = 8$ horas
3. Lechos de secado	6 módulos de 5 X 10.6 mts.
4. Costos iniciales	\$17.715.306

SEGUNDA FASE

1. Lodos activados	Tipo: laguna aerada de aeración extensiva $\theta = 1$ día Aeración: Superficial por medio de 3 aeradores de 10 hp/cada uno.
2. Sedimentación secundaria:	diámetro: 6 metros $\theta = 2$ horas Profundidad: 2.4 Mts en la parte recta.
3. Tratamiento terciario :	Laguna de Jacintos Profundidad: 0.8 metros Area : 0.25 Ha
4. Costos iniciales :	\$20.441.127.

La Figura 8 muestra una planta de la solución propuesta (14.15). La primera fase está en período de construcción a través de la misma empresa bajo la dirección del ingeniero ADALBERTO MARTINEZ.

Los costos de esta solución pueden estar entre 5-10 veces menor que otras alternativas recibidas por la empresa. La reducción en dinero se debe básicamente al sistema UASB que es altamente competitivo con otros procesos.



EMPRESA LICORERA DE SANTANDER	
TRATAMIENTO AGUAS RESIDUALES	
DISEÑO: S.R.P	ANGEL Y RODRIGUEZ
REVISO: J.E.A	

REFERENCIAS

1. Chiesa, S.A., et al. (1982). Fermentation Industry. J. Wat. Poll. Cont. Fed. 54(6): 695-698.
2. Carreiro. A.M. (1982). Producao de Metano a partir de Vinhaça. I SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE PRODUCCION DE BIOGAS A PARTIR DE RESIDUOS ORGANICOS. Sao Pablo. Diciembre 6-17
3. Valdés, E., Obaya, M.C. y García, A. (sin fecha). El tratamiento de los Residuales en la Industria Alcoholar. Documento Interno ICIDCA. La Habana, Cuba.
4. Lettinga, G. (1976). Anaerobic Treatment of Sugar Beet Waters, H₂O, 9, 0.38 (en holandés).
5. Nilsson, M. (1981). Energy Recovery from Distillery Wastes. Int. Sugar J. 83:25q
6. Rao, B.S. (1972). A Low Cost Waste Treatment Method for the disposal of Distillery Waste (Spent wash). Water Research. 6: 1275-1282
7. Fannin, K.F., et al. (1984). Anaerobic Processes. J.Wat. Poll. Cont. Fed. 56(6): 586 - 593
8. Tinoco, M. (Sept.15-82). "Proyecto MITAVA I". BNDES S.A.- BNDESPAR. Núcleo de Recursos Tecnológicos y Organizativos. Av. Rio Branco No.31-13 a 23 Andar. Rio de Janeiro R.J.
9. Siñeriz, F., et al. (1982) Producción continua de Metano a partir de Vinazas. I SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE PRODUCCION DE BIOGAS A PARTIR DE RESIDUOS ORGANICOS. Sao Pablo. Dic. 6-17.

10. Caracterización de los Vertimientos Industriales de la Compañía Nacional de Levaduras S.A. "Levapan" S.A. de Tuluá. Informe de INGESAM LTDA. (Julio 1979. Cali).
11. Frostell, B. (1982). Anaerobic Fluidized Bed with a Molasses waste water. *Process Biochem* 17 (6):37
12. Barnett, J. W., et al. (1981). Anaerobic Filtration of a Yeast Plant Effluent. *Chem. Abstr.* 96 91059 (1982)
13. Retamoso, C., et al. (1984). Proyecto de Tratamiento de las Aguas Residuales de la Empresa Licorera de Santander. INFORME FINAL. Universidad Industrial de Santander.
14. ANGEL & RODRIGUEZ (Mayo de 1984). Tratamiento Aguas Residuales Industriales de la Fábrica en Forindablanca (S). Primera Etapa. Sistema UASB - Filtro Anaeróbico. Proyecto de Ingeniería. Empresa Licorera de Santander.
15. ANGEL & RODRIGUEZ. (Agosto de 1984). Tratamiento Aguas Residuales Industriales de la Fábrica en Forindablanca (S). Segunda Etapa. Lodos Activados - Laguna de Jacintos. Empresa Licorera de Santander.

SEMINARIO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBICO DE AGUAS RESIDUALES, CALI OCTUBRE 18 Y 19 DE 1984.

DESCRIPCION DEL REACTOR Y METODOLOGIA INVESTIGATIVA.

ARIS SCHELLINKHOUT, Ingeniero
Universidad de Agronomía, Wageningen, Holanda

PRELIMINARES.

Antes de explicar nuestro trabajo, me parece útil analizar el porque nosotros trabajamos en eliminar la contaminación, en este caso, contaminación del agua.

En la ciencia de la Biología es generalmente aceptado que cualquier especie de animal ó vegetal es enfocado, o por los ojos del Homo sapiens parece que sea enfocado, a mantener su propia especie. Para eso es necesario producir todos los descendientes que sean posibles.

Para el hombre era así hasta hace poco, digamos unos siglos, hoy sin embargo, poco a poco el fin biológico es reemplazado por un fin derivado: Para mantener nuestra especie es necesario proteger nuestra tierra y para eso es indispensable producir menos y menos descendientes y asegurar que ellos tengan una tierra viable sin los desechos de sus antepasados.

1. PREPARACION DE UNA INVESTIGACION

Para empezar una investigación es necesario analizar que es lo que se va a investigar. Aunque existía mucha experiencia en Holanda con el sistema UASB en general, no conocimos mucho de las posibilidades y dificultades del tratamiento de aguas domésticas y por eso bastantes parámetros no eran conocidos.

Por ejemplo : Cómo se diseña un sistema de entrada ? ¿De que tamaño va a ser el reactor ?

2. PROGRAMA DE INVESTIGACION

Cuando empieza una investigación es muy importante de determinar que es precisamente lo que quiere investigar.

Los puntos que queríamos estudiar eran :

1. Inoculación
2. Carga máxima
3. Carga Nominal
4. Comportamiento en caso de golpes hidráulicos
5. Influencia de la densidad de puntos de entrada.
6. Golpes orgánicos.

Para estudiar los puntos mencionados es necesario de analizar los siguientes parámetros :

2.1 AFLUENTE Y EFLUENTE

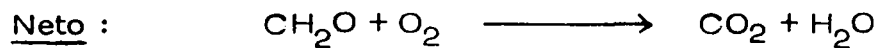
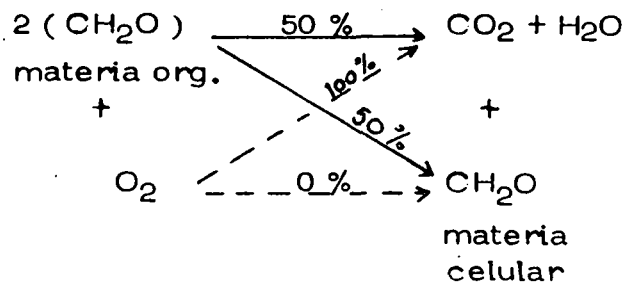
En el afluente y el efluente son analizados :

- a. DQO filtrado (soluble) y crudo (total) .

Utilizamos la DQO por varias razones :

1. El proceso UASB es anaeróbico, o sea que el camino de la descomposición de la materia orgánica es absolutamente distinto al camino oxidativo :

AEROBICO BRUTO
(oxidación, DBO)

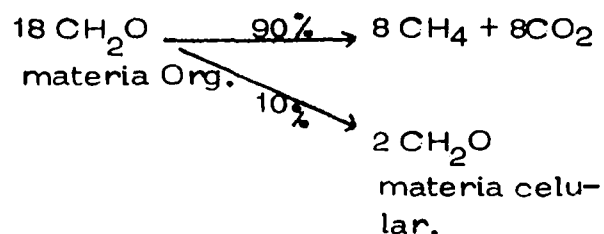


Bruto : $\frac{\text{CH}_2\text{O}}{\text{O}_2} = 2$

Neto : $\frac{\text{CH}_2\text{O}}{\text{O}_2} = 1$

ANAEROBICO

(Fermentación, UASB)



2. La remoción de DQO absoluta muchas veces es mayor al DBO del afluente.

Ejemplo :

<u>A FLUENTE</u> (g.m ⁻³)	<u>REMOCION</u>	<u>EFLUENTE</u> (g.m ⁻³)
DQO 10.000	80 % 8.000 (g.m ⁻³)	2.000
DBO 5.000	90 % 4.500 (g.m ⁻³)	500

Claro que este fenómeno tiene su origen en lo anterior.

3. Usando la DQO es posible de hacer una balanza. Los valores del afluente y del efluente se determinan. El gas producido tiene un valor DQO teóricamente, en 0°C : 1 l.CH₄ = 2.86 g DQO
 25°C : 1 l.CH₄ = 2.62 g DQO

El lodo formado tiene un valor de DQO que se puede determinar y varía alrededor de 1.3 g DQO/G VSS.

b. DBO_5^{20}

Este parámetro sirve para comparar la eficiencia del sistema UASB con otros sistemas y con las (normas de emisión de efluentes líquidos). La DBO es determinado una vez por semana.

c. Nitrógeno Amónico y Nitrógeno Orgánico (Semanal).

Para señalar conversión de nitrógeno orgánico en nitrógeno amoniacal y para observar si haría alguna remoción.

En caso de plantas con altas cargas orgánicas, es necesario hacer este análisis para detectar deficiencia de nitrógeno para los microorganismos.

d. Fosfatos (Semanal)

Por control.

e. Alcalinidad

Conocer la alcalinidad tiene importancia para la capacidad de buffer para los ácidos grasos volátiles que se originan como intermedio en el proceso anaeróbico.

f. pH.

Obvio, diariamente

g. Temperatura

Obvio, diariamente.

h. Sólidos suspendidos totales y volátiles diariamente.

Con éstos se puede hacer una balanza de los materiales sólidos del desecho.

i. Caudal

Obvio.

2.2 GAS

a. Medir el gas producido sirve como un indicador rápido sobre el comportamiento biológico y es necesario para componer la balanza de DQO (Vease 2.1).

b. El contenido de metano del gas es necesario para calcular el valor de DQO.

2.3 LODO

Los lodos forman la clave del proceso. Por eso el conocimiento de las características y del desarrollo de los lodos es de mayor importancia. Cuando el lodo tiene una buena actividad biológica es capaz de convertir mucha materia orgánica. Para tener una buena remoción de DQO es necesario de mantener una cantidad de lodos dentro del reactor tan grande como sea posible. Los parámetros del lodo medido son :

a. Concentración

A varias profundidades se toman muestras por las válvulas que se van a describir (3.7), o por una bomba peristáltica.

Las muestras obtenidas son analizadas para TS (sólidos totales) y VS (sólidos volátiles).

El resultado de estos análisis, perfil del lodo, da información sobre el desarrollo del lodo.

b. Actividad metanogénica

En el Laboratorio se pueden hacer una prueba para medir la actividad metanogénica (descrito en el curso del Dr. Rodríguez).

La actividad metanogénica, o sea, la capacidad del lodo de producir metano, se expresa como K_{max} (en $g\ DQO \cdot gVS^{-1} \cdot d^{-1}$)

c. Característica de Sedimentación.

La característica de sedimentación se determina en el Laboratorio también.

El parámetro es expresado como m/h.

Claro que este parámetro depende de la concentración (a).

Este parámetro dice algo de la carga hidráulica que posiblemente es aplicable.

- d. De la concentración se puede calcular el contenido total de TS (ó VS) en la planta.

Combinando la cantidad de lodo con la actividad de la carga orgánica potencial teórica de una planta :

$$X_T = \int_0^h TS \, dh \quad X_V = \int_0^h VS \, dh \quad (\text{kg.})$$

$$C = X_V \times K_{\max} \quad (\text{kg DQO. d}^{-1})$$

2.4 PARASITOS Y PATOGENOS

Obvio que es importante de conocer la remoción de microorganismos dañinos.

2.5 RESUMEN

Resumen del sistema de muestreo :

DQO soluble + total	Diariamente
DBO ₅	Semanal
NH ₄ ⁺ - N	Semanal
N- orgánico	Semanal
PO ₄ ³⁻ -P	Semanal
Alcalinidad	Semanal
pH.	Diariamente
Temperatura	Diariamente
Sólidos totales y volátiles	Diariamente
Parásitos y patógenos	Semanal

3. DESCRIPCION DE LA PLANTA

3.1 TAMAÑO

3.1.1. GENERAL

Normalmente cuando se diseña una planta de tratamiento el caudal que llega es conocido. La combinación de este parámetro con los criterios de diseño produce el tamaño de la planta. En este caso este camino no era posible porque no existieron criterios de diseño, sino que el objetivo del proyecto era encontrarlos.

3.1.2 ALTURA

Experiencias en Holanda indicaron que el manto de lodo no puede ser superior a 2 - 2.5 m. Por eso el compartamento de digestión (13) tiene una altura de 2.60 m. (Fig. No. 1).

Para obtener suficiente separación de los lodos y el agua, se necesita un compartimento de sedimentación de suficiente altura y con campanas de un ángulo de 50 - 55°. Una altura de 1.40 m es muy práctica. Así la altura de los contenidos del reactor llega a ser de 4.00 m. La pared de la planta necesita tener 30 cm mas para mantener el contenido adentro. Así la altura total de la planta llega entonces a 4.30 m.

3.1.3 SUPERFICIE PLANA

Se tiene experiencia en Holanda con un reactor de 6 m³, también con una altura de aproximadamente 4m. En este se observó que haya mucha influencia de las paredes al comportamiento hidráulico o sea, la mezcla. Para tener la posibilidad de investigar el resultado de alargar el tanque anaeróbico sobre el comportamiento hidráulico, la superficie de 4 x 4 m es elegida. Con éste el contenido del reactor llegó a 64 m³ (4 x 4 x 4 m).

Por razones de presentación es mejor tener una planta un poco mas grande .

Para estudiar el funcionamiento de un sistema de entrada y también la influencia de menos puntos de entrada por m², es necesario tener una planta suficientemente grande .

3.2 BOMBEO , REJAS , DESARENADOR

La bomba elegida es del tipo sumergible . Es capaz de pasar mas de 10 l/s, suficiente para operar la planta en un TRH de 2 horas .

La reja era diseñada originalmente para la protección de la bomba únicamente. Ahora sabemos que es preferible tener rejillas finas (1.5 ó 2.0 cm) para evitar obstrucciones en el sistema de entrada del reactor mismo.

3.3 CONTROL DEL CAUDAL Y DISTRIBUCION DEL AFLUENTE.

La bomba sumergible, puesta en la piscina de la estación de bombeo del alcantarillado, produce un caudal demasiado grande e irregular porque la producción de la bomba depende del nivel en la piscina

Para eliminar estas dificultades y para establecer cualquier caudal necesario, una caja de control es puesta en la entrada de la planta. Por un lado entra el flujo de la bomba, por otro sale el caudal controlado y por el tercero sale el exceso. Del flujo del exceso se toman las muestras para los análisis físicos y químicos.

El caudal controlado es dividido en dos flujos iguales en una caja de distribución (Figura No. 1) . Cada flujo parcial es dividido en una caja de entrada (3) sobre 8 tubos de entrada por cada caja . Para estudiar la influencia de menos entradas existe la posibilidad de cerrar cualquier tubo de entrada .

La construcción de la caja de entrada asegura una distribución igual sobre los 8 tubos, porque cada tubo tiene su propio vertedero.

3.4 EFLUENTE

El agua sucia, después de entrar en el compartimento de digestión, es mezclada bien con el lodo anaeróbico; la fuerza para la mezcla origina el gas producido.

La mezcla de lodo y agua pasa a los compartimentos de sedimentación, donde no hay producción de gas y por eso los gránulos de lodo pueden sedimentarse. El agua libre de sólidos llega hasta las canaletas del efluente (5) y sale del reactor por el colector (6).

3.5 GAS

El gas producido por los lodos, es colectado en las campanas (9) y sale al medidor de gas (10).

Después del medidor el gas sale al aire. Para demostración conectamos el gas a un quemador Bunsen.

3.6 MUESTREO

Afluente - Efluente

Para una investigación de tratamiento de aguas residuales es necesario caracterizar el afluente y el efluente de la planta.

En la tubería del exceso de la caja de control y en el colector del efluente se encuentran conexiones para tomar muestras del afluente y del efluente respectivamente.

Por medio de una bomba peristáltica, las muestras serán bombeadas a recipientes colocados en una nevera a 5 - 6 °C. La bomba peristáltica funciona unos minutos cada hora, controlado por un temporizador.

Las muestras, que son muestras compuestas proporcionalmente, son analizadas diariamente.

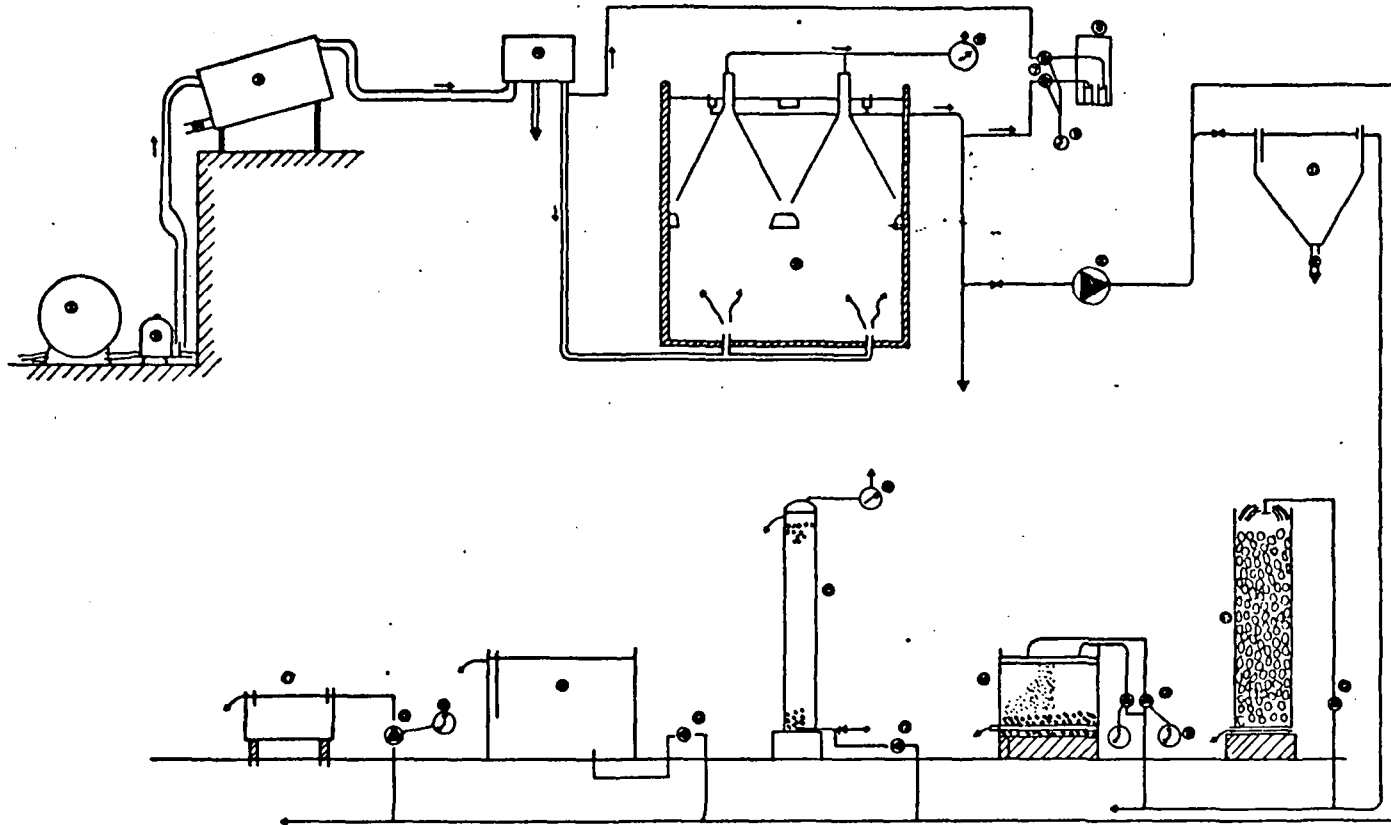
3.7 MUESTREO DEL MANTO DE LODO

En el rincón sur-occidental del reactor se construyeron una tubería para muestrear del contenido del tanque (valvulas telescópicas).

El tubo mas largo llega hasta 20 cm del piso, cada tubo siguiente tiene 20 cm menos, entonces el último de los 10 tubos llega hasta 2.00 m.

Muestras de la parte superior de 2 m (digestor hasta 2.60 m y sedimentador) se toma por medio de una bomba peristáltica y una manguera de la longitud requisita.

DIAGRAMA DE FLUIDOS



- 1 COLECTOR DE ALCANTARILLADO
- 2 BOMBA SUBMERGIBLE
- 3 DESARENADOR
- 4 CAJA DE CONTROL DEL CAUDAL
- 5 REACTOR UASB
- 6 MEDIDOR DE GAS
- 7 BOMBAS DE MUESTREO
- 8 NEVERA
- 9 TEMPORIZADOR
- 10 BOMBA DE PISTON
- 11 SEDIMENTADOR
- 12 BOMBA PERISTALTICA
- 13 FILTRO PERCOLADOR
- 14 FILTRO INTERMITENTE DE ARENA
- 15 FILTRO ANAEROBICO
- 16 LAGUNA DE MADURACION
- 17 LAGUNA DE LENTEJA DE AGUA

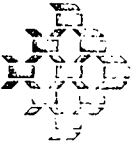
PLANTA ANAEROBICA Y POSTRATAMIENTOS
 DISEÑO, AS, BVD, HASKONING

<u>NOMBRE</u>	<u>EMPRESA</u>	<u>DIRECCION</u>	<u>TELEFONO</u>	<u>TALLER/SEMINARIO</u>	
13. JOSE MANUEL MONTERO	Incol Ltda.	Av. 3 No. 13-29 - Cali	621429	T	S
✓ 14. ENRIQUE FORERO GOMEZ	Corporación de Defensa de la Meseta de Bucaramanga (CDMB)	Calle 34 No. 17 - 20 4o. piso - Bucaramanga	20111-20119	T	S
✓ 15 JAIME ALBERTO LONDOÑO M.	"	"	"	T	S G.
✓ 16. FRITS JAKMA	"	"	"	T	S
✓ 17. BAS VAN DROOGE	Haskoning Ingenieros y	p.p. box 151 6500 AD Nijmegen - Holanda	(080)228015		
✓ 18. JAAP LOUWE KOOYMANS	"	"	"		
✓ 19. GATZE LETTINGA	Universidad de Agronomia Wageningen - Holanda	De Dreyen 12 - Wageningen Holanda	08370 -83467		
✓ 20. ARIS SCHELLINKHOUT	"	Universidad del valle A.A. 25360 - Cali	392335		
✓ 21. CELSO SAVELLIGONES	"	" <i>Brazil</i>			
✓ 22. RODRIGO GUTIERREZ VILLEGAS	Incol Ltda.	Av. 3 No. 13 - 29 Cali	621429		S
✓ 23. GUILLERMO RODRIGUEZ PARRA	Universidad del Valle	A.A. 25360	392335		
✓ 24 JAN TEUN VISSCHER	Gobierno de Holandes				
✓ 25 KLAAS VISSCHER	Gobierno Holandes				
✓ 26. ERNESTO SANCHEZ TRIANA	Corporación Autonoma Regional (C.A.R.)	Cra. 63A no. 68-68 Bogotá	2402845	T	S

<u>NOMBRE</u>	<u>EMPRESA</u>	<u>DIRECCION</u>	<u>TELEFONO</u>	<u>TALLER/SEMIN</u>
✓ 27. ANTONIO SILVA PINEDA	Corporación Regional Autonoma (C.A.R.)	Cra. 10 No. 68 -68 Bogota	2402845	T S
✓ 28. LUIS ALFREDO RODRIGUEZ	Industrial de Gaseosas	Calle 94 No. 42-94 A.A.8714 - Bogota	2672057	
29. VICTOR HUGO RIVEROS ANGEL	VIS	A.A. 670 - Bucaramanga	56191	
✓ 30. DAVID PATIÑO	Levapan	A.A. 132 - Tulua	4421 -4454 4365	
31. GLADYS FONSECA	Levapan	"	"	
32. GONZALO VEJARANO	Levapan	"	"	
✓ 33. Alfonso Yanguas A.	Corporación Autónoma Regional (C.V.C)	A.A. 2366 - Cali	393496	
34. LUZ STELLA BERON Z.	Corporación Autónoma del Cauca (C.V.C)	"	"	
35. LUZ EDITH BARBA	"	"	"	
36. RAUL ARIAS V.	"	"	"	
37. LEANDRO BAROZZI		Diagonal 37A No. 37-17 A.A. 25176 - Cali	587450	
38. MIRYAM DE RODRIGUEZ			585231	
39. JULIA ROSA CAICEDO		A.A. 25496	701577	
40. JORGE E. GOMEZ SANCHEZ	U. Industrial de Santander	A.A. 678	56141	
✓ 41. MILLER AMAYA	Bavaria	Cra. 13 No. 28-01 Bogota	453831	
42. CARLOS ALVIRA	Bavaria	Cra. 13 No. 28-01 Bogotá	871540	

<u>NOMBRE</u>	<u>EMPRESA</u>	<u>DIRECCION</u>	<u>TELEFONO</u>	<u>TALLER/SERVICIO</u>
43. GILBERTO ARDILA VASQUEZ	Ecopetrol	A.A. 7122	Ext. 5729	
✓ 44. VICTOR MANUEL CARRILLO	Imgesan	Bogotá		
45. GUILLERMO ANTONIO SALCEDO D.	Instituto Nal. de Fomento Municipal (INSOPAL)	A.A. 13781 Bogotá	446443	
46. FELIPE MARTINEZ	Sucromiles S.A			
47. LUIS FERNANDO MAYA	C.A.R.-Quindio	Caja Agraria Piso 4 Armenia	42827	
48. ISMAEL RAMIREZ GUEVARA	C.A.R.-Quindio	" "	" "	
✓ 49. AMILBIA POSADA MAYA	Univ. Nal. de Colombia	A.A.3840 - Medellin	300-280	
✓ 50. ROCIO DIEZ DE ARANGO	Univ. Nal. de Colombia	A.A.3840	300-280	411
✓ 51. HUGO JAVIER GARCIA ALMANZA	Programa Delegado de Saneamiento Básico Rural - Servisalud - Tolima	Edificio Caja Agraria Piso 11 - Ibague	32531	411
✓ 52. JAVIER ARBELAEZ OROZCO	Gaseosas Posada Tobón S.A. Medellín	A.A.8543 Bogotá	512121	
✓ 53. JESUS EDUARDO PARRA	Instituto Nal. de Salina	Av. el Dorado Cra. 50	690714	611
54. JUAN ANDUJAR	CAME - Cartones America	A.A. 2393	644255	
55. OMAR SILVA	CAME - Cartones America	A.A.2393	644255	
✓ 56. JUAN DIEGO ARANGO BOTERO	Empresas Públicas	A.A.235- Pereira	32811-15	
57. NORMAN DUQUE ECHEVERRY	Empresas Públicas	A.A.235 - Pereira	32811-15	
✓ 58. LUZ AMPARO LOZANO	Empresa Licorera de Santander.	A.A.742 - Bucaramanga	386236	

<u>NOMBRE</u>	<u>EMPRESA</u>	<u>DIRECCION</u>	<u>TELEFONO</u>	<u>TALLER</u>
✓ 59. ADALBERTO MARTINEZ LEYVA	Empresa Licorera de Santander	A.A. 742 Bucaramanga.	386236	
✓ 60. HECTOR FABIO BONILLA				
✓ 61. FERNANDO VELASCO ORTIZ	Ministerio de Salud	Calle 55 No. 10-32 Of. 309 - Bogotá	2358572	
✓ 62. ROBERTO GOMEZ R.	Federación Nal. Cafeteros			
✓ 63. JAIRO FLOREZ H.	<i>Sucromiles</i>			
✓ 64. GUILLERMO ARMENTA Q.	Sucromiles S.A.	A.A. 2037 - Cali	771222	



Berg en Dalseweg 81
p.o. box 151
6500 AD Nijmegen
the Netherlands
phone (080) 228015
telex 48015 hask nl.

Nr.: _____
Project: _____
Item: _____
Date: _____
Names: _____

65. Alberto F. Vasquez.
66. Jorge Jaramilla P.
67. Jaime Singsing
68. Luis Lopez et.
69. Francisco Encinas
70. Jorge Rizo P.
71. Carlos Martinez
72. Roberto Basciani
73. Jorge Enrique Lopez Singsing
74. Marco Fidel Basciani
75. Fernando Grella Olvera
76. Guillermo Mejia
77. Caloustin Kestepo.
78. Arnulfo Aranda
79. Pol Argente L. Aranda
80. Cesar Escobar Estrada
81. Roberto Hernandez
82. Cesar Grella Olvera
83. Eric Ubbornig Tross
84.
85. Isaac Carrizosa

INTRODUCCION GENERAL

En muchos procesos industriales, así como en la agricultura, desechos y aguas residuales son producidos consistiendo principalmente en materias orgánicas de fácil degradación por medio de procesos biológicos. Hasta hace poco esta clase de aguas residuales se trataban únicamente por sistemas de tratamientos aerobicos, a base de gran consumo de energía. En este escrito se expone una alternativa económica y adecuada: el llamado 'Upflow Anaerobic Sludge Blanket Process', (UASB).

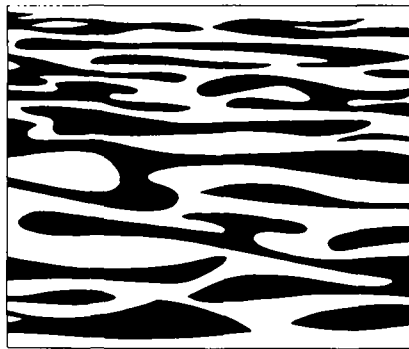
Hasta ahora, para muchas industrias el tratamiento de sus aguas residuales no era atractivo ni factible económicamente, por lo cual grandes volúmenes de aguas residuales son descargadas sin ser tratadas, causando una contaminación seria de los rios y del medio ambiente en general. La necesidad de tratamiento, si se hace o no, depende también de la legislación, las reglas establecidas y el control ejercido por las entidades encargadas de la supervisión de la contaminación.

Si consideramos la situación en el Valle del Cauca y en particular los alrededores de Cali, se puede observar que existe mucha contaminación industrial. EMCALI es responsable del control de las descargas industriales en el sistema de alcantarillado, mientras que la CVC controla las descargas en las aguas superficiales. Ambas entidades tienen su programa para disminuir la contaminación en el próximo futuro y para realizar regulaciones y control de descargas para industrias nuevas. Así, la cuenta va a ser presentada al contaminador, de modo que es de gran importancia que estas industrias estén preparadas tanto para las nuevas disposiciones, tanto en el terreno de las regulaciones, como para las soluciones técnicas y económicas.

La digestión anaeróbica de aguas residuales orgánicas es, en realidad, un proceso muy antiguo, el 'Upflow Anaerobic Sludge Blanket

Process', en cambio, es una tecnología nueva que ha sido desarrollada en la Universidad de Agricultura de Wageningen en Holanda y se viene aplicando con buenos resultados en Holanda desde fines de los años setenta.

Este escrito dará una explicación breve, pero clara, del proceso con todas sus ventajas y posibilidades de aplicación.



EL CONSORCIO

La idea de la formación del Consorcio actual para la promoción de la aplicación de esta nueva tecnología en la Valle del Cauca surgió de la colaboración actual entre las empresas y universidades asociadas con relación al proyecto experimental existente en Cali para el tratamiento anaeróbico de aguas residuales domésticas en países en vías de desarrollo bajo condiciones subtropicales y tropicales.

Dicho proyecto está financiado por el Gobierno de los Países Bajos. Se construyó un reactor anaeróbico piloto en la ubicación de la estación de bombeo de EMCALI en el Barrio Alfonso López: las investigaciones se realizan durante un periodo de 2 años a partir de enero 1983.

El consorcio no está sujeto a ningún contratista ni suministrador de equipo y puede asesorar a sus clientes en forma independiente. Sin embargo, si el cliente está interesado en un acuerdo 'llave en mano' el consorcio puede ofrecer sus servicios en combinación con un contratista y un suministrador de equipos.

El consorcio está compuesto de los siguientes miembros:

- HASKONING
Ingenieros Consultores y Arquitectos Reales
Una de las consultorías líderes en Holanda con una experiencia de más de 100 años en el terreno del tratamiento de aguas residuales. HASKONING es, asimismo, el consultor principal del proyecto piloto de Cali.
- INCOL Ltda.
Una empresa de consultores local bien conocida y con amplia experiencia en la preparación de diseños civiles y ejecución de obras civiles y electromecánicas, teniendo un conocimiento óptimo de las condiciones y métodos de trabajo locales
- Universidad de Agricultura de Wageningen
Desarrolló la tecnología del 'Upflow Anaerobic Sludge Blanket Process'
La Universidad prestará al consorcio su colaboración en las investigaciones a base de sus conocimientos específicos.
- Universidad del Valle
Participante en el proyecto de Cali
La Universidad está en capacidad de asistir en el diseño, investigar y hacer analysis en el laboratorio de Univalle: se transfirió el know-how del proceso a los colaboradores de planta.

EN QUE CONSISTEN EL TRATAMIENTO ANAEROBICO Y EL PROCESO UASB

El tratamiento anaeróbico es un proceso biológico. En la digestión anaeróbica la materia orgánica se transforma de manera microbiológica (en ausencia de oxígeno) en una mezcla, rica en energía, en metano y dióxido de carbono (biogas, que representa un combustible muy útil) y una cantidad pequeña de lodo (fig.1).

Es evidente que un proceso de tratamiento de aguas residuales para desechos de poca concentración como la mayoría de las aguas residuales industriales orgánicas, sólo es económico cuando se puede forzar grandes volúmenes de aguas residuales a través del

sistema en un lapso de tiempo relativamente corto. Para este fin se requieren procesos que se realicen más o menos independientes de la velocidad de circulación. Consecuentemente las plantas anaeróbicas convencionales del tipo flujo continuo no son adecuadas para el tratamiento de desechos de poca concentración.

El proceso está basado en los principios siguientes:

- El lodo anaeróbico obtiene y mantiene las características de sedimentación superior si se crean las condiciones químicas y físicas favorables para su floculación, y mantenerlo así floculado.
- Una capa de lodos puede ser considerado como una fase - más o menos - líquida, aparte de sus propias características

específicas. Una capa de lodos bien establecida forma una fase bastante estable, con la capacidad de resistir presiones de mezclas relativamente altas.

- La pérdida de partículas de lodo (flóculos) que se separan de la capa de lodos puede ser minimizada creando un espacio de sedimentación dentro del reactor.

El proceso se realiza en un reactor tipo flujo ascendente (figs.2, 3) y tiene un potencial óptimo por el diseño y la producción de biogas a

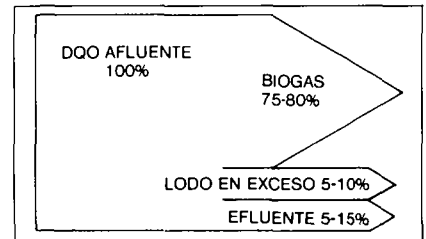
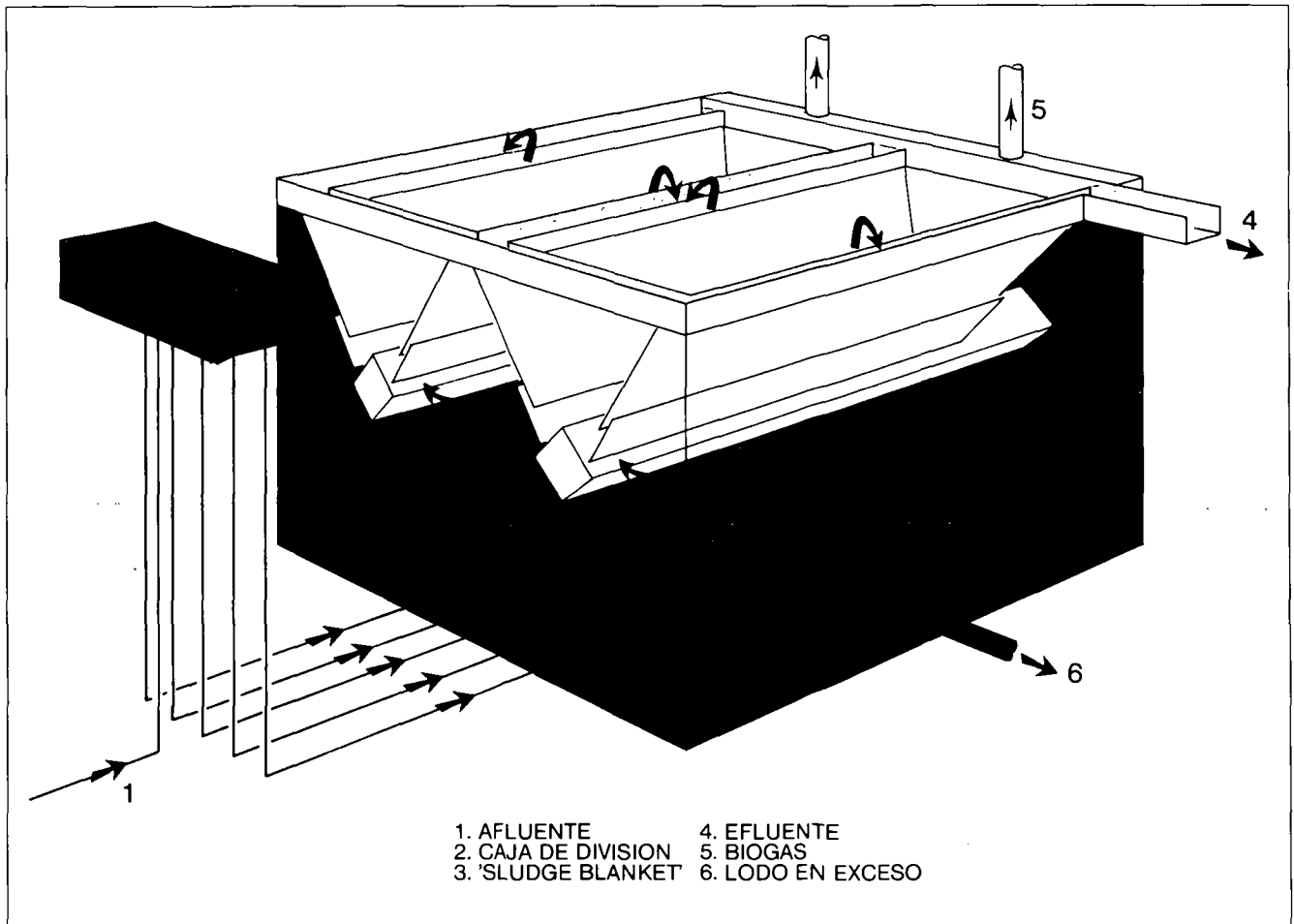


Figura 1. Balance DQO



- | | |
|---------------------|-------------------|
| 1. AFLUENTE | 4. EFLUENTE |
| 2. CAJA DE DIVISION | 5. BIOGAS |
| 3. 'SLUDGE BLANKET' | 6. LODO EN EXCESO |

Figura 2. UASB reactor

temperaturas de 20°-40°C. El proceso UASB es factible económicamente, para desechos de poca y mediana concentración cuando se puede retener una concentración alta de la población bacteriana, viable por medio de una carga hidráulica y orgánica alta.

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO UASB

Ventajas

- La necesidad de energía para el proceso es muy baja.
- El proceso genera productos muy valiosos:
 - Gas de fermentación (metano + CO₂) con 70 a 80% de valor energético del gas natural.
 - Lodo de exceso, para uso como fertilizante.
- La cantidad de lodo en exceso es mínimo, es fácilmente drenable y por eso los costos de tratamiento del lodo y el transporte son muy bajos.
- La construcción es simple por lo cual los costos de inversión son bajos, especialmente en comparación con las plantas aeróbicas, es decir unos 5.500 Pesos, respectivamente 40.000 Pesos por Kg DBO. Además se necesita poco espacio.
- La necesidad nutritiva (N, P) de las bacterias es poca.
- El lodo activo anaeróbico puede quedarse por meses en el reactor sin nutrición, motivo por el cual es muy adecuado para la industria que trabaja cíclicamente.

- El mal olor de la instalación puede ser prevenido y la instalación no hace ruido.
- No hay remoción de nitrógeno y fósforo, por lo que el efluente puede ser reutilizado para irrigación, previa desinfección.

Desventajas

- El comienzo del proceso requiere un período de 8 a 12 semanas.
- El proceso es sensible a cambios rápidos de temperatura y a la presencia de ciertos ingredientes tóxicos, hidrógenos carbónicos y metales pesados.
- No hay remoción de nitrógeno y fósforo.

- El rendimiento de purificación, depende del tipo de desecho: asciende al 70-95% (remoción DQO) La purificación anaeróbica es en realidad una pre-purificación.
- La carga orgánica puede ser de 10 a 20 kg DQO por día por m³ de volumen del reactor.
- La DQO del afluente puede variar entre 1.500 a 70.000 mg/l.
- El tiempo de retención hidráulica puede variar de 2 a 4 horas a unos cuantos días.
- La producción de gases asciende de 0,15 a 0,30 m³ por kg DQO.
- El crecimiento del lodo asciende de 0,04 a 0,15 kg por kg de DQO eliminado.

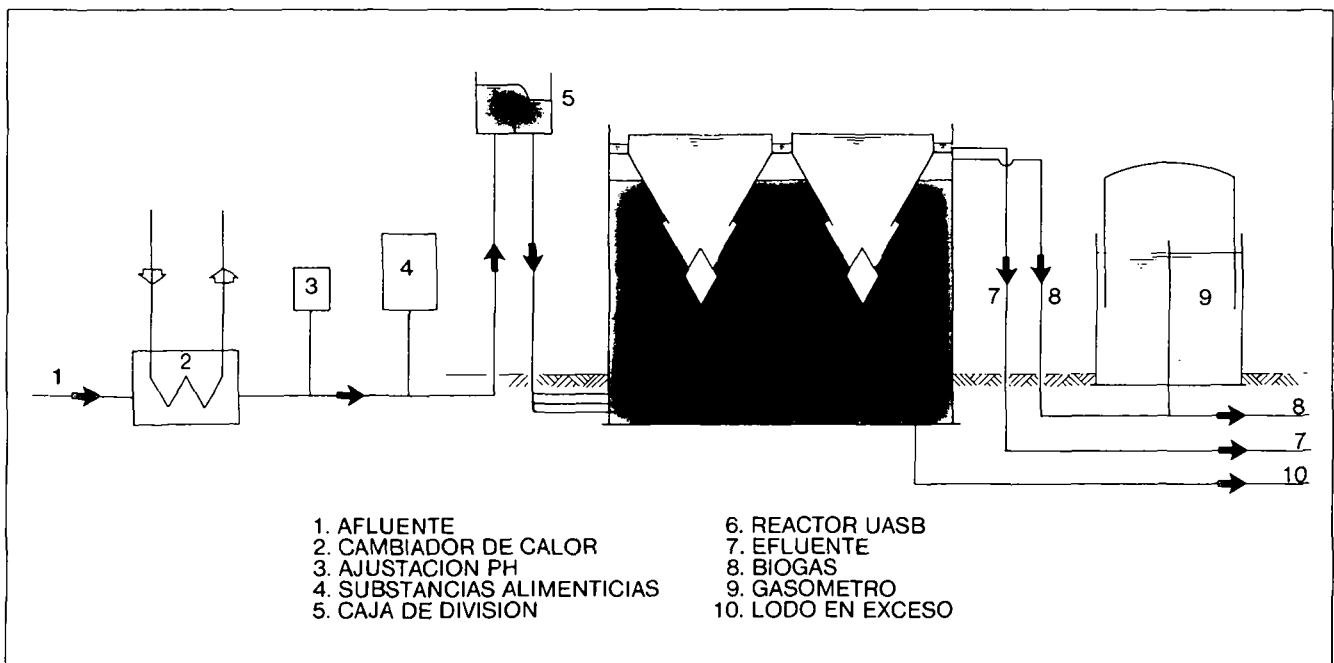


Figura 3. Esquema global planta de tratamiento UASB

APLICACION

La purificación anaeróbica de desechos se aplica a:

- Desechos domésticos

Los primeros resultados del reactor piloto en Colombia son muy satisfactorios.

Después de casi 1 mes el rendimiento ascendió a un 70%. Un diseño estándar para la instalación de un reactor para 10.000 p.e. (población equivalente) está en preparación.

- Desechos Industriales

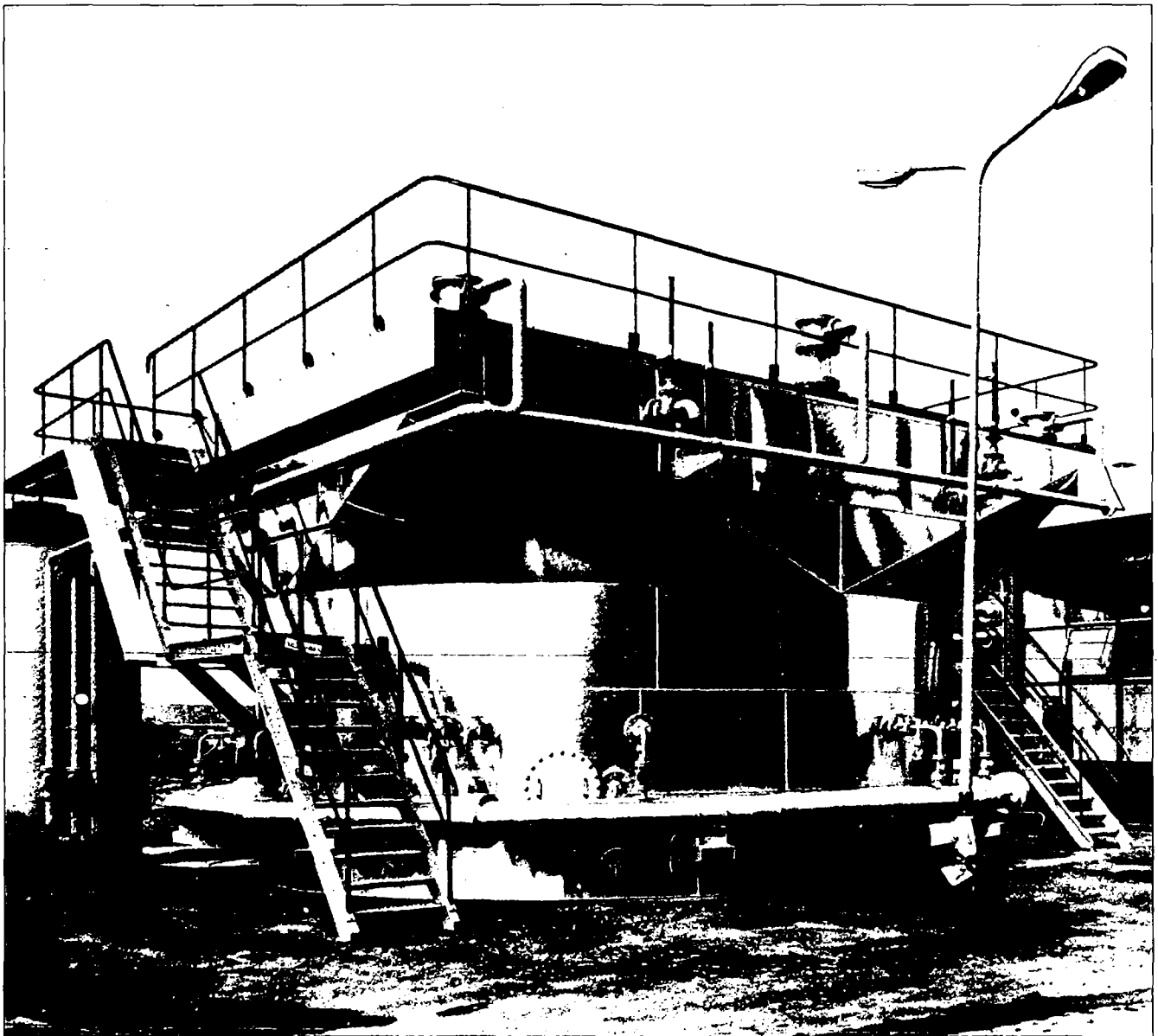
Entre las industrias que podrían aplicar la purificación anaeróbica se encuentran los sectores de comestibles y bebidas como:

- . Molinos de granos (almidones y lípidos)
- . Refinerías de azúcar
- . Cervecerías
- . Lecherías
- . Mataderos
- . Pulpa y papel
- . Industria de patatas
- . Vinos y refrescos
- . Alcohol y licor

- . Industrias químicas de productos orgánicos
- . Gelatina y levadura.

Además de estas industrias, se están usando instalaciones anaeróbicas de fermentación, para el tratamiento de desechos en agricultura y ganadería, en gran cantidad.

HASKONING Ingenieros Consultores y Arquitectos Reales
Direccion: Apartado 151
6500 AD Nijmegen Holanda
tel. 080-228015
telex 48015 hask nl



Reactor tipo UASB, capacidad 200 m³, refinería de azúcar Halfweg - Holanda, construcción. Spaans - Hoofddorp - Holanda

DO SISTEMA DE PONTA GROSSA

A Associação Recreativa e Esportiva Sanepar, de Ponta Grossa, já tem um campeão: trata-se do colega Antonio Ribeiro Camargo, que conquistou o primeiro lugar no Campeonato Industrial de Dama, do SESI, torneio que contou com a participação de 26 atletas de várias empresas.

Representando a Sanepar (Ponta Grossa) nos jogos do SESI, estão mobilizados os colegas Sebastião Rodrigues da Silva e Lucidoro Barbosa, Luiz Benedito C. Ribas e José Mário C. dos Santos (duplas no Truco), todos lotados no SGM/Ponta Grossa; Wilson Schasiepen, Carlos R. Farhat, Celso S. Souza, Emilio Suchodolak, Eduardo Sampaio, Marcos Milak, Ney K. Higashino, Celso M. Silveira, Osni de Quadros e Cláudio Hess (no vôlei).

A equipe de vôlei da ARESAN-PG passou para a fase semifinal, no Campeonato Industrial do SESI, de Ponta Grossa.



Equipe de Vôlei Masculino - ARESAN-PG: Em pé da esquerda para direita - José A. Augustynczk, Paulo Henrique, Celso S. Souza, Eduardo Sampaio, Claudio Hess, Wilson Schasiepen. Agachados da esquerda para direita - Celso M. Silveira, Ney K. Higashino, Marcos Milak e Emilio Suchodolak. Nos fundos a nossa torcida.

Os caminhos das vitórias da equipe de vôlei da ARESAN-PG, sempre são acompanhados por uma atuante torcida, de pouca gente, mas muito barulho. É isso.



ARESAN-PG e nossa torcida no jogo contra SANTIISTA (05/09/84).

DO SISTEMA DE PIRAI DO SUL

A propósito do funcionamento da Usina Biogaseificadora Sanitária, cuja distribuição de gás domiciliar foi inaugurada pelo governador José Richa, no dia 23 de abril passado, o Antonio Lins Machado (Auxiliar Administrativo) nos envia noticiário dando conta dos três primeiros meses de operação. A usina abastece 285 ligações com gás metano sanitário "e todos os fogões domiciliares vem funcionando muito bem. Não foram poucos os problemas enfrentados neste período. Afinal, foi o preço do pioneirismo da Sanepar, mas nem por isso houve desânimo, porque acreditamos no sucesso do empreendimento". Um dos maiores problemas, foi o de vazamentos, inclusive após o cavalete, mas todos eles foram facilmente identificados graças ao T.H.T., produto que dá o cheiro característico do gás.

Com a aproximação do inverno e a consequente baixa da temperatura, "as bactérias sentiram e a produção de gás diminuiu. A solução encontrada foi passar lodo do biodigestor primário para o secundário e com a matéria o biodigestor secundário produziu melhor". Para aumentar a produção, foram obtidos produtos agrícolas deteriorados e cana-de-açúcar.

Pelas leituras realizadas "constatamos um consumo de 3.517 metros cúbicos em 30 dias. Alguns consumidores exageraram no consumo, atingindo 122 metros cúbicos, ou seja, o equivalente a cinco botijões num mês, sendo necessária uma campanha de conscientização. O projeto previa a utilização do lixo, tendo sido construídos dois tanques biodigestores, com capacidade de reserva de 71 metros cúbicos de gás. Com 17 caminhões compactadores de lixo, com capacidade para seis mil quilos cada um, foi possível encher e fechar o primeiro tanque biodigestor de lixo no dia seis de julho, produzindo e distribuindo o gás obtido. Na reciclagem, foram separados

400 quilos de vidro, 400 quilos de plásticos e 900 quilos de latas que, vendidos para reaproveitamento, rendeu certa importância destinada à manutenção da usina. Diariamente enviamos para o laboratório da Sanepar amostras de esgoto bruto e já tratado e cujo resultado vem alcançando uma média de 90 por cento de pureza".

Antonio Lins Machado, no final do seu noticiário, diz o seguinte: "Fazemos questão de ressaltar o apoio e dedicação do engenheiro Celso Savelli Gomes, apontando soluções e esclarecendo detalhes técnicos, com sua maneira simples e cordial. Não mede esforços para o êxito da experiência, executando muitas vezes tarefas que nada tem de afinidade com sua formação profissional. Também, não podemos esquecer os quatro servidores da Sanepar que operam a Usina: Valdemiro Kusdra, José Calvino Pinto de Anhaia, Eloir de Oliveira Santos e Sebastião Domingues da Silva Filho, que formam um time maduro com grande sentido de conjunto. Para eles, o que interessa é o sistema funcionando bem, mesmo a custo de sacrifício e horas de trabalho após o expediente. São apenas quatro, mas formam um grande time selecionado pela DVAP".



Eloir (E), José Calvino, Valdemiro e Sebastião, responsáveis pela operação da Usina de Pirai do Sul, entre os dois biodigestores.

NASCE MAIS UMA ASSOCIAÇÃO

No dia oito de agosto passado foi criada a Associação dos Empregados da Sanepar, lotados no Escritório Regional de Apucarana. Os respectivos estatutos estão sendo encaminhados para registro e publicação no Diário Oficial. Tendo como denominação "Associação Recreativa e Esportiva Pingo D'Água, AREPA", tem na sua direção os seguintes colegas: Carlos Alberto Ribeiro (presidente), José Roque dos Santos (vice-presidente), Dorival Lopes Vieira (secretário), Acyr Moraes (tesoureiro), Maria Lúcia Mangolin (diretor esportivo), Dionisio Sereniski (diretor cultural) e Mauro Guizelini (diretor social).

GUIA PARA UM CABELO SADIO (II)

Seu cabelo está caindo? Geralmente perdemos cerca de cem cabelos por dia, porque quebram ou estão se renovando. Mais do que isso já é perda fora do normal. É sinal de que está havendo algum problema.

As causas podem ser diversas: **ALIMENTAÇÃO ERRADA** — o bom funcionamento dos folículos depende de calorias, gorduras, proteínas, vitaminas e minerais. Se isto faltar, os cabelos podem ficar fracos, quebradiços e podem até parar de crescer; **DIETA RIGOROSA** — talvez seja esta a causa. Experimente parar por algum tempo e observe os resultados; **DESEQUILÍBRIO HORMONAL** — problema raro e hereditário, que deixa os folículos sensíveis a certos hormônios, provocando uma calvície parecida com a masculina. Quando o organismo produz pouco estrógeno, deixa os folículos expostos à ação do seu pior inimigo, a progesterona (hormônio sexual masculino que a mulher também tem). Os homens nada podem fazer contra isso, mas as mulheres podem fazer um tratamento à base de estrógeno; **STRESS** — é a causa mais comum e a única solução é procurar relaxar, praticando algum esporte, ioga ou tendo aulas de dança, por exemplo. Mas, se o stress for profundo, é aconselhável um médico; **MAUS TRATOS** — permanente em cima de permanente, alisamentos muito frequentes e tinturas muito fortes agredem os cabelos e fazem com que caiam; **CHOQUES OU MUDANÇAS BRUSCAS** — não precisam ser, necessariamente, coisas desagradáveis. Um parto, por exemplo, provoca uma mudança brusca no organismo. Outra circunstância típica: parar de tomar anticoncepcionais depois de muitos anos. Também um abalo psicológico pode provocar queda de cabelo; **DOENÇAS CRÔNICAS OU AGUDAS** — aumentam a queda de cabelo. Como infecções graves, diabetes, úlceras crônicas, colites, cirroses; **ALGUNS MEDICAMENTOS** — entre eles anticoncepcionais (principalmente os que contém alta



dosagem de progesterona), anticoagulantes, cortisona, pílulas para tireóide, anfetaminas e até aspirina. Se você suspeitar desta causa, procure um médico; **FALTA OU EXCESSO DE VITAMINA "A" NO ORGANISMO. DEFICIÊNCIA DE FERRO** — causada por anemia, alimentação pobre em ferro ou perda regular e constante durante a menstruação.

Qual a solução? Uma boa loção estimulante, uma loção vitaminada ou um bom revigorante.

UM MILK-SHAKE QUE FORTALECE O CABELO

Eis uma receita gostosa para tomar diariamente: faz bem à saúde, diminui a queda e dá mais vida ao seu cabelo:

1. Coloque no liquidificador 3/4 de copo de leite cru (homogeneizado também serve), um ovo fresco, uma colher (de sopa) de levedo de cerveja e duas colheres de germe de trigo cru (não use o tipo torrado);
2. Para melhorar o sabor, junte, também, um pedaço de fruta ou, então, uma ou duas colheres de sementes de girassol e uma colher de mel;
3. Bata à baixa velocidade de 30 a 60 segundos;
4. Beba imediatamente após tirar do liquidificador;
5. Não beba nem coma nada durante duas horas depois de tomar este coquetel.

CONTROLE DE NATALIDADE

Xangai, com uma população de 12 milhões de habitantes, é a maior cidade da China. Os casais que têm mais de dois filhos pagam um décimo do salário por cada filho adicional até este atingir a idade de 16 anos. Os que prometem ter apenas um filho recebem uma ajuda mensal de cinco yuans, e a criança terá preferência quanto à admissão em creches e jardins de infância. Os pais também farão jus a maiores pensões, assim como os casais sem filho.

DICAS PARA VOCÊ ECONOMIZAR ROUPAS

Nos tempos difíceis que o mundo vive, nada melhor do que seguir as recomendações de Becky Saunders, professora de economia doméstica da A & M University, Texas, Estados Unidos:

1. Na hora de comprar uma roupa examine-a bem para ver o acabamento, a costura, o corte. São fatores que garantem maior durabilidade;

2. Escolha sempre roupas em estilos sóbrios e nada de entulhar o guarda-roupa. Trajes da moda podem ser vistosos, mas acabam ficando logo sem uso;

3. Na hora de comprar, verificar as instruções do fabricante quanto à lavagem e conservação. Roupas que exigem lavagem a seco, exigem, também, despesas extras com lavanderia;

4. Nunca descarte a possibilidade de comprar em lojas que vendem roupas usadas. E sempre que puder, faça compras à vista. Nada de cartão, crediário. Isso encarece o produto;

5. Procure montar seu guarda-roupa com peças para serem usadas em momentos oportunos. Se você usar roupas de passeio no trabalho, certamente terão vida mais curta;

6. Remodele os vestidos, blusas, blazers e jeans em vez de comprar novos. Cintos, lenços e outros acessórios são ótimos elementos para dar nova aparência às peças do ano passado;

7. A forma de guardar e lavar suas roupas contribui bastante para a conservação. Siga as instruções do fabricante. Evite guardar roupas sujas para não aparecerem traças e outros insetos roedores;

8. Malhas devem ser dobradas e guardadas em sacos plásticos e nunca penduradas em cabides. Na hora de lavar, não torça a peça;

9. Tenha o cuidado extra de alisar uma roupa que acabou de usar. Principalmente, se tiver alguma manchinha uma vez que o calor pode dificultar a remoção posterior;

10. Peças pequenas, como lenços, meias, luvas e roupas íntimas devem ser guardadas em uma única gaveta. Assim, fica mais fácil ter um controle sobre elas, evitando-se perdas.

MOLHOS VEDETES

• Vinagrete

6 colheres (de sopa) de azeite
3 colheres (de sopa) de vinagre de vinho tinto
1 1/2 colher (de chá) de mostarda sal e pimenta-do-reino a gosto
Coloque todos os ingredientes, menos o sal e a pimenta, num vidro com tampa. Feche e agite para misturar. Tempere a gosto, com sal e pimenta. Dá 1/2 xícara.

• Gorgonzola

2 xícaras de creme de leite azedo
1/4 de xícara de maionese
250 g de queijo gorgonzola, esmigalhado com um garfo
2 colheres (de sopa) de vinagre
1/2 colher (de chá) de sal de ajo
pimenta-do-reino a gosto
Misture tudo. Dá 3 1/2 xícaras.



Até com o beijo estão implicando

Numa revista de circulação nacional, disseram que o beijo é muito bom para emagrecer. E tem uma outra: a francesa Martine Mourier, ao defender tese de doutoramento, afirmou que o beijo provoca o seguinte: angina pectoris, acelera a pulsação, tireóide, acelera a produção de glicose. Segundo a Martine um beijo apaixonado aciona 29 músculos e promove a troca de 250 bactérias.

ANIVERSARIANTES DE OUTUBRO/84

NASCIMENTOS MÉS DE AGOSTO/84

DI 01 ALBERTO MANOEL OLIVEIRA DE SA... ANTONIO NORO... ELFACE DAS CHAGELL... DI 02 ANTONIO J. BARREIRA DE LIMA... CARLOS ROBERTO MENEZES... DI 03 ANTONIO DA SILVA... ANGELO LINDO... DI 04 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 05 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 06 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 07 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 08 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 09 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 10 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 11 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 12 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 13 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 14 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 15 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 16 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 17 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 18 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 19 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 20 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 21 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 22 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 23 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 24 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 25 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 26 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 27 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 28 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 29 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO... DI 30 ANTONIO DE CASTRO... ANTONIO DE CASTRO...

DI 01 JOAO DA SILVA... DI 02 JOAO DA SILVA... DI 03 JOAO DA SILVA... DI 04 JOAO DA SILVA... DI 05 JOAO DA SILVA... DI 06 JOAO DA SILVA... DI 07 JOAO DA SILVA... DI 08 JOAO DA SILVA... DI 09 JOAO DA SILVA... DI 10 JOAO DA SILVA... DI 11 JOAO DA SILVA... DI 12 JOAO DA SILVA... DI 13 JOAO DA SILVA... DI 14 JOAO DA SILVA... DI 15 JOAO DA SILVA... DI 16 JOAO DA SILVA... DI 17 JOAO DA SILVA... DI 18 JOAO DA SILVA... DI 19 JOAO DA SILVA... DI 20 JOAO DA SILVA... DI 21 JOAO DA SILVA... DI 22 JOAO DA SILVA... DI 23 JOAO DA SILVA... DI 24 JOAO DA SILVA... DI 25 JOAO DA SILVA... DI 26 JOAO DA SILVA... DI 27 JOAO DA SILVA... DI 28 JOAO DA SILVA... DI 29 JOAO DA SILVA... DI 30 JOAO DA SILVA...

- DIA 2 WAGNER REZENDE DE A. DA SILVA Filho de Manoel da Silva e Cleuza Rezende de Almeida. DIA 3 SUSANA EMANUELLE C. GONÇALVES Filha de Manoel Sebastião Gonçalves e Leonilda Carneiro Gonçalves STELA DE OLIVEIRA MARIA Filha de Joel José Maria e Judite Caetano de O. Maria DIA 7 EDUARDO PAVESI PIRES Filho de Firmo Santos Pires e Marlene Izabel P. Pires DIA 10 FRANCIELLI GASPER GARCIA Filha de Moacir Garcia e Zenita Maria Gasper Garcia. LAIS FAGUNDES DA COSTA Filha de Darci Roverson F. da Costa e Agelinda Fagundes da Costa. DIA 11 HELEN PATRÍCIA BOCHNIE Filha de Hélio Bochnie e Raquel Alves Bochnie. DIA 12 MARINA SOUZA DA SILVA Filha de Eduardo Pereira da S. Filho e Jussara G. S. da Silva. DIA 13 ELTON YOSHIO T. TAKASHINA Filho de Roberto Shigeru Takashina e Lailian Y. Takashina DIA 14 FRANCISMARI PEREIRA DE SANTANA Filha de José Aparecido de Santana e Magali Pereira de Souza DIA 15 SINAY CASSIO DE O. SILVA FILHO Filho de Sinay Cassio de O. Silva e Neusa Maria R. Silva. DIA 16 LARISSA P. SOUZA Filha de Luiz Carlos de Souza e Maria A. P. Souza. DIA 18 SUELEN DE LARA FURLIN Filha de Luiz Gustavo Furlin e Adalgiza Salette L. Furlin TARCISO FERREIRA JÚNIOR Filho de Tarciso de Jesus Ferreira e Izabel Toledo Ferreira. DIA 20 MARISTELA DIAS MARTINS REBERTI Filha de Marcelo Martins Reberti e Terezinha Lima Dias Afonso. IVONEL RODRIGO REIN Filho de Livonir Rein e Benedita Bueno Rein. DIA 22 CRISTIANE MADALENA DE MELO Filha de Valdomiro de Melo e Luzia Madalena da C. Melo. DIA 24 EDUARDO VALMÓRBIDA INÁCIO Filho de Genilse Valmórbida Inácio e Oreste Nicola Inácio. ANNEISE TREVISAN GUIMARÃES Filha de Newton Teixeira de F. Guimarães e Ana Maria T. Guimarães. DIA 25 TAISSA PAULA DE OLIVEIRA Filha de Nelson Rodrigues de Oliveira e Etza de Almeida Oliveira. DIA 28 LUZIA BANDEIRA CRUZ Filha de José Cruz e Erotildes Bandeira Cruz. DIA 31 FRANCIS LEE MONTANARIN Filho de Edgard Montanarin e Cleia do Rocio Montanarin SANDRA MARA DE SOUZA Filha de Luiz Carlos de Souza e Arlene Correa de Souza

SINOPSE DO MÊS

COMEMORAÇÕES

1º: Dia do Agente Comercial; 3: Dia do Dentista; 4: Dia Universal dos Animais; 5: Dia da Ave; 12: Dia de Nossa Senhora da Conceição Aparecida, Dia da Criança, da Descoberta da América e do Atletismo; 14: Dia Nacional da Pecuária; 15: Dia do Professor; 18: Dia do Médico e do Securitário; 20: Dia do Poeta; 23: Dia do Aviador; 24: Dia das Nações Unidas e do Desenvolvimento; 28: Dia do Funcionário Público; 30: Dia do Comerciarío; 31: Dia do Ferroviário e Mundial da Poupança.

PARA SUA AGENDA

Dia 12 de Outubro, uma sexta-feira, será feriado nacional/religioso. Comemora-se o Dia de Nossa Senhora da Conceição Aparecida, Padroeira do Brasil.

PESCA

Pela manhã, os dias favoráveis são estes: 3, 7, 8, 12, 13 e 25. À tarde: 2, 3, 7, 8, 12, 13 e 26. Fases da Lua: Crescente, dia primeiro; Cheia, dia 10; Quarto Minguante, dia 18; Nova, dia 24.

ATIVIDADE & SIGNO

Pessoas nascidas sob o signo de Escorpião (24/10 a 22/11) possuem grande fonte de energia, que é forte e bastante intensa. São consideradas como as de personalidade mais vigorosa de todo o zodiaco.

PENSE

"Nunca empreste a ninguém nada que, para início de conversa, você não esteja disposto a dar de presente".

(Roy H. Barnache).

POUCAS LINHAS

• Em nosso litoral é conhecido como baiacu. Em outros locais, como peixe-bola. É um teleosteo dos mares temperados, que possui dentes em forma de lâmina. Pode inflar o corpo como uma bola e ficar flutuando. Age assim para fugir de seus inimigos no fundo do mar e quando é fispado. É preciso saber prepará-lo extraíndo o fel tão logo é pescado, mas com cuidado para que não arrebente, pois envenena a carne tornando-a perigosa.

• Como vai a sua pressão arterial? Cuidado. No Brasil há, pelo menos, 15 milhões de pessoas com mais de 25 anos que podem estar sofrendo de hipertensão, principal fator de risco para as doenças cardiovasculares responsáveis pela morte de 300 mil pessoas no ano passado no País.

• Cuidado, comilões. Experiências efetuadas na Presbyterian-University Hospital, de Pittsburg, na Pensilvânia, ajudaram a confirmar uma observação que há séculos vem se fazendo: de que as eventuais comilâncias que incluem certos alimentos, sobretudo quando acompanhadas de bebidas alcoólicas, podem provocar a gota. O conceito atual dos médicos classifica essa forma dolorosa de artrite como um provável distúrbio genético, que afeta a capacidade do organismo de processar as purinas.

QUAL A SOLUÇÃO?

• Dois carros partem ao mesmo tempo. O primeiro gasta um minuto dando volta à pista, o segundo leva um minuto e 15 segundos. Depois de quantas voltas o segundo carro alcançará o primeiro?

• O sultão prendeu um cativo num quarto com dois criados, um que diz sempre a verdade e outro que sempre mente. O quarto tem duas portas: a da liberdade e a da escravidão. O cativo pode fazer uma pergunta a um dos criados, mas não sabe qual dos dois é o mentiroso. Como é que o cativo pode ter a certeza de obter a liberdade?

OUTUBRO - 1984

DOM.	SEG.	TER.	QUA.	QUI.	SEX.	SÁB.
	1 ^o	2	3	4	5	6
7	8	9 ^o	10	11	12	13
14	15	16	17 ^o	18	19	20
21	22	23	24 ^o	25	26	27
28	29	30	31 ^o			

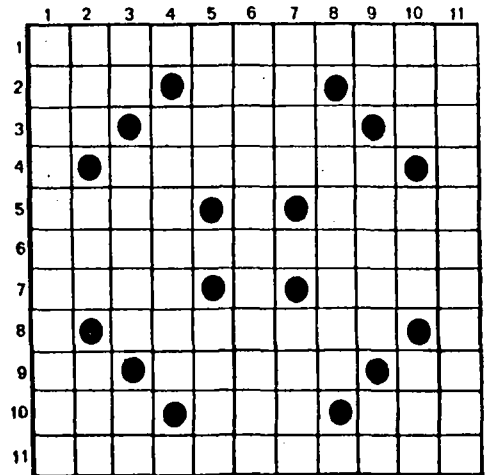
12 N. SRA. APARECIDA
DIA DA CRIANÇA

SETEMBRO - 1984

8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	

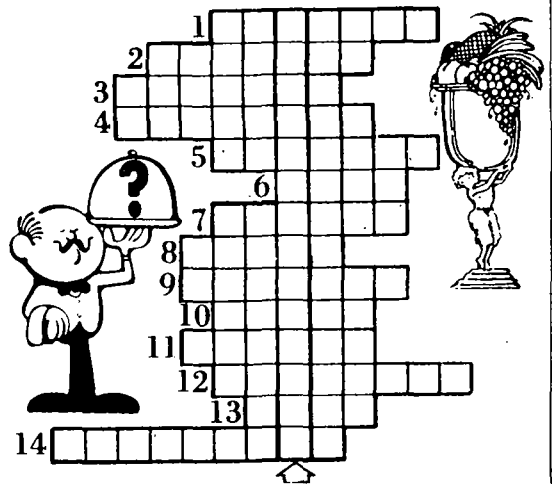
HORIZONTAIS E VERTICAIS:

- Árvore que produz uma cucurbitácia muito conhecida (plural). Dica: tem 2 AA, 2 BB, 2 "OO", 2 RR, 1 S e duas vogais.
- Outra vez (repite-se o prato ou a canção) - Quadrúpede que serve de alimento ao homem. - Cólera.
- Artigo definido (plural) - Uva seca - Armando Bogus.
- Pêlos da pálpebra (Rangel ...).
- Rezas, fazes prece - Assento real (sem a última).
- Casa de pasto como o Toscano, Franciscano, etc. (sing.).
- Não é esta nem aquela - Raiz (inglês).
- A mais brilhante estrela do hemisfério sul (citada no livro de Érico Veríssimo: "Incidente em ...").
- Sorri - Rio da Itália (pl) - Estudei.
- Pedra de altar - (... Glória)
- Um treinador de futebol - Estudar.
- Recipiente para conter sabonete.



HORIZONTAIS

- Fruta de pele sedosa que tem até festa em Itaquera.
- Fruta que ninguém quer descascar.
- Fruta verde e cremosa com grande caroço redondo.
- Fruto amarelo com flor muito decantada musicalmente.
- Fruta que se come com creme "chantilly".
- Uma das poucas frutas que não têm a letra "A".
- Fruta que quando seca fica preta e enrugada.
- Fruta do ateiro ou fruta-do-...?
- A mais famosa fruta cítrica.
- Fruto de cidreira.
- Fruta que a Chiquita Bacana se veste lá na Martinica.
- Fruta verde por fora e vermelha por dentro.
- A rainha das frutas.
- Fruto vermelho e branco do framboeseiro.



Solução: (Horizontais) 1. PÉSSIGO. 2. ABACAXI. 3. ABACATE. 4. MARACUJÁ. 5. MORANGO. 6. FIGO. 7. AMEIXA. 8. CONDE. 9. LARANJA. 10. CIDRA. 11. BANANA. 12. MELANCIA. 13. MACA. 14. FRAMBOESA / Vertical Salada de Frutas (invertido).
 RES E. 9. RI-ARNOS-LI. 10. ARA-OTO-LEH. 11. SABONETEIRA.
 4. B-PESTANA-O. 5. ORAS-A-TRON(O). 6. RESTAURANTE. 7. ESSA-R-ROOT. 8. I-ANTA-ABR-ESTRAS. 2. BIS-RES-IRA. 3. OS-PASSA-ABA.
 • O cativo pergunta a cada um dos criados: "Se eu pedir ao outro criado que me mostre a porta da liberdade, qual delas indicará a porta da escravidão?"
 • O segundo carro nunca alcançará o primeiro. Este está rodando a uma velocidade maior.

QUAL A SOLUÇÃO?

TREINAMENTO PARA MANUTENÇÃO DO CADASTRO DE CONSUMIDORES

Ano passado, o desafio foi treinar 150 empregados de empreiteiras para que visitassem todas as residências das maiores cidades do nosso Estado, no sentido de fazer o cadastro de cada consumidor de água (usuário), uma espécie de "Censo" da Sanepar.

Este ano, o desafio aumentou: treinar todos nossos colegas da Sanepar que trabalham na rua, ou seja, as Equipes de Manutenção, para que, a partir deste treinamento, façam a manutenção deste cadastro sempre que entrarem no imóvel de cada usuário.

Para a realização deste treinamento, a DVDP (Divisão de Desenvolvimento de Pessoal) elaborou o material de ensino dividido em três partes: Categoria e Economia; Comunicação com o Usuário e Preenchimento do Formulário "AS" (Interior) e "ASD" (Capital), elaborado pelos técnicos: Eduardo, Ferrari e Aduato. Nas cidades de Guarapuava, Cascavel, Toledo, Paranavaí, Umuarama, Apucarana, Arapongas e União da Vitória, além do treinamento para Manutenção do Cadastro, a DVDP elaborou também todo o material didático referente à implantação do Formulário "AS", um dos instrumentos base do Sistema Gerencial de Manutenção (SGM).

As próximas cidades onde o treinamento estará presente são: Londrina, Maringá e Fóz do Iguaçu.

Em Curitiba, mais de dez turmas já foram realizadas, onde, além do treinamento, foi apresentado o Audiovisual "Você e o Controle de Perdas", também elaborado pela DVDP. Neste audiovisual fica bastante clara a importância do trabalho de cada um de nós para combater as perdas de água.

O acompanhamento dos resultados do treinamento será feito da seguinte maneira: na Capital, através de reuniões com os Supervisores dos Distritos; no Interior, através dos Supervisores de Sistema.

Em todo este trabalho de elaboração, execução e acompanhamento dos resultados do treinamento, fica registrado um agradecimento especial aos instrutores que participaram dos cursos: Alceu Bauer (ERPG), Edson L. Heller (GSC), Ercias L. Oliveira (GEC), Joaquim B. Moraes (GSC), João Eluir Pires (GSC), José Vaslanv Oliveira (GSC), Josildo R. Lima (GEC), Mário A. Evangelista (ERP), Mário B. Filho (GDO), Paulo Müller (GDO), Rene C. M. Bonevialle (GDO) e Roque J. Santos (ERAP).



São estes nossos colegas, ao lado de muitos outros, que diariamente entram em contato com o nosso usuário. Daí a importância da manutenção do cadastro de consumidores, através desse contato diário.

LINGUAGEM BASIC DE PROGRAMAÇÃO



Foi realizado no período de três a 12 de setembro, mais um curso interno de Linguagem Basic de Programação, sob a coordenação da Nancy Malschitzky, da GRH/DVDP. Foi a quinta turma e dela participaram Luiz Carlos Crisente Sinhori (GSG/DVSF), Cesar Luiz Freitas Kleina (GCB/DVRC), Sonival Bergmann (GCB/DVRC), Nel Alberto Atahayde (GSU/DVGE), Laura Murata (SME/GPE/DVEX), Alcione de Souza Policarpo (GRH/DVAP), Vicente Waldemar Fioreze (GSU/DVGE) e Daniel Francisco Gonçalves (GPS/DVPS). Neste último curso, atuaram como instrutores Wilson Nocera Ribas Filho e Paulo Y. Maeda.



Técnicos químicos de todos os Escritórios Regionais reuniram-se em Curitiba, nos dias nove e dez de agosto, com o objetivo de discutir, padronizar os procedimentos para efetuar a limpeza da caixa d'água e repassar o treinamento àqueles que mantêm contato diário com o usuário. A reunião faz parte da "Campanha de Limpeza da Caixa D'Água", lançada pela Companhia pela primeira vez. Aproveitando o encontro, a GRH/DVDP procurou avaliar os conteúdos do treinamento para o cargo de Operador de Tratamento de Água e elaborar o Plano de Desenvolvimento para os técnicos químicos.



Em atendimento ao LNT/84 foi realizado nos dias 13 e 14 de setembro, em Curitiba, o treinamento para Operador de Caminhão Retro-Escavadeira. Do mesmo participaram José Aparecido Santana (ERP), Valdivino Lúcio da Silva (ERP), João de Deus Souza (ERAP) e Plínio Pinto Honório (EMCB). Manoel Lessa (EMCB) e Alfonso Kleina (GTR/DVMF), foram os instrutores.



As Secretarias do Interior e de Assuntos Comunitários vão desenvolver esforços no sentido da criação de 240 novos empregos. O primeiro passo já foi dado, com a assinatura de um protocolo de ação entre a Sanepar e a Associação de Serviços e Obras do Bairro Alto, em Curitiba, cuja solenidade foi realizada em pleno pátio da Companhia, com a presença dos secretários Nilton Friedrich e Antenor Bonfim. A Sanepar esteve representada pelo Diretor de Administração, Flávio Guimarães. A Associação congrega trabalhadores desempregados, a maioria do setor de construção civil, que serão mobilizados de acordo com os termos do protocolo firmado.

VISITA TÉCNICA DA CASAN

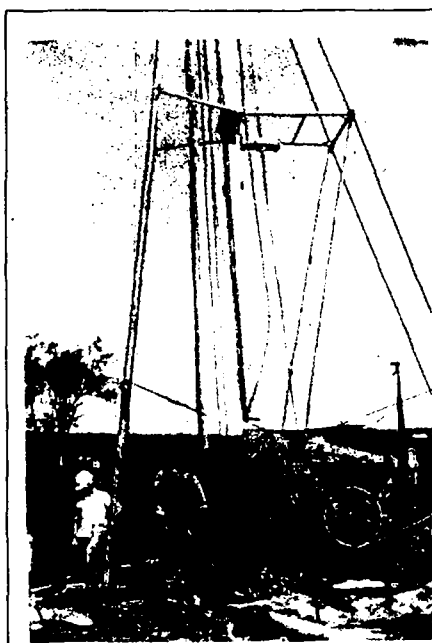


Chefiada pelo diretor-presidente da Companhia, engenheiro Luiz Alberto Duarte, uma missão técnica da Casan (Santa Catarina) visitou a Sanepar visando coletar subsídios junto a diversas áreas, especialmente no Sistema Gerencial de Manutenção e no setor de atendimento público (fone 195). No auditório do Centro de Treinamento, o engenheiro Luiz Renato Pereira, Superintendente de Planejamento, proferiu palestra aos técnicos de Santa Catarina. A comitiva da Casan estava assim composta: Anildo Cunha, Marcos Schowe, Manoel Philippì, Sérgio R. da Silveira, Kesseoro Sassaki, Wolny Della Rocca, Stanley Bressan, Nelson Stadnik Filho, Nilto Camisão, Noracir Coutinho, Odacir Scheidt, Luiz Alberto Guedert, José Nelson de Souza, João Batista F. do Prado, Waldir Armando M. Pessoa; Waldemar F. da Silva Filho e Kurt Moriesen Júnior.



Para conhecer com mais profundidade algumas áreas da Sanepar, especialmente o Sistema Gerencial de Manutenção e o atendimento público (fone 195) estiveram na Sanepar os engenheiros Akira Ota, da Coordenadoria de Desenvolvimento Operacional, e Apulchro Machado, da Divisão de Medição, da Companhia de Saneamento de Sergipe.

PERFURAÇÃO DE POÇOS TUBULARES



A Sanepar está iniciando a perfuração de poços tubulares nas seguintes localidades, através do Pro-Rural: Espigão das Antas (Mandirituba), Espírito Santo (Campo do Tenente), Fazendinha (Araucária), Cerrado das Cinzas (Arapoti), Queimados (Agudos do Sul), Retiro (Almirante Tamandaré), Rincão (Balsa Nova), Marquês de Abrantes (Bocaiúva do Sul), Roseira (Colombo), Arroio Grande e Lontrão (Imbituva), Joanesdorf, Água Azul de Baixo, Botiatuva (Lapa), São Roque (Paulo Frontin), Santa Bárbara de Cima e Pinheiral de Baixo (Palmeira), Coronel Domingos Soares (Palmas), José Lacerda (Colombo), Barra das Andrada (Rebouças), Vargem Grande (Paula Freitas), Honório Serpa (Mangueirinha), São Bento do Amparo (Tibagi), Fagundes (Tijucas do Sul) e Gleba Poty (Arapoti). Segundo o nosso companheiro geólogo Rolf Venske, cada poço terá uma profundidade de 150 metros, devendo apresentar uma vazão de cinco a 20 metros cúbicos/hora.

CONGRESSO DEBATERÁ FLUORETAÇÃO DA ÁGUA

Numa iniciativa da Associação Paulista de Medicina, seção regional do Guarujá, será promovido de 22 a 25 de outubro, na cidade de Guarujá, o I Congresso Brasileiro de Fluoretação de Água e Saneamento Básico. O evento reunirá, pela primeira vez, além de prefeitos, autoridades governamentais e sanitárias, especialistas vindos de todo o País para debater o flúor e seus reconhecidos benefícios na redução da cárie dentária.

Entre os objetivos destacam-se: enfatizar a importância do consumo de água fluoretada como meio de prevenção da cárie dentária; orientar os municípios brasileiros sobre a disponibilidade de recursos para financiamento de projetos de fluoretação da água de abastecimento público; estimular a implantação dos projetos de fluoretação de águas; situar a expectativa da produção e consumo dos produtos utilizados nos programas de fluoretação de águas; estabelecer prioridade da ação governamental para saneamento e controle da qualidade do meio ambiente.



Livros mais vendidos nas Livrarias J. Ghignone, em Curitiba, em setembro:

Ficção: O Quarto Protocolo (Frédéric Forsyth - Recomendado), Os Perversos (Harold Robbins), Criação (Gore Vidal), Boca de Luar (Carlos Drummond de Andrade), A Filha Pródiga (Jeffrey Archer), Doutor Fausto (Thomas Mann), O Nome da Rosa (Umberto Eco), Duna (Frank Herbert), Uivo (Allen Ginsberg).

Não Ficção: O Verde Violentou o Muro (Ignácio de Loyola Brandão), Repressão Sexual (Marinela Chauí), A Condição da Mulher (Martha Suplicy), Em Nome de Deus (David Yallop), A Dupla Face da Corrupção (J. Carlos de Assis), A Dieta de Beverly Hills (Judi Mazel), Complexo de Cinderela (Colette Dowling).

*******DESTAQUES*******

O Feitiço do Amor (Heinz G. Konsalik - Editora Record): uma história que acontece na África Sudoeste, antiga colônia alemã, hoje conhecida como Namíbia. Ali grassa uma estranha doença e para combatê-la chega da Alemanha um jovem médico. Entre ele e Luba, sua assistente, de beleza indescritível, nasce um amor impossível segundo as leis da Terra.

O Fazedor (Jorge Luiz Borges, Editora Difel): a obra reúne prosa e poesia no estilo profundo.

Crônica de um Amor Louco (Charles Bukowski - L & PM Editores): uma jornada pelo universo infernal e onírico do velho e safado escritor, com seus personagens desvalidos, seus quartos imundos em hotéis baratos. O sonho americano reduzido a trapos nas ruas desertas da madrugada voraz de Los Angeles.



FUSANotícias

Informativo da Fundação Sanepar de Previdência

SETEMBRO/84 – ANO II – Nº 14

QUEM TEM DIREITO AO ABONO ANUAL?

ABONO ANUAL PELO INPS

O abono anual pelo INPS é devido ao segurado ou ao dependente em gozo de benefício, devendo ser pago até o dia 15 de janeiro de cada ano, observadas as normas seguintes:

- I. Para o segurado aposentado ou pensionista o abono é de 1/12 (um doze avos) do total recebido a título de benefício no ano;
- II. O segurado em gozo de Auxílio-Doença, salvo no caso de transformação em Aposentadoria Por Invalidez, e o dependente em gozo de Auxílio-Reclusão só fazem jus ao abono anual, também de 1/12 (um doze avos) do total recebido se os respectivos benefícios tiverem sido mantidos por mais de 6 (seis) meses, ainda que intercalados, durante o ano.

SUPLEMENTAÇÃO DO ABONO ANUAL PELA FUSAN

A Suplementação do Abono Anual pela FUSAN será paga aos participantes assistidos ou beneficiários no mês de dezembro de cada ano, e seu valor corresponderá a 1/12 (um doze avos) do valor total percebido pelo destinatário no curso do mesmo ano, a título de Suplementação de Aposentadoria, Auxílio-Doença, Pensão ou Auxílio-Reclusão.

DEVOLUÇÃO DA RESERVA DE POUPANÇA – FUSAN

Como é do conhecimento dos Participantes a FUSAN devolve, nos casos de Rescisão de Contrato de Trabalho com as Patrocinadoras, 100% (cem por cento) dos valores retidos a título de contribuições e Jóia (corrigidos monetariamente).

No período de janeiro à agosto/84 totalizamos Cr\$ 2.798.212,00 (dois milhões, setecentos e noventa e oito mil, duzentos e doze cruzeiros) de devoluções.

BENEFÍCIOS PAGOS PELA FUSAN DE 01/84 À 08/84

TIPO	QUANT.	VALOR
1. Aposentadorias	07	7.862.987,86
2. Suplementação de Pensão	15	3.944.705,82
3. Suplementação do Aux. Doença	56	3.027.637,39
4. Suplementação do Aux. Reclusão	01	182.032,74
5. Pecúlio p/morte	17	20.333.195,72
TOTAL	96	35.350.559,53

PATRIMÔNIO FUSAN – 31/08/84

TIPO DE INVESTIMENTO	VALOR APLICADO Cr\$
1. Títulos Governamentais	2.097.043.198
2. Debêntures Conversíveis em Ações	599.995.038
3. Certificados de Depósitos Bancários	871.315.875
4. Recibos de Depósitos Bancários	31.820.016
5. Letras de Cambio	33.990.812
6. Fundos de Investimento	69.685.386
7. Ações	88.065.000
8. Outros Investimentos	294.462.237
TOTAL GERAL	4.086.377.562

SALDO DEVEDOR EMPRÉSTIMO FUSAN

O tomador do empréstimo poderá a qualquer momento verificar o seu Saldo Devedor, conforme mostramos no quadro a seguir:

Exemplo de um contrato no valor total de Cr\$ 100,00 a uma taxa mensal de 9,895% em 06 (seis) parcelas.

Nº de Parcelas	Saldo Devedor	Taxa Financiamento (Juros + Cor. Monet.)	Amortização	Prestação
0	100,00	—	—	—
1	87,00	9,89	13,00	22,89
2	72,72	8,61	14,28	22,89
3	57,03	7,20	15,69	22,89
4	39,78	5,64	17,25	22,89
5	20,83	3,94	18,95	22,89
6	—	2,06	20,83	22,89
Soma	—	37,34	100,00	137,34

Como Calcular:

$$\begin{aligned} \text{Amortização}_{(1)} &= \text{Prestação} - (\text{Saldo Devedor}_{(0)} \times \text{Taxa}) \\ &= 22,89 - (100,00 \times 9,89) \\ &= 22,89 - 9,89 \\ &= 13,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Saldo Devedor}_{(1)} &= \text{Saldo Devedor}_{(0)} - \text{Amortização}_{(1)} \\ &= 100,00 - 13,00 \\ &= 87,00 \end{aligned}$$

A NOTE: FUSAN COM NOVO ENDEREÇO. AGORA NA RUA JOSÉ LOUREIRO, 115 – 1º ANDAR

IMPLANTADA NOVA SISTEMÁTICA NA DVMF

Com o objetivo de executar os serviços de manutenção com maior rapidez, economia e qualidade, a Divisão de Manutenção de Frotas da GTR vem desenvolvendo suas atividades semelhantes à sistemática utilizada pelas Concessionárias de Veículos.

Conforme comentou Francisco Pópika, Chefe da DVMF, procurou-se levar em conta as condições de infra-estrutura existentes, dando uma dinâmica operacional integrada às necessidades de transportes da Companhia.

Basicamente a DVMF ficou dividida em Setores, ou seja:

SECAI – Setor de Controle Análise e Informações.

Responsável: **CLAUDIR DE ALMEIDA TORRES.**

SEMIN – Setor de Manutenção Interna.

Responsável: **MÁRIO ALVARO ALBERTI (Marinho).**

SEMEX – Setor de Manutenção Externa

Responsável: **ALFONSO KLEINA.**

SEPEC – Setor de Peças.

Responsável: **EDUILTON PULCIDES.**

Todo veículo ao dar entrada na DVMF é inicialmente recepcionado na cancela, onde é inspecionado e aberta uma ficha de serviço.

A seguir a ficha é encaminhada para o SECAI que se encarregará de verificar a disponibilidade do SEMIN. Se a demora para iniciar os serviços for superior a três horas o veículo é entregue ao SEMEX, que imediatamente encaminha para serviço externo. Para os serviços rápidos o atendimento é imediato.

Tanto o SEMIN como SEMEX informam ao SECAI o tempo de duração dos serviços. Esse, por sua vez, informa ao responsável pelo veículo quando deverá retirar o mesmo. O controle do tempo dos serviços executados pelos mecânicos do SEMIN é realizado através de um quadro, conforme negociação feita entre o Chefe do SEMIN e os mecânicos.

Antes de o veículo ser entregue para o usuário, passa pelo controle de qualidade, o qual tem a responsabilidade de testar os serviços executados.

Quando não é aprovado pelo Controle de Qualidade o veículo retorna ao SEMIN ou SEMEX para a nova execução dos serviços.

Todo mecânico que terminou o serviço antes do prazo estipulado terá um crédito de produtividade. Em caso contrário terá um débito. O mecânico mais produtivo durante o mês recebe um prêmio, enquanto que o menos produtivo é avaliado no sentido de saber o motivo da baixa produtividade.

Segundo Pópika, essa sistemática vem trazendo resultados altamente positivos, ou seja, aumentou a rapidez no atendimento, diminuíram as reclamações e conseqüentemente aumentou o grau de confiabilidade dos usuários.

ACIDENTES DE TRÂNSITO SÃO JULGADOS PELA CATS



Reunindo-se pela primeira vez, dia 04/09, a Comissão de Acidentes de Trânsito da SANEPAR – CATS, julgou 11 (onze) processos, dos quais nove, (Motoristas/Condutores/Dupla-Função) foram considerados CULPADOS.

Conforme procedimentos aprovados pela Diretoria, os elementos culpados serão punidos administrativamente, além de receber orientações quanto aos cuidados que deverão ter ao dirigir veículos da Companhia.

Segundo o Presidente da CATS, Cesar de Almeida Jungles, a maior preocupação da Comissão é detectar as deficiências daqueles que dirigem veículos visando propor a orientação e treinamentos necessários.

A punição, por enquanto, só ocorrerá administrativamente, pois no entendimento da Diretoria é preciso, antes de punir financeiramente, realizar um trabalho de orientação e treinamento.

Finalizando, Cesar comentou que o treinamento propriamente dito, deverá ser iniciado assim que ficarem prontos os Manuais que estão em fase final de impressão.

A CATS definiu, ainda, o "Calendário Anual de Reuniões", para julgamento de Acidentes de Trânsito Envolvendo Veículos da SANEPAR:

DATA	HORÁRIO	LOCAL
16.10.84	08:30	Sala "C"
13.11.84	08:30	Sala "C"
11.12.84	08:30	Sala "C"

Quem é Quem na GTR



Nascido em Colombo, aqui na Grande Curitiba, em 11 de junho de 1930, orgulha-se de nunca ter sido multado por infrações no trânsito. Assim é Antonio Groski, atualmente exercendo as funções de Controlador de Tráfego, na GTR/DVOF. Iniciou sua carreira na Sanepar em fevereiro de 1964, primeiramente como motorista da presidência, na época, o engenheiro Osiris S. Guimarães. Posteriormente, serviu outras áreas e nunca se esquivou do trabalho a que era designado. Nem mesmo quando passou para o transporte pesado, fazendo longas viagens (Recife, Salvador), transportando cloro. Casado com Leonir Groski, tem cinco filhos e quatro netos. Não tem preferência por clube de futebol, mas não rejeita um convite para uma boa pescaria.

BALANCEAMENTO DE RODAS

O veículo pode não demonstrar nenhum problema mais grave, ou apenas vibrar um pouco na direção após passar dos 70 ou 80 km. Com o tempo o defeito vai aumentando e você descobre que os pneus gastaram-se prematuramente.

Mesmo depois de substituir os pneus o defeito continua e ao levar ao mecânico, você fica surpreso ao saber que é necessário trocar os rolamentos da caixa de direção e as buchas da suspensão.

Tudo isso poderia ser evitado se você realizasse balanceamento das rodas a cada 5.000 km ou no máximo 10.000 km.

Chama-se balanceamento, nada mais que a colocação de contrapesos para que o conjunto roda-pneu, quando em movimento, não oscile e, conseqüentemente, não provoque vibrações que irão afetar a caixa de direção e a suspensão. Este cuidado é necessário, pois na fabricação da roda e do pneu por maiores que tenham sido os cuidados tomados é muito difícil fazer com que seu peso seja igualmente distribuído em relação ao seu eixo central.

Além dos possíveis defeitos de fabricação, há, no caso dos pneus, uma outra causa bastante comum de desequilíbrio: são as câmaras de ar remendadas por ocasião de um furo. Depois do conserto pronto, a distribuição de pesos no pneu certamente se modificará, mesmo com o cuidado de se montar o pneu na mesma posição.

Há dois processos usados para balanceamento de rodas; num a roda é retirada do carro e colocada num aparelho especial. No outro, é feito com as rodas no próprio veículo.

Nos dois processos a roda é impulsionada a alta velocidade e a partir de um determinado momento, o movimento torna-se irregular e oscilatório que aumenta na proporção da velocidade. Um painel que faz parte do aparelho, indica então o ponto onde deve ser colocado o contrapeso e o volume por anular a oscilação. Evite aborrecimentos e gastos desnecessários, faça o balanceamento periodicamente do veículo que você utiliza.

I CONCURSO DE HORTAS CASEIRAS



A Fundação Sanepar já fez a entrega dos prêmios aos vencedores do concurso de hortas caseiras, em Curitiba. O primeiro lugar coube a Arnaldo Chiarello, que recebeu das mãos do engenheiro Renato Veloso Queiroz (foto) o prêmio de cem mil cruzeiros em vale de supermercado. Em segundo lugar, ficou Círio Hoffman, que recebeu 70 mil cruzeiros em vale e, em terceiro lugar, Alberto Francisco Xavier a quem coube 50 mil cruzeiros em vale. Os prêmios incentivos foram entregues a Irene Branco dos Santos e Luiz Carlos dos Santos. A comissão julgadora foi composta pelos companheiros Miguel Becker, Renato Veloso Queiroz, Roberval Vieira e Rosângela Santos.

CONCURSO DE HORTAS CASEIRAS EM PONTA GROSSA

Em decorrência da grande aceitação e sucesso da iniciativa da Fundação Sanepar, frente a este evento, o Departamento de Serviço Social estendeu o Programa de Apoio Alimentar, através de concurso, no Sistema de Ponta Grossa. O mesmo terá a supervisão da assistente social Simone Louise Ross de Siqueira e do engº agrônomo Eduardo Felipe Guidi. A coordenação ficará sob responsabilidade da estagiária de Serviço Social Virgínia e do estagiário de Agronomia — Celso.

A primeira etapa do programa deu-se no dia 4 último quando foi proferida palestra a respeito das Hortas Caseiras, na Faculdade de Ponta Grossa, pelo engº Eduardo Guidi.

O concurso seguirá os mesmos moldes do anterior (capital) não acarretando nenhum ônus para os concorrentes: os mesmos ganharam sementes, adubo, manuais e calcário. Os prêmios serão em vales de supermercado e a premiação dar-se-á no mês de dezembro.

ATENDIMENTO PEDIÁTRICO NO AMBULATÓRIO

Comunicamos a todos os interessados que o pediatra da Fundação Dr. Lery Ribas está atendendo atualmente em dois horários e locais diversos, para facilitar aos nossos empregados.

No período da manhã, diariamente de 2ª a 6ª, atende por uma hora e meia na Fundação. No período da tarde, atende outra hora e meia em seu Hospital na Vila Hauer. As consultas em ambos os casos, podem ser feitas no ambulatório ou diretamente naquele hospital.

PLANTÃO MÉDICO-ODONTOLÓGICO AOS SÁBADOS

Desde o dia 15 de setembro, foi implantado o atendimento médico e odontológico aos sábados pela manhã, das 8 às 12 horas, no Ambulatório da Fundação.

Dessa forma, estamos atendendo reivindicações de muitos empregados da Sanepar que vinham insistindo nesse particular.

As consultas devem ser marcadas no ambulatório, como nos demais dias.

MOTOCROSS: "Pai herói lidera"

O jornal "Tribuna do Povo", de Umuarama, edição do dia 4 de setembro, escreveu o seguinte: "Foi uma grande tarde para o piloto umuaramense Valdeci Mulato, o "Pai Herói", que ganhou as três baterias da categoria Força Livre Especial, as únicas que contam ponto no Campeonato Paranaense de Motocross, na quarta etapa do certame disputada domingo passado em Umuarama. Com isso, Pai Herói isola-se na liderança da competição e pode, inclusive, sonhar com o título, algo inédito no motociclismo regional. Com a realização desta quarta prova, o Campeonato Paranaense de Motocross, de iniciativa da FPM tem um líder absoluto: Pai Herói". Após a prova de Umuarama, Valdeci, nosso companheiro do SEAFI/ERUM, disparou na liderança dessa modalidade esportiva, somando, na classificação geral, 121 pontos, enquanto o segundo colocado somava 76 pontos.



NOTAS ESPORTIVAS *

● Classificação na IV Olimpíada Global do Trabalhador: Desfile de Abertura, 4º lugar; Basquetebol Masculino, 3º lugar; Tênis de Mesa, 3º lugar; Handebol Masculino, 4º lugar; Natação Masculina, 5º lugar; Bocha, 7º lugar; Futebol de Salão, 8º lugar. Houve desclassificação nas modalidades de ciclismo, malha, Voleibol Feminino e Xadrez Misto. Na classificação geral, a Sanepar ficou em quarto lugar. Medalhas conquistadas: 3º lugar com Luiz Gonçalves Figueira (arremesso de peso), 3º lugar no Basquetebol Masculino e 3º lugar no Tênis de Mesa.

● No dia seis de outubro, a Coordenação de Esporte e Cultura, da Fundação, promoverá em Maringá o I Torneio Estadual de Futebol de Salão, com a participação de Curitiba, Ponta Grossa, Cascavel, Maringá e Londrina (duas equipes cada).

● De 13 a 27 de outubro acontecerá os XXXIV Jogos dos Servidores Públicos do Paraná. A Sanepar participará com as seguintes modalidades: atletismo, natação, tênis de mesa, voleibol, basquetebol, futebol de pelada, futebol de salão, xadrez e truco, além de atletismo e voleibol femininos.



Luiz Gonçalves Figueira, lotado na Divisão de Manutenção de Frota, onde exerce a função de latoeiro, tinha sólida razão para guardar dentro de si um certo orgulho: foi o único atleta individual na Sanepar a conquistar uma medalha na IV Olimpíada Global do Trabalhador. No arremesso de peso, obteve a medalha de bronze, sendo, por isso muito cumprimentado pelos seus companheiros de área.



Novos Convênios

CAPITAL

- SAINT-HONORÉ CALÇADOS LTDA.**
Av. Cândido de Abreu, 127 – Shopping Muller
Fone: 252-3932
Descontos: 25% à vista ou 10% à prazo.
- EMPRESA ÓTICA GLOBAL LTDA.**
Rua Ébano Pereira, 293
Rua Ermelino de Leão, 402
Descontos: 20% à vista ou 10% à prazo com uma entrada mais duas prestações.
- SALUSFARMA**
Rua XV de Novembro, 2.023
Fone: 264-3331
Desconto: 5%
- CALÇADOS CLARK**
Rua XV de Novembro, 141
Mal. Floriano Peixoto, 138
Shopping Center Pinhais
Desconto: 10% à vista.
- ACADEMIA ESPAÇO FÍSICO**
Rua Bento Viana, 591 – Água Verde
Fone: 242-2672
Modalidades: Ginástica Estética, Ginástica Masculina, Ginástica Rítmica Infantil, Jazz, Judô e Musculação.
Descontos: 15% nas mensalidades.
- DIMENSÃO ACESSORIA E PLANEJAMENTO IMOBILIÁRIO LTDA.**
Rua Visconde de Guarapuava, 5.354
Fone: 244-0133
Vantagens: casas de fino acabamento à venda em diversos bairros da cidade com poupança parcelada e desconto de 10%
- DR. YUKIO TOKUDA**
Rua Visconde de Guarapuava, 1.388
Especialidade: Prótese Dentária
- POLICLÍNICA SANTA MARTA**
Rua Eng^o Costa Barros, 139 – Vila Oficinas
Especialidades: Clínica Médica, Pediatria e Ginecologia.
Consultas: 25 US
- POLICLÍNICA SÃO CRISTÓVÃO**
Av. Presidente Kennedy, 3.013
Fone: 242-1702
Especialidades: Clínica Médica, Pediatria e Ginecologia.
Consultas: 20 US

INTERIOR

- DR. OSVALDO MITIAKI KASAI**
Rua Espírito Santo, 536 – LONDRINA
Especialidade: Odontologia.
- DR^a IVONE EMICO KASSAI**
Rua Santa Catarina, 86 – 2^o andar – LONDRINA
Especialidade: Odontologia
- DR. PAULO NOBUHIDE TAMINATO**
Rua Senador Souza Naves, 09 – 10^o andar – LONDRINA
Especialidade: Psicologia
Consultas: 25 US
- DR^a MARIA ELY SOZZO ROCCHI**
Rua Senador Souza Naves, 09 – 10^o andar – LONDRINA
Especialidade: Psicologia
Consultas: 25 US
- DR^a VERA ALICE GOUVÊA DE CAMARGO**
Rua Senador Souza Naves, 09 – 10^o andar – LONDRINA
Especialidade: Psicologia
Consultas: 25 US
- BETOFARMA – COMÉRCIO DE PRODUTOS FARMACÉUTICOS LTDA.**
Rua 4 de Dezembro, 1.266 – PARANACITY
Desconto: 10%
- DR. NORBERTO DOS SANTOS**
Rua Mal. Castelo Branco, 249 – ASSIS CHATEAUBRIAND
Especialidade: Otorrinolaringologia
- HOSPITAL SANTA RITA**
Rua José Marques, 441 – GOIO-ERÉ
Especialidades: Clínica Médica, Pediatria, Ginecologia e Obstetrícia.
Consultas: 20 US.

HOTÉIS CONVENIADOS DO PARANÁ

Atendendo solicitações do interior, estamos publicando novamente a relação dos Hotéis conveniados com a Fundação até a presente data.

APUCARANA

- Casa Rosa Hotel
Av. Curitiba, 1.799
Fone: 22-2011
Desconto: 15%
- Hotel Central
Av. Curitiba, s/n^o
Fone: 22-1455
Desconto: 20%
- Kosmos Hotel
Rua Rio Branco, 519
Fone: 22-0393
Desconto: 10%

CASCADEL

- Copas Verdes Hotel
Av. Brasil, 2.275
Fone: 23-0942
Desconto: 10%
- Hotéis Deville
BR 277 Km 592
Fone: 23-5365
Desconto: 20%

FOZ DO IGUAÇÚ

- D. Pedro I Palace Hotel
Rod. Cataratas, Km 3
Fone: 74-2576
Desconto: 20%
- Foz Presidente Hotel
R. Xavier da Silva, 918
Fone: 74-2576
Desconto: 20%
- Hotel Salvatti
Rua Rio Branco, 577
Fone: 74-2747
Desconto: 20%

CORNÉLIO PROCÓPIO

- Concord Hotel
Av. Alb. Carazzai, 856
Fone: 23-2376
Desconto: 10%
- Hotel do Norte
Rua Mal. Deodoro, 219
Fone: 23-1722
Desconto: 10%

GUAÍRA

- Hotel 7 Quedas
Av. Otávio Tosta, 385
Fone: 42-1373
Desconto: 20%
- Rede de Hotéis Guarujá
Rua Alvorada, 400
Fone: 42-1132
Desconto: 10%
- Hotéis Deville
Rua Paraguai, 1.205
Fone: 42-1617
Desconto: 20%

GUARATUBA

- Hotel Santa Paula
R. Visc. Rio Branco, 650
Fone: 42-1540
Desconto: conf. tabela

CIANORTE

- Hotel Globo
Av. Maranhão, 102
Fone: 22-1307
Desconto: 10%
- Tokio Palace Hotel
P. Raposo Tavares, 25
Fone: 22-1308
Desconto: 10%

LONDRINA

- Gávea Palace Hotel
Av. São Paulo, 266
Fone: 23-8190
Desconto: 15%
- Hotel Bandeirantes
Av. Paraná, 207
Fone: 23-8490
Desconto: 15%
- Hotel Bourbon
Al. Miguel Blasi, 40
Fone: 23-7676
Desconto: 20%
- Hotel Igapó
R. Souza Naves, 411
Fone: 23-3118
Desconto: 10%
- Hotel Monções
Rua Maranhão, 65
Fone: 23-9002
Desconto: 10%
- Nóbile Hotel
R. Hugo Cabral, 389
Fone: 22-6655
Desconto: 10%

MARINGÁ

- Hotel Bandeirantes
P. Franco F. Costa, 190
Fone: 22-1027
Desconto: 10%
- Hotéis Deville
Av. Herval, 26
Fone: 23-0311
Desconto: 20%

PARANAVAÍ

- Hotel Elite
Av. Get. Vargas, 1.475
Fone: 22-0091
Desconto: 10%
- Grande Hotel Paranaivaí
Av. Get. Vargas, 1.535
Fone: 22-0765
Desconto: 10%

PATO BRANCO

- Hotel Província
Rua Tamoio, 984
Fone: 24-3498
Desconto: 10%

PONTA GROSSA

- Vila Velha Hotéis e Tur.
R. Balduino Taques, 123
Fone: 24-2200
Desconto: 10%

UMUARAMA

- Hotel Presidente
Av. Rio Branco, 3.854
Fone: 23-1219
Desconto: 15%
- Hotel Olinda Palace
Av. Flórida, 4.069
Fone: 23-1434
Desconto: 10%

GUARAPUAVA

- Hotel Adria
R. Vic. Machado, 1.758
Fone: 23-1974
Desconto: 10%
- Hotel Atalaia Palace
R. XV de Nov., 3.340
Fone: 23-2992
Desconto: 20%

- Hotel San Martin
R. XV de Novembro, 3.386
Fone: 23-2111
Desconto: 20%

CURITIBA

- Caravelle Palace Hotel
R. Cruz Machado, 282
Fone: 223-4323
Desconto: 30%
- Filadelfia Hotel
R. Gal. Carneiro, 1.094
Fone: 234-4966
Desconto: 30%
- Hotel California
Av. Afonso Camargo, 279
Fone: 222-7548
Desconto: 10%
- Hotel Eduardo VII
Praça Tiradentes,
Fone: 232-4033
Desconto: 20%
- Hotel Itamarati
R. Tibagi, 950
Fone: 222-9063
Desconto: 20%
- Hotel Doral Torres
Av. Mariano Torres, 951
Fone: 233-8228
Desconto: 10%
- Hotel Lancaster
R. Vol. da Pátria, 91
Fone: 223-8953
Desconto: 10%
- Hotel Tibagi
R. Carlos de Carvalho, 9
Fone: 223-3141
Desconto: 20%
- Limas Hotel
R. Dez. Motta, 1.680
Fone: 223-5621
Desconto: 20%
- Novo Hotel Marcassa
Av. Sete de Setembro, 2.516
Fone: 223-2933
Desconto: 10%
- Piratini Hotel
Av. Sete de Setembro, 1.951
Fone: 223-7995
Desconto: 15%
- Plaza Hotel
Av. Luiz Xavier, 24
Fone: 222-2513
Desconto: 20%
- Presidente Hotel
R. Dez. Westphalen, 33
Fone: 232-4122
Desconto: 10%
- San Raphael Hotel
Av. Sete de Setembro, 1.948
Fone: 233-9721
Desconto: 10%
- Savoy Hotel
R. João Negrão, 568
Fone: 223-7191
Desconto: 20%
- Tourist Universo Hotel
Praça Osório, 63
Fone: 233-5816
Desconto: 10% p/ 1 pessoa.
15% p/ 2 ou + pessoas.

PERFIS DE UMA CIDADE

(Crônica de Vieira Filho)

DIÁRIO DOS CAMPOS — Ponta Grossa, 26/09/84

A tarde finda. Uma garoa fina, fria, impertinente molha a cidade e os seus habitantes. Num dos canteiros de obras da SANEPAR os operários estão terminando a tarefa do dia. As últimas pasadas de lama são colocadas sobre o barro acumulado junto ao tapume que protege a rua. Alguns operários limpam e recolhem a ferramenta de trabalho.

Os operários estão cansados e molhados. Trabalharam o dia inteiro no sulco profundo e encharcado da valeta onde depositam os tubos de esgoto e canos do abastecimento de água. Rostos e mãos sujos de barrô, fisionomias expressando ao mesmo tempo a canseira e a alegria da jornada de trabalho vencida.

Quem são eles, quais os seus nomes, onde moram, de onde vieram e o quanto ganham para trabalhar assim tão rudemente sob a intempérie, talvez somente o feitor ou o empreiteiro possam responder essas perguntas que faço olhando do conforto do meu carro enquanto passo lentamente pela estreita nesga de calçamento que resta no leito da rua.

Envolvo-os nas vibrações da minha simpatia e da minha gratidão. Eles, os anônimos irmãos operários, estão trabalhando para o nosso bem estar e para o nosso benefício. Mais água, melhor rede de coleta de esgoto para a higiene e saúde da cidade e do seu povo. São os obreiros do progresso que ali trabalham em condições adversas, insalubres e por vezes perigosas, tudo para que Ponta Grossa tenha um serviço de saneamento básico à altura do seu progresso.

As ruas estão esburacadas, diminuídas no seu leito de rolamento. Os passeios revolvidos, as passagens difíceis e no entanto toda essa mexida, essa sujeira e mesmo o desconforto que momentaneamente muitos de nós enfrentamos, significam que Ponta Grossa não está esquecida pelo governo estadual.

Sei que tem muita gente reclamando pela abertura dessas trincheiras, como dizem alguns. No entanto, ontem ouvi do meu amigo Franklin Wagner uma opinião otimista e feliz.

Dizia ele: "Como é bom a gente ver essa mexida toda, atendendo nossos apelos. Quanto tempo a população reclamou porque em nossa cidade não faziam nada. Essas obras representam ao atendimento das nossas reivindicações e também mais trabalho para muita gente. Isso significa progresso".

Então eu lembrei dos operários saindo sujos e molhados do seio do solo que eles rasgaram com suas ferramentas para implantar uma rede de água e um sistema de coleta de esgoto. Era fim de tarde e aqueles homens estiveram trabalhando numa tarefa muito importante.

Estavam cansados e possivelmente seu salário não lhes permite uma alimentação ideal. Contudo, eles estão empregados. São trabalhadores que nesta hora difícil tem a ventura de estarem trabalhando, de estarem ativos e ganhando num labor árduo e com o suor do rosto o pão de cada dia.

Isso nos dias que correm é uma benção. Porque triste é a situação dos desempregados, que dariam pulos de alegria se pudessem estar ali naquele trabalho rude ganhando o sustento para si e para a família.

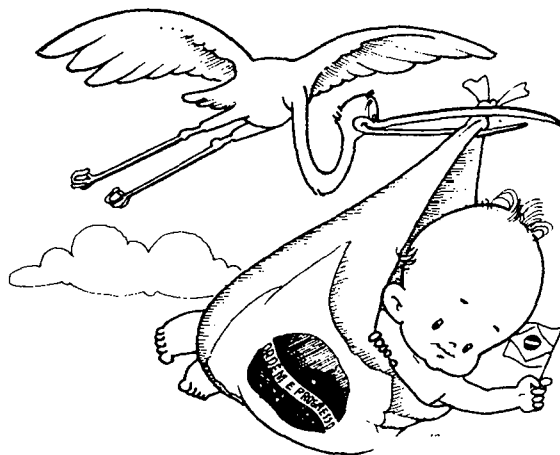
Dois perfis importantes se somaram na minha observação no fim da tarde chuvosa e fria. A cidade sendo enriquecida pela ampliação dos recursos do saneamento básico e homens trabalhando, empregados. Sijos de barro, cansados, suando, mas garantindo um salário que mesmo insuficiente ainda é algo muito melhor que ficar de braços cruzados na angústia dolorosa do desemprego. E no silêncio do meu espírito agradei a Deus a visão que iluminou de esperanças aquele final de um dia frio, cinzento e chuvoso, mas que tinha dentro de si o sol do trabalho e do progresso.

INFANTIL



Esta é a Mariele Campanha, no ensaio de seus primeiros passos, na festa junina. É filha de Osmar Campanha e Sueli Aparecida Dias Medeiros Campanha. Osmar está lotado na SEATE/ Escritório Regional de Cascavel.

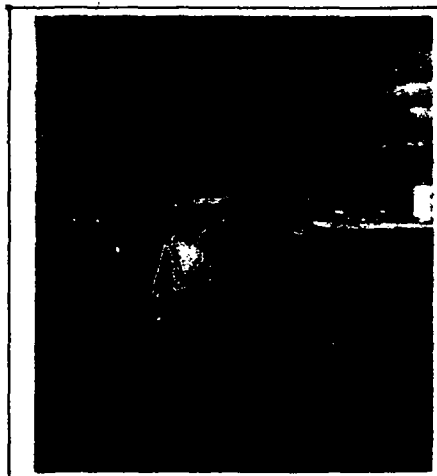
GAROTO PATRIOTA



Foi no dia 7 de Setembro, em Londrina, que nasceu o garotão Eduardo de França Ribeiro, pesando 3.150 kg. É filho de Leci e José Ribeiro Sobrinho, topógrafo da DVEX-GPE/SRN. Nada como ter um filho nascido em pleno dia da Independência do Brasil.

E A COBRA VOLTOU

Você conhece o Jararacuçu Dourado? Ou Jaracuçu, como é conhecido pelo nosso caboclo? Pois foi um destes exemplares que apareceu no Distrito de Mauá, polarizado de Apucarana, e foi capturado por Evane L. Rodrigues e Francisco S. Alves, lotados no SEATE/ERAP. É um réptil ofídio, da família dos crotalídeos, que pode medir até 2,20 m. É, também, chamado de Jararacuçu-verdadeiro, Surucucu-tapete, Urutu-dourado, Urutu-estrela, Surucucu-dourado e patrona.



Evane (à direita) e Francisco ambos do SEATE, capturaram a Jararacuçu Dourada, no sistema de captação de Mauá no dia 17/08/84, com aproximadamente 2,10 m de comprimento.

PLACAR DE ACIDENTES DE TRABALHO



CIPA/ERAP

Os integrantes da CIPA/ERAP estão com a corda toda. Inauguraram no último dia 5 de setembro, um Placar de Acidentes, no Escritório Regional de Apucarana. Como mostra o Placar, já atingiram um recorde de 266 dias sem acidentes de trabalho.

O Placar é uma ótima idéia já que motiva os empregados a tomar todos os cuidados para evitar problemas para si mesmos e seus companheiros de trabalho.

MUITO ATIVA A CIPA DE LONDRINA



Reunião da Cipa de Londrina

A CIPA — Comissão Interna de Prevenção de Acidentes, da SANEPAR de LONDRINA, está realizando atividades diversificadas com o objetivo de atingir mais rapidamente sua finalidade, a segurança no trabalho. No último dia 31 de agosto, a convite da CIPA de LONDRINA, o médico sanitário e deputado estadual, Márcio de Almeida fez uma palestra sobre "Medicina, Higiene e Saúde no Trabalho", para grande número de empregados da SANEPAR de Londrina, Cornélio Procópio e Apucarana. A palestra desencadeou um animado debate, onde os participantes levantaram suas dúvidas e deram sugestões para um melhor desempenho da CIPA. Uma das propostas foi a realização de um "Rodão" de Debates nos dias 04 e 05 de outubro, reunindo empregados de toda a S.R.N., onde será discutida a CIPA nos seus mais variados aspectos, visando o desenvolvimento de um trabalho realmente eficaz.

ELEIÇÕES EM LONDRINA

A Sanepar (Londrina) viveu nos dias 25, 26 e 27 de setembro um clima de muita animação: houve eleição para a escolha da primeira diretoria da Associação dos Empregados da Sanepar. Francisco Carlos Orthmeyer, chefe do setor administrativo da SRN, na cabeça da chapa "Pioneira", e Jonathias de Oliveira, responsável pela manutenção de redes de água e de esgoto, do Escritório Polo de Londrina, liderando a chapa "Unidade", disputavam a presidência da associação. A decisão de formar uma associação foi tomada após pesquisa realizada pela Assessoria de Imprensa da SRN, abrangendo 303 empregados da Sanepar de Londrina. Na ocasião, constatou-se que 92,06 por cento eram favoráveis à criação de uma associação que, além de oferecer infra-estrutura para a realização de várias atividades sócio-esportivas-culturais, atuasse também como instrumento de união e conscientização do pessoal.

Curso de Pitometria na SRN

Na Superintendência Regional Nordeste foi realizado em agosto um curso de Pitometria, destinado a dotar os empregados recém-contratados e os recém-enquadrados da DVMP/GPE/SRN, de conhecimentos na área, capacitando-os ao desempenho de suas funções. Mário Augusto Baggio, gerente de Planejamento e Engenharia, da SRN, e o engenheiro Roberto Shigeru Takashina, ministraram a parte teórica e os técnicos Sérgio Roberto Bahls, João Alberto Barraviera, Paulo Pereira da Silva e Antonio Fineto, foram os responsáveis pelas aulas práticas. O programa do curso foi dividido em 36 assuntos, abordando as várias etapas da pitometria.



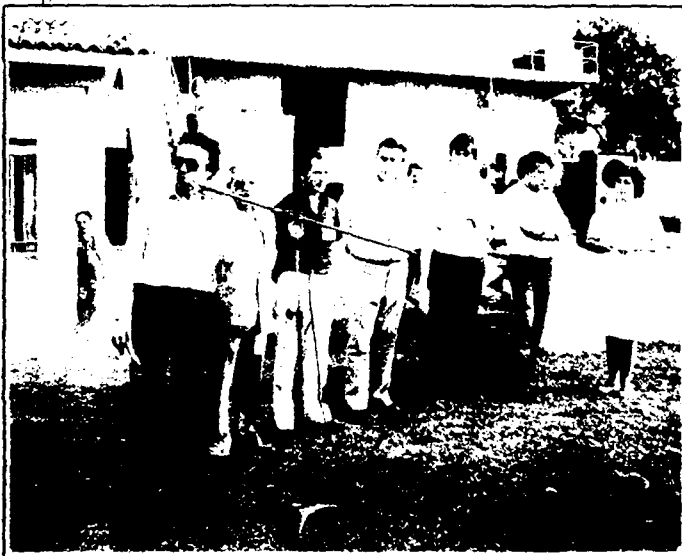
Aula do Curso de Pitometria na Sanepar de Londrina.



Aula prática do Curso de Pitometria da Sanepar de Londrina.

Diálogo

ANO VIII - SETEMBRO DE 1984 - Nº 99



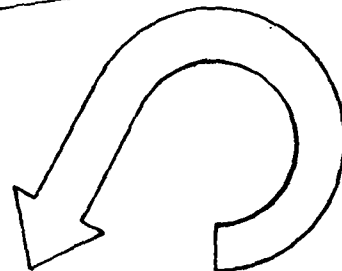
A legendaria cidade da Lapa, área de influência da Grande Curitiba, tem um novo sistema de abastecimento de água, inaugurado dia quatro de setembro pelo secretário do Interior, Nelson Friedrich, e pelo diretor-presidente da Sanepar, Fabiano Campêlo.



Oitocentos e 15 habitantes do Distrito de Mariental, Município da Lapa, já estão recebendo em suas residências água potável, através do sistema inaugurado pela Sanepar.



Esta é a primeira turma, em Curitiba, do curso de Manutenção de Cadastro de Consumidores, num treinamento que abrangeu as maiores cidades do nosso Estado. Pag. 4



O ex-governador de Minas Gerais, Tancredo Neves, pela Frente Liberal (foto) e o deputado federal Paulo Maluf, pelo PDS, participaram em Brasília do Encontro de Política Nacional de Saneamento Básico, promovido pela ABES e pela Comissão de Saúde da Câmara Federal. Todas as companhias de saneamento básico do País estiveram presentes, ouvindo as propostas de trabalho dos dois candidatos à sucessão presidencial. Pag. 3



Diálogo

Órgão de Divulgação Interna Mensal da
Companhia de Saneamento do Paraná
- SANEPAR -

Expediente

Diretor Responsável
Oswaldo Nallim Duarte
Reg. Prof. 622/DRT

Revisão:
Dalton Ríspoli

Fotografia:
Carlos Amaral

Distribuição:
Ney M. da Silva

Colaboradores:
Rosilda Hoogevonink
Beatriz Roppel
João Gutierrez Neto
Mônica Bianchi

Tiragem:
4.000 exemplares

Diagramação, montagem e impressão:
Editora Posigraf Ltda.
Av. Winston Churchill, 1170
Fone: 246-8511

Notas

ÁGUA POTÁVEL PARA PESCADORES

A SANEPAR já está levando os benefícios da água potável para a Colônia de Pescadores de Caieiras, no município de Guaratuba. A obra foi concluída nos meses de julho e agosto, beneficiando 72 famílias. Os recursos utilizados são do Pró-Rural.

RECONHECIMENTO

O TRABALHO que estamos desenvolvendo no sentido de interiorizar mais o Diálogo tem sido reconhecido através de manifestações recebidas por parte de colegas de diversos sistemas. O nosso empenho é no sentido de ampliarmos ainda mais e para isso renovamos o pedido para que nossos colegas do interior não só agilizem, mas aumentem ainda mais a participação, enviando-nos periodicamente matérias para serem publicadas.

QUEM SE HABILITA

LEMBRAMOS MAIS uma vez: há um espaço reservado para noticiários sociais, como casamentos, noivados, formaturas, bodas de prata, de ouro, etc. E, há, também, uma coluna infantil, basta que nos enviem fotos dos acontecimentos, com os respectivos dados.

ÍNDICE SINÓPTICO

Entre outros assuntos, leia nesta edição: Lapa ganha novo sistema de água; Saneamento ou Morte: reunião de Brasília; Atendentes Comerciais do 195 participam de seminário de desenvolvimento; IV Encontro de Secretárias; Treinamento para manutenção do cadastro de consumidores; Acidentes de trânsito serão julgados pela CATS. E mais: Noticiário de Londrina, Ponta Grossa; Notas Esportivas e uma crônica "Perfis da Cidade", na página 11.

VISITA

NOS PRIMEIROS dias de outubro a Sanepar receberá a visita do engenheiro Guillermo Martinez, diretor do Serviço Nacional de Saneamento, Senasa, do Paraguai. Virá conhecer os setores de planejamento e desenvolvimento gerencial.

IN MEMORIAN

NO DIA nove de outubro será lembrado postumamente nosso ex-colega e companheiro Rosaldo Marx, no seu primeiro ano de falecimento. Um profissional da arte da fotografia, que deu muito de si, na Sanepar, durante os seis anos que conviveu conosco. E que, desaparecido prematuramente, deixou saudades entre nós.

CURSO DE ARTESANATO

A FUNDAÇÃO Sanepar, através do Departamento de Serviço Social, promoverá nos meses de outubro e novembro cursos de artesanato, entre os quais, sachês (cêra e sabonete), pintura em gesso e tecido, arranjos de Natal, cartões, bombons e bolachas. Os cursos se destinam às esposas dos empregados da Companhia e/ou dependentes, maiores de 12 anos, e serão realizados duas vezes por semana, das 14 às 17 horas. Para quem percebe mais do que três salários mínimos, será cobrada uma taxa referente ao material usado. Informações complementares poderão ser obtidas com Simone, pelos ramais 122 e 246.

NA COLÔMBIA

TENDO EM vista os resultados obtidos nas pesquisas relacionadas com o tratamento de esgotos, a Sanepar foi convidada a apresentar uma palestra no dia 16 de outubro, em Cali, na Colômbia, num seminário promovido pelo Governo holandês. O palestrista será o engenheiro Celso Savelli Gomes e a viagem patrocinada pelo governo colombiano. Outra palestra, com idêntico teor, Savelli fará no MIT, University of Massachusetts, com as despesas de viagem sendo pagas pela Academia de Ciência dos Estados Unidos, que está interessada na aplicação prática dos resultados desta pesquisa nos Estados Unidos.

BIBLIOTECA INFORMA MATERIAL BIBLIOGRÁFICO RECEBIDO

01. Comentários às decisões do Supremo Tribunal Federal em matéria trabalhista; volume 2 - JOSÉ ALBERTO COUTO MACIEL.
02. Comentários as súmulas processuais do TST - MANOEL ANTONIO TEIXEIRA FILHO.
03. Compêndio de direito do trabalho; parte geral e contrato individual de trabalho - CARLOS ALBERTO BARATA SILVA.
04. Diagnóstico microbiológico - W. ROBERT BAILEY.
05. Dicionário de direito do trabalho - ALUYSIO SAMPAIO.
06. Direito administrativo brasileiro - HELY LOPES MEIRELLES.
07. Direito municipal brasileiro - HELY LOPES MEIRELLES.
08. Direito sumular - EMILIO GONÇALVES.
09. Do mandado de segurança - JOSÉ CRETELLA JÚNIOR.
10. Os embargos de declaração na justiça do trabalho - MANOEL ANTONIO TEIXEIRA FILHO.
11. Empresas públicas e sociedades de economia mista - LUCIA VALLE FIGUEIREDO.
12. Execução trabalhista: estática, dinâmica, prática - JOSÉ AUGUSTO RODRIGUES PINTO.
13. Manual de direito do trabalho; direito individual do trabalho, volume 2 - OCTÁVIO BUENO MAGANO.
14. Microbiologia e Imunologia - OTTO BIER.
15. A norma processual trabalhista: algumas reflexões - SÉRGIO FERRAZ.
16. Perguntas e respostas, imposto de renda pessoa jurídica - MINISTÉRIO DA FAZENDA.
17. Princípios de direito administrativo - RUY CIRNE LIMA.
18. Procedimento sumaríssimo - MILTON SANSEVERINO.
19. Processo civil no processo trabalhista - ALCIDES DE MENDONÇA LIMA.
20. O que você deve saber sobre testamento - HELINA DE MOURA LUZ ROCHA.

MERCADO LIVRE

TERRENO

Vende-se. Localizado na Planta Califórnia, em Santa Cândida. Área de 13 x 30. Tratar com Rita. Ramal 378.

APARTAMENTO

Vende-se. Todo acarpetado, com quatro quartos, dois banheiros, garagem para dois carros. Cr\$ 3.000.000,00. Aceita-se troca. Tratar com Francisco, ramal 120.

MOTO YAMAHA

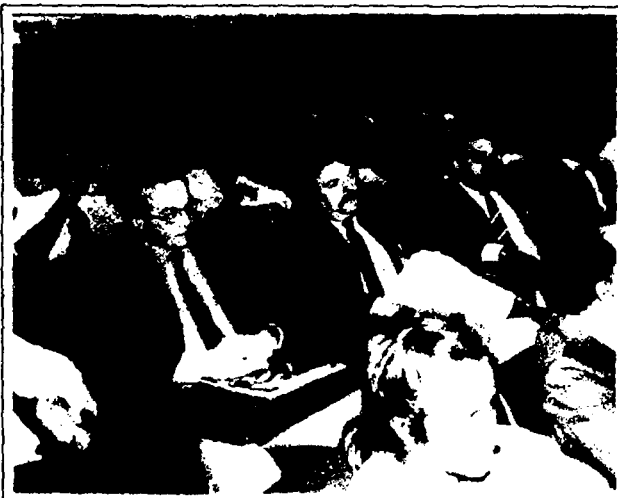
Vende-se. Ano 84. Zero quilômetro. Cr\$ 2.450.000,00, mais 24 prestações do consórcio. Aceita-se troca por CB-400, 81 ou 82. Tratar com Geni. Ramal 147.

CASA NA PRAIA

Vende-se, de alvenaria, na Praia Riviera I, com 82 metros quadrados. Garagem, churrasqueira. Cr\$ 14 milhões. A combinar. Tratar pelo ramal 291.

SANEAMENTO OU MORTE

"No Brasil, 20 milhões de pessoas sem água e 60 milhões sem serviços de esgotamento sanitário". "No Brasil, 100 entre 1.000 crianças morrem antes de completar o primeiro ano de vida, por falta de saneamento básico". Estas frases, com efeitos emocionais, marcaram profundamente o Encontro de Política Nacional de Saneamento Básico, programado



pelas 26 companhias de saneamento básico do Brasil sob a orientação da Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES e realizado no Auditório Nereu Ramos, da Câmara dos Deputados, que promoveu o evento através da Comissão de Saúde.

O objetivo maior do encontro, no qual o documento "O Saneamento e a Conjuntura Política, Social e Econômica" - tema central dos debates - foram as presenças dos candidatos à Presidência da República, Tancredo Neves, pela Frente Liberal e Paulo Maluf, pelo PDS. A comunidade ligada diretamente aos problemas do saneamento básico no Brasil queria ouvir dos candidatos à sucessão do presidente Figueiredo, propostas de trabalho à área de saneamento no próximo governo. O primeiro a falar foi Tancredo Neves que, munido de um documento com conhecimento da real situação do setor, prometeu dar prioridade ao setor no seu governo.

Paulo Maluf, por sua vez, fez um breve histórico sobre sua atuação na área de saneamento como prefeito da cidade de

São Paulo e governador do Estado sem, contudo, apresentar alguma proposta à área no próximo governo, caso seja o vitorioso no Colégio Eleitoral. Mas não deixou de afirmar que dará destaque especial à medicina preventiva na sua gestão no Palácio do Planalto. Cerca de 500 pessoas, entre dirigentes de companhias de saneamento básico, técnicos do setor, engenheiros, pesquisadores, cientistas e políticos estiveram presentes ao encontro, que resultou em amplos debates cujos rumos norteariam uma política coerente para o saneamento básico no Brasil.

O presidente da Sanepar, Fabiano Campêlo, presente ao encontro, disse que reuniões como esta objetivam conscientizar os políticos a darem uma atenção maior ao setor de saneamento básico. Enfatizou que o setor não pode ficar relegado a plano inferior, com sérios riscos à população brasileira futura. O Paraná esteve representado também pelos deputados Borges da Silveira e Pedro Sampaio, além do secretário Nelton Friedrich e pelo chefe de gabinete da Sanepar, Nazem Bufrem.

LAPA GANHA NOVO SISTEMA DE ÁGUA

A legendaria cidade da Lapa dispõe, atualmente, de um sistema de abastecimento de água que atende plenamente as suas necessidades atuais e futuras. O novo sistema, ampliado e melhorado, foi inaugurado pelo secretário do Interior, Nelton Friedrich, em solenidade que contou com a presença dos diretores da Sanepar, Fabiano Campêlo e Flávio Guimarães, além do prefeito Wilson Montenegro, do deputado estadual Erwin Bonkoski, do presidente da Cohapar, Theobaldo Machado, dos vereadores Bento Farias e Izolina B. Floriano, e do conselheiro da Sanepar, Antonio Carlos Sera.

Nas obras de ampliação do sistema foram investidos recursos de 822 milhões de cruzeiros. Elas beneficiam uma população de 15 mil habitantes, tendo sido reforçados os setores de captação, no rio Calixto, e o de produção de água tratada, bem como efetuadas melhorias junto ao setor de tratamento. O sistema conta com um novo reservatório enterrado com capacidade para 750 mil litros de água, estando interligado a outros dois reservatórios existentes, com capacidade total para 500 mil litros. Nas obras foram assentados quase dez mil metros de rede de distribuição, ao longo dos quais foram efetuadas 66 novas ligações domiciliares.



Fabiano Campêlo, prefeito Wilson Montenegro, secretário Nelton Friedrich, deputado Erwin Bonkoski e a vereadora Izolina Floriano desatam a fita inaugural do novo sistema da Lapa.

 **ÁGUA POTÁVEL PARA MARIENTAL**

Localizado numa região de intensa atividade agrícola, o Distrito de Mariental, no Município da Lapa, já tem o seu sistema de abastecimento de água. Ele foi inaugurado em meio a uma festiva solenidade onde o ponto alto foram as manifestações da população simples daquela localidade de agradecimento pelo benefício que estavam recebendo por parte do Governo do Estado, no ato representado pela Secretaria do Interior e pela Sanepar.

O sistema de abastecimento de água de Mariental foi construído com recursos do Projeto Integrado de Apoio ao Pequeno Produtor Rural, Pro-Rural, investindo-se 163 milhões de cruzeiros. Mas, o secretário Nelton Friedrich, ao falar no ato da inauguração, deixou claro que o significado maior do acontecimento não era o investimento da obra, mas sim os benefícios que a mesma representava em termos de melhoria de qualidade de vida da po-

pulação. O sistema beneficia, nesta etapa, 815 habitantes. Conta com uma estação de tratamento, com capacidade para 269 mil litros/dia e um reservatório elevado, de políester reforçado com fibra de vidro, para 25 mil litros de água. A rede de distribuição tem uma extensão de 8.645 metros, ao longo dos quais foram executadas 163 ligações domiciliares.



ATENDENTES COMERCIAIS DO 195 PARTICIPARAM DE SEMINÁRIO DE DESENVOLVIMENTO

Atendendo à solicitação da Superintendência Metropolitana e Chefia da Divisão de Atendimento ao Usuário, a GRH/DVDP realizou no dia 1.º de setembro, o 1.º Seminário de Desenvolvimento para Atendentes Comerciais do 195. O evento, que foi conduzido pela psicóloga Zafde Enilza Valles de Sá Mazarotto, da SAD/GRH, teve por finalidade propiciar às Atendentes Comerciais oportunidades de análise e equacionamento das dificuldades encontradas na relação com o usuário e com o grupo de trabalho e foi concluído com êxito, principalmente, devido à elevada motivação do grupo em atingir melhores níveis de desempenho.



O Seminário, que faz parte de um plano de aperfeiçoamento da área comercial da SANEPAR, deu início a uma série de eventos voltados, especificamente, às necessidades de cada setor,

incluindo-se os seminários para o Atendimento Personalizado e para o Controle, que estarão sendo realizados nos dias 15 e 29 deste mês.

Estiveram presentes na abertura do referido seminário, os Superintendentes Metropolitanos e Administrativo, eng.º Marcos Antonio Bezerra da Silva e Antonio Carlos Schwertner, respectivamente, o chefe da Divisão de Atendimento ao Usuário, Antonio Roberto da Silva e Sergio T. Miyazaki, também da DVAU.

Participaram do evento:

- Neuselita Machado
- Margarete Belmiro Amélia
- Helena Francisca Rosa
- Dulcinéia Mesatto
- Maricléia do Rocio Santos
- Tereza Maria Rodrigues
- Maria Lúcia Rodrigues
- Rosângela Liali
- Vilma Aparecida B. Borcate
- Ivonete Rode
- Tânia Rodenbusch
- Silnara Fernandes de Deus
- Elizete Vieira da Costa
- Zilah Batista dos Santos



**SANEPAR: BOM DIA!
SANEPAR: BOA TARDE!!**

Evidentemente, o usuário que necessita dos préstimos da SANEPAR, quer seja para fazer uma reclamação ou solicitar serviços, escuta estas palavras, proferidas de maneira simpática e amável pela nossa Atendente Comercial.

Quase poucos a veem em sua faina diária, mas todos a ouvem e percebem a sua marcante, incansável e vigilante presença no atendimento dos reclamos e serviços solicitados pelos usuários ou em defesa dos interesses da Empresa.

Elogiada, não envaidece; tratada com agressividade não esmorece. Atende a todos com a mesma gentileza e grandiosidade que lhe é peculiar.

Diante da explosão do usuário, seu caráter é calmo, a sua verdadeira força e convicção não é a do mar enfurecido que tudo arrebatava, mas sim a do rochedo imóvel que a tudo resiste.

Símbolo da compreensão, humildade, educação, competência e dedicação, a Atendente Comercial é portadora de um desempenho exemplar, honrando o nome da SANEPAR, fortalecendo uma imagem já consolidada de empresa responsável e eficiente em seus serviços de saneamento básico.

Diante de um trabalho organizado e disciplinado, a Atendente Comercial, por seu ideal elevado, sentimento generoso e de severa e inabalável elaboração, atua com eficiência, constituindo-se no elo principal entre a SANEPAR e seus usuários.

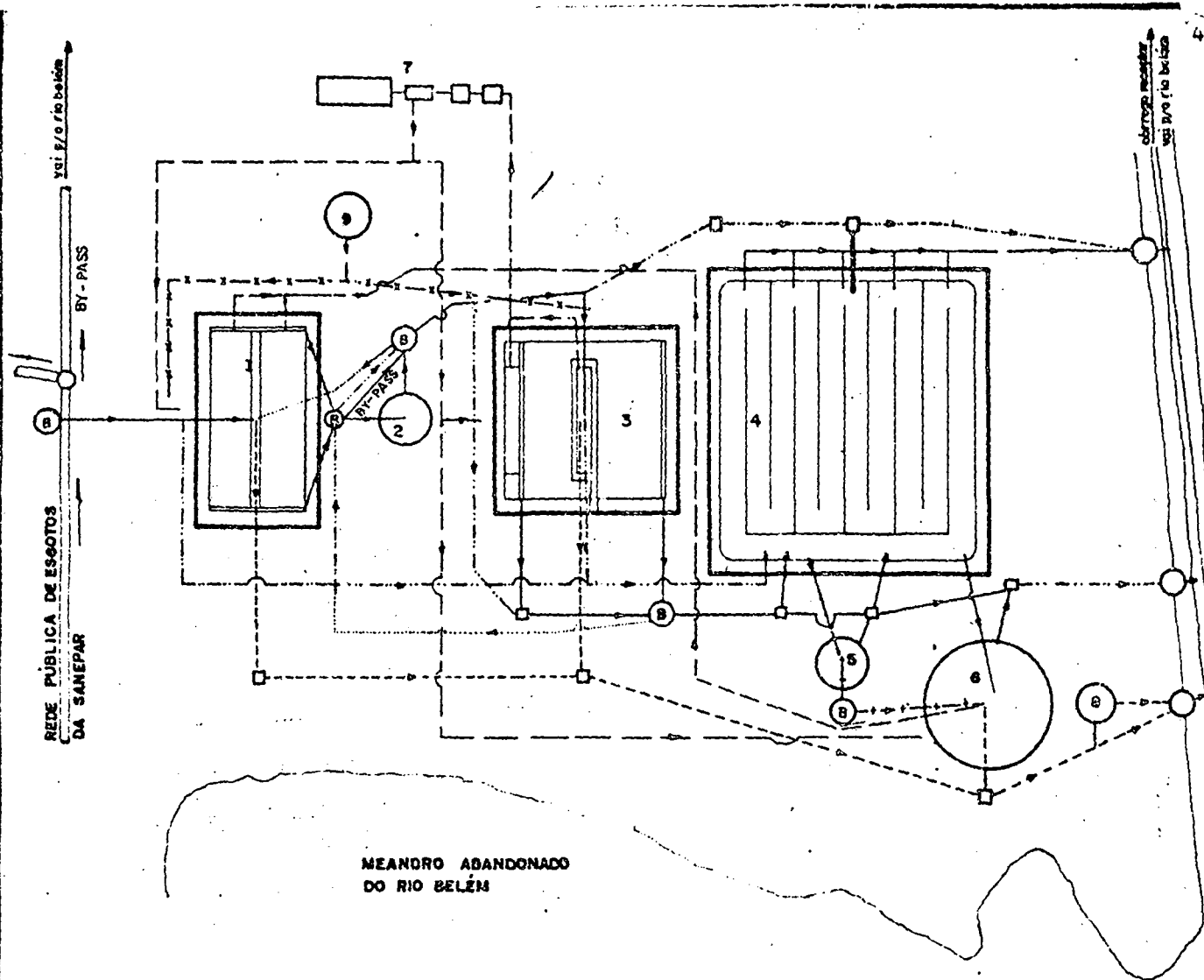
Orgulhamo-nos de você, Atendente Comercial!

IV Encontro de Secretárias



Objetivando proporcionar conhecimentos básicos sobre comportamento humano e produtividade, bem como levantar e selecionar idéias que poderiam reduzir despesas e aperfeiçoar métodos de trabalho, a GRH/DVDP realizou de 13 a 16 de setembro do ano passado o Seminário de Desenvolvimento Interpessoal e Produtividade para secretárias, da qual participaram 54 secretárias, subdivididas em três turmas. Após a realização das três turmas do seminário, foi proposta a formação de grupos de produtividade, onde as interessadas se reuniriam periodicamente na parte da tarde, para análise de problemas inerentes às funções de secretárias e para abordagem de temas livres. Nessas reuniões, é escolhida uma coordenadora que se responsabiliza pela remessa do respectivo relatório à GRH/DVDP.

Seguindo esta metodologia, já foram realizados quatro encontros de secretárias, o último deles no dia 22 de agosto passado. Na ocasião, foram abordados os seguintes temas: Educação Permanente (pela nossa colega Regina Schumperger, técnico em treinamento) e Controle de Natalidade (pela médica do trabalho, da Sanepar, Keti Stylianos Patsis). Participaram deste IV Encontro de Secretárias: Leonotildes M. dos Santos (DSG/DVCM), Ivonete Mazzucco de Souza (SME/EMCB), Vera Denize M. de Lara (DE/GPP), Suelene L. Feltrin Sandes (SME/GPE), Edclair Pacheco de Amorim (SAD/GRH), Lídia Elizabeth N. Pagliose (CSP/GTI), Sirlei Szbut (DP/CSP), Rosilda R. Prodócimo Hoogevonik (CGP/NCS), Irene Machado Costa (DE), Marilene Vaccari Constanki (CSP/GTI), e Joana K. Muriel Szymanski, que foi a coordenadora.



- 1 - DECANTADOR-DIGESTOR PRIMÁRIO
- 2 - FILTRO BIOLÓGICO INTERMITENTE
- 3 - DECANTADOR-DIGESTOR SECUNDÁRIO
- 4 - LAGOA AERÓSIA INTERMITENTE
- 5 - DECANTADOR DORMINDO DE ALGAS
- 6 - DECANTADOR-DIGESTOR DE ALGAS
- 7 - PURIFICADOR, COMPRESSOR E RESERVATÓRIO DE BIOGÁS
- 8 - DEPÓSITO DE HUMUS
- 9 - DEPÓSITO DE ESGOTO BRUTO

- ESÓTO DOMÉSTICO
- - - - - BY-PASS DO ESGOTO
- - - - - BIOGÁS
- - - - - LODO DO ESGOTO
- - - - - ESGOTO BRUTO
- - - - - RECIRCULAÇÃO DO ESGOTO
- - - - - ALGA DECANTADA
- - - - - DRENAGEM DA LAGOA
- - CAIXA DE PASSAGEM OU DERIVAÇÃO
- - POÇO DE VISITA
- - SENTIDO DO FLUXO
- B - BOMBA



UNIVERSIDADE CATÓLICA DO PARANÁ

RUA IMACULADA CONCEIÇÃO, 1155 — CURITIBA — PR

ISAM

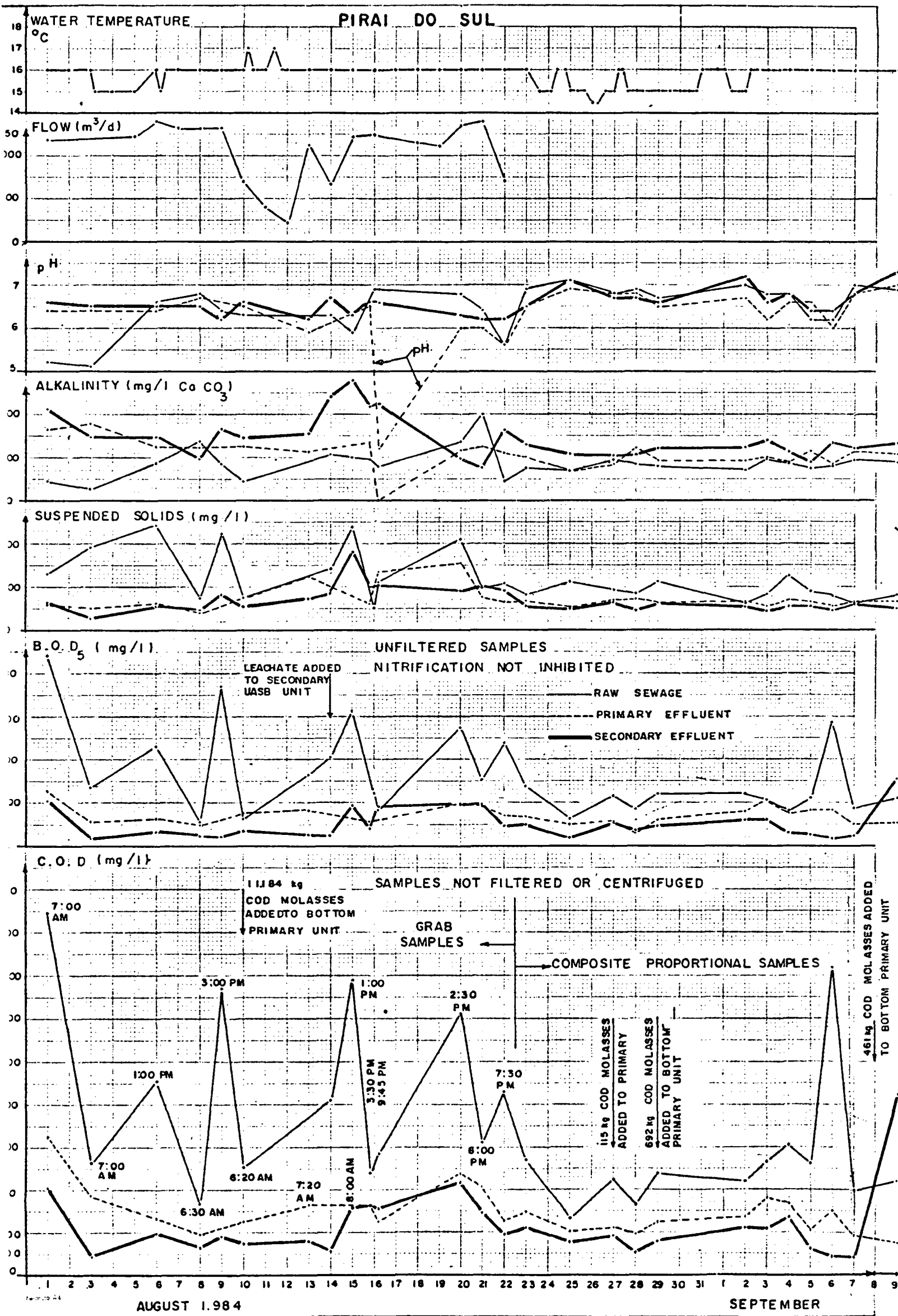
ESTUDO TÉCNICO DE BIÓDIGESTORES ALTERNATIVOS
FIGURA Nº 24

"LAY-OUT" DO PROCESSO PROPOSTO
PLANTA

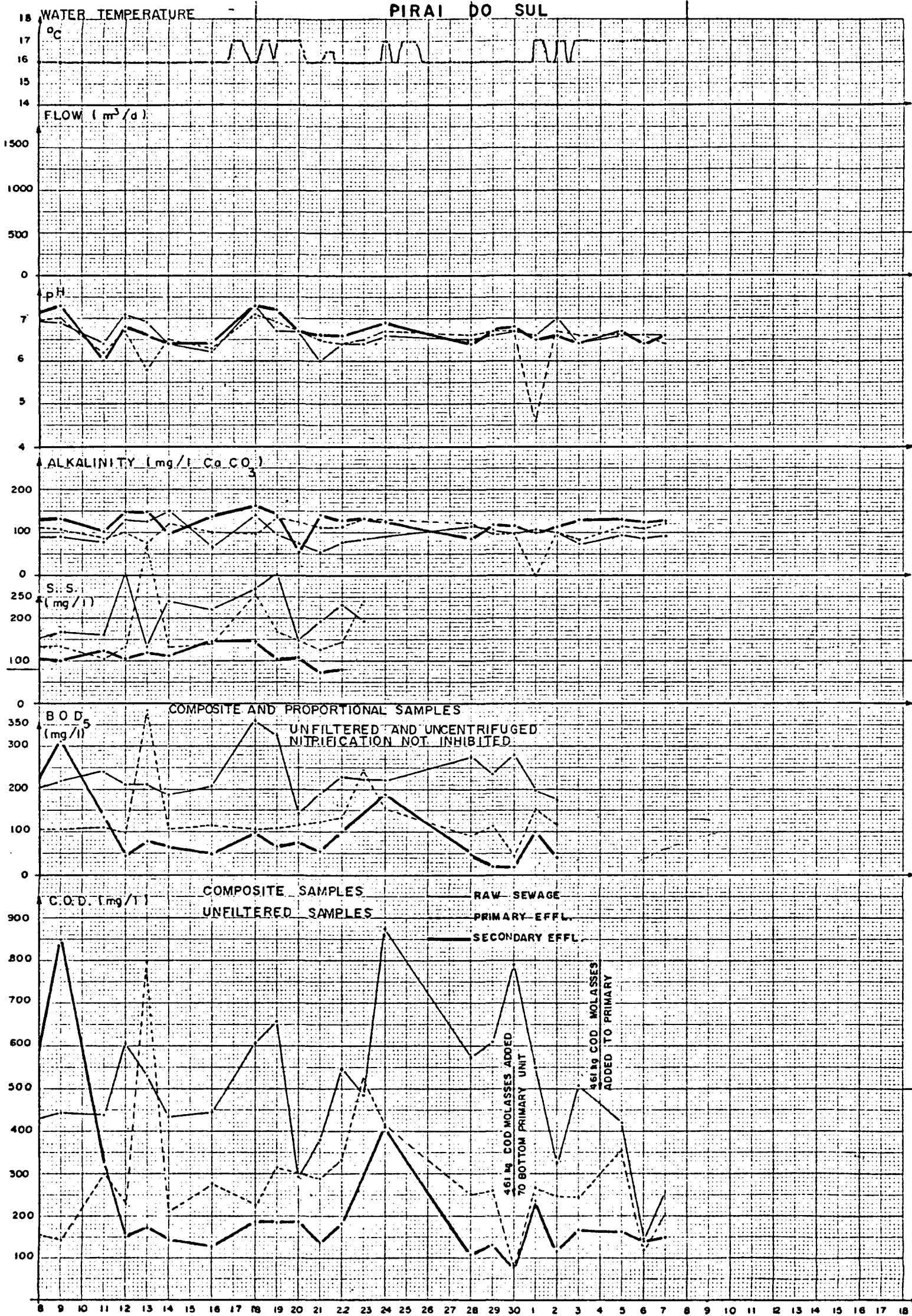
CONTRATO Nº

12

REV.



PIRAI DO SUL



SEPTEMBER 1984

OCTOBER 1984

Lumicart - Formato A4 - 200x300 mm

BIOGAS PRODUCTION IN PIRAI DO SUL AS MEASURED IN HOME GAS METERS

21 May to 26 June 1984: 2,506.m³ (sea level;0°C);1,489.kg CH₄
composition:21 May 84: 83,05%CH₄+7.39%CO₂+8.47%N₂+1.09%O₂ primary

27 June to 23 Aug.1984: 3,862.m³ (sea level;0°C);2,045.kg CH₄
composition:13 Aug.84: 74.00%CH₄+9.86%CO₂+13.34%N₂+2.8%O₂ pr+sec.

24 Aug.to 29 Sept.1984: 3,348.m³ (sea level;0°C);1,932.kg CH₄
composition.04 Oct.84: 79.74%CH₄+8.86%CO₂+11.39%N₂+0.01%O₂ primary
81.48%CH₄+7.41%CO₂+11.11%N₂+0.01%O₂ second

BIOGAS COMPOSITION OF GARBAGE DIGESTER:

August 13: CH₄=24.5%;CO₂=34.28%;N₂=38.92%;O₂=2.30% (We discovered
that the Nash compressor was making vacuum inside di-
gester 4, making air leak into digester).

August 13:CH₄=50.77%;CO₂=40.53%;N₂=7.08%;O₂=1.62%.

BIOGAS CONSUMPTION BASED IN SEPTEMBER 84:52.216 kg CH₄/day to sup-
ply gas to 286 homes. As only some 222 homes are in fact
using biogas, fuel consumption is about 7.056 kg CH₄ by
month x home or 9.86 STP m³/month x home.

Ano 1984

ESTUDO TÉCNICO DOS BIODIGESTORES ANAERÓBIOS ALTERNATIVOS

Produção de biogás - UNIDADE 03 SECUNDÁRIO



UCP

ISAM- NUSAN

Período	Gasômetro central		Gasômetro lateral		Total		Vazão média (l/s) ⁽²⁾	Observações
	biogás (l)	% CH ₄	biogás (l)	% CH ₄	biogás (l)	% CH ₄		
12/06 ⁽¹⁾ a 30/06	6.000	-			6.000	-		Perda de gás (gasômetro cheio - Volume estimado: 6.000 l) - 30/06
12/06 a 30/06			-	-				
03/07 a 23/07	10.022	30,31			10.022	≈ 30		Perda de gás (gasômetro cheio - Volume estimado: 6.000 l) - 15/07
03/07 a 23/07			-	-				
24/07 a 24/08	13.315	35,11			13.315	≈ 35	1,5	Perda de gás (gasômetro cheio - Volume estimado: 6.000 l) - 07/08
24/07 a 24/08			-	-				
25/08 a 29/09	14.087	29,79			16.587	≈ 30	3,5	Perda de gás (gasômetro cheio - Volumes estimados: 3.000 l e 6.000 l) 21/09 29/09
25/08 a 29/09			2.500					
12/06 a 29/09	43.424	-	2.500	-	45.924	-		GERAL

(1) Início operação da UN03 com fluxo ascendente: 12/06/84

(2) Adotado: Vazão afluyente ≡ Vazão efluente

(3) População equivalente média: 1.500 habitantes

- média período ≈ 0,28 l biogás/hab.dia

- máxima período ≈ 0,33 l biogás/hab.dia

(4) DQO_{média} = 130 mg/l

eficiência média = 35%

- média período ≈ 42 l biogás
kg DQO_{removida}

QUADRO Nº 05

ESTUDO TÉCNICO DOS BIODIGESTORES ANAERÓBIOS ALTERNATIVOS														U C P			
RESUMO OPERACIONAL DA INSTALAÇÃO PILOTO														ISAM - NUSAN			
PARÂMETRO	UNIDADE	01/02 a 29/02/84				01/03 a 31/03/84				01/04 a 30/04/84				01/05 a 31/05/84			
		UN 01	UN 02	UN 03	UN 04	UN 01	UN 02	UN 03	UN 04	UN 01	UN 02	UN 03	UN 04	UN 01	UN 02	UN 03	UN 04
Eficiência _{DQO}	%	35	20	40	—	20	35	20	—	30	—	—	—	45	40	40	—
Eficiência _{SST}	%	30	—	25	—	40	—	30	—	35	—	—	—	20	—	40	—
Eficiência _{SDT}	%	—	35	—	—	—	—	—	—	—	12	—	—	—	20	—	—
Eficiência _{SS}	%	85	—	80	—	85	—	75	—	80	—	—	—	85	—	90	—
Vazão	ℓ/s	2,70	2,13	2,28	—	2,77	2,47	3,47	—	2,45	2,25	2,61	—	2,28	2,70	—	—
Taxa hidráulica superficial	m ³ /m ² . hora	1,10	0,95	0,10	—	1,13	1,10	0,15	—	1,00	1,00	0,11	—	0,93	1,20	—	—
Taxa hidráulica volumétrica	m ³ /m ³ . hora	—	0,47	—	—	—	0,55	—	—	—	0,50	—	—	—	0,60	—	—
Tempo de detenção	horas	0,24	—	8,4	—	0,23	—	5,5	—	0,27	—	7,3	—	0,29	—	—	—

Ano: 1984

ESTUDO TÉCNICO DOS BIODIGESTORES ANAERÓBIOS ALTERNATIVOS

Produção de biogás - UNIDADE 01 PRIMÁRIO



UCP

ISAM - NUSAN

Período	Gasômetro direito		Gasômetro esquerdo		Total		Vazão média (l/s)	Observações
	biogás (l)	% CH ₄	biogás (l)	% CH ₄	biogás (l)	% CH ₄		
04/06 a 03/07	9.942	73,75			13.739	≈ 75	3,0	
24/05 a 27/06			3797	75,85				
04/07 a 31/07	25.090	75,63			51.077	≈ 74	3,0	
28/06 a 30/07			25.987	71,78				
01/08 a 29/08	12.157	80,70			24.300	≈ 80	3,0	Observados vazamentos na linha de biogás e defeito no registro do gasômetro direito
31/07 a 27/08			12.143	75,23				
30/08 a 19/09	3.443	77,49			13.014	≈ 78	3,4	
28/08 a 11/09			9.571	78,76				
04/06 a 13/09	50.632	-	51.498	-	102.130	-	3,1	GERAL

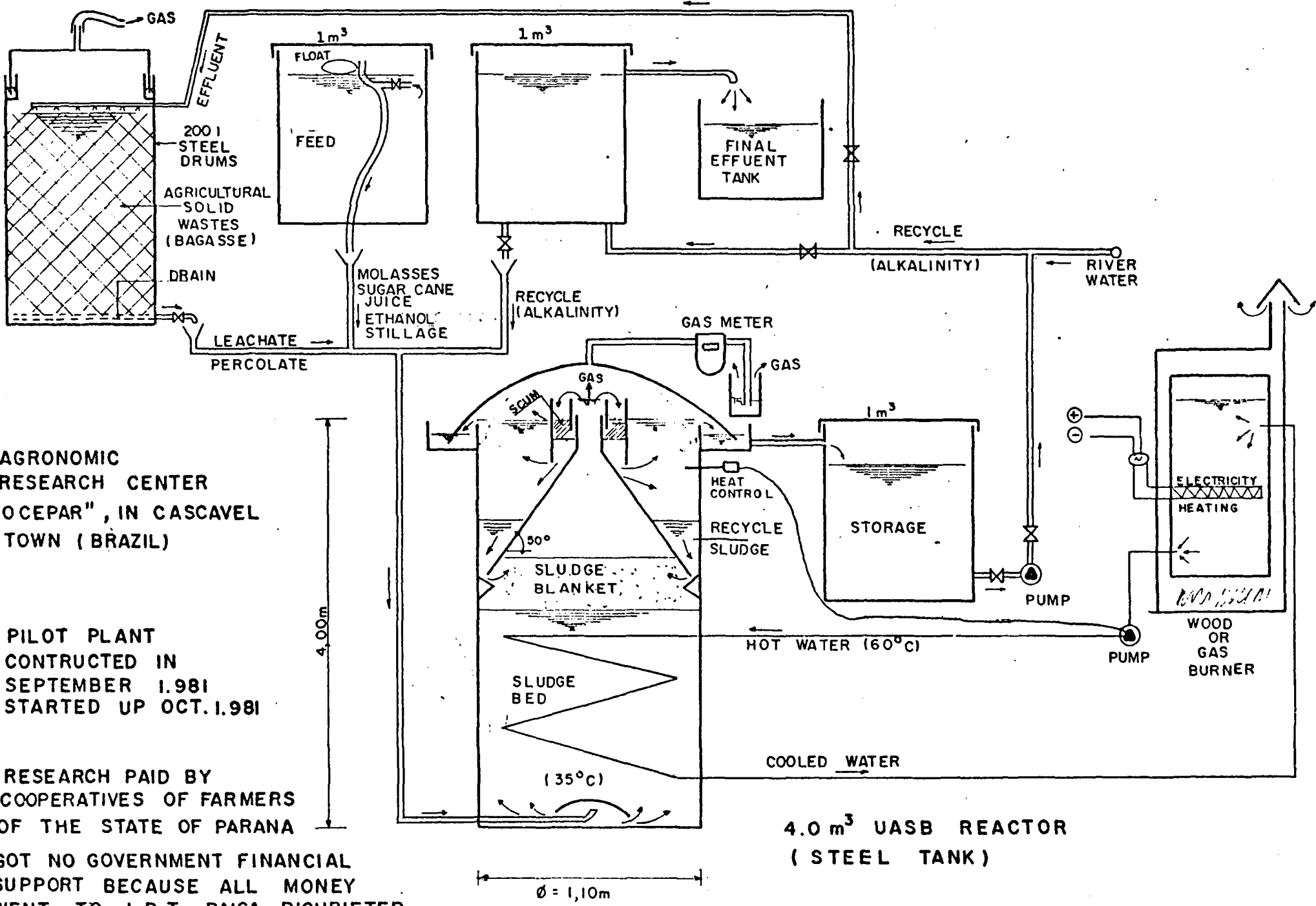
- (1) População equivalente média: 1.500 habitantes
- média período ≈ 0,67 l biogás/hab. dia
 - máxima período ≈ 1,18 l biogás/hab. dia

(2) DQO_{média} = 246 mg/l
 eficiência_{média} = 30%

- média período ≈ $\frac{50 \text{ l biogás}}{\text{kg DQO}_{\text{removida}}}$

(3) SSV_{médio} = 141 mg/l
 eficiência_{média} = 35%

- média período ≈ $\frac{96 \text{ l biogás}}{\text{kg SSV}_{\text{removida}}}$



AGRONOMIC
RESEARCH CENTER
"OCEPAR", IN CASCAVEL
TOWN (BRAZIL)

PILOT PLANT
CONSTRUCTED IN
SEPTEMBER 1.981
STARTED UP OCT. 1.981

RESEARCH PAID BY
COOPERATIVES OF FARMERS
OF THE STATE OF PARANA
GOT NO GOVERNMENT FINANCIAL
SUPPORT BECAUSE ALL MONEY
WENT TO I.P.T - PAISA - RICHBIETER

4.0 m³ UASB REACTOR
(STEEL TANK)