

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
MANUFACTURERA**



**DISEÑO Y EVALUACION ECONOMICA DE UNA
PLANTA DE TRATAMIENTO DE BASURA PARA
LA PRODUCCION DE BIOGAS**

TESIS

**PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO**

NIBALDO E. CASTILLO CRUZ

LIMA - PERU

.1992

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo no hubiese sido posible sin la ayuda y el apoyo desinteresado de muchos peruanos; entre los cuales quiero destacar a mi asesora Ing. Nora Bernal por su confianza y asesoría. A las autoridades de la Universidad, encabezados por el Arquitecto Javier Sota Nadal y sin duda a dos grandes amigos a quienes quiero hacer el reconocimiento entre muchos otros que sin su ayuda nada hubiese sido posible, me refiero a Renzo Sansoni Tosso y Luis Tokashiki Matayoshi.

GRACIAS

A MI MADRE ELCIRA
MI COMPAÑERA MARIA
MIS HIJAS
 FRANCISCA Y JAVIERA

PRESENTACION

Las perspectivas de latinoamerica para el 2000 son de una población de 608 millones de habitantes, de los cuales el 65% estará concentrado en áreas urbanas densamente pobladas, donde la producción de desechos sólidos representan un problema social y sanitario.

Es por eso la urgencia de implementar investigaciones en el campo de la sanidad y la energía. No podemos seguir al margen de los problemas que aquejan a nuestros pueblos cuando tenemos las herramientas y los conocimientos, para presentar propuestas y alternativas que hagan de esta sociedad sea más justa y solidaria.

Frente a todos estos acontecimientos además de las particularidades del Perú, donde la dotación de servicios urbanos básicos, como el agua, desagues, electricidad, recolección de basura en toda el área metropolitana han desbordado la ya poca capacidad de los gobiernos locales y centrales de proveer los servicios mencionados, conducen a una triste realidad de marginalidad urbana, donde el mayor problema es el de la BASURA.

La tesis Diseño y Evaluación Económica de una planta de tratamiento de basura para la producción de Biogas, incentivada por todo lo anterior, es presentada como una de estas alternativas viables a mediano plazo.

INTRODUCCION

El uso actual, de modo indiscriminado, de nuestros recursos energéticos convencionales, tendrá como consecuencia su agotamiento en un futuro no muy lejano. Es decir que de no cambiar paulatinamente de fuentes de captación energética, se llegaría en el Perú a un debastecimiento muy peligroso.

Específicamente, se puede ver el caso de petróleo, que para el año 2000 se habra consumido unos 140 millones de barriles, incluyendo pérdidas por refinaria, lo cual es casi un 25 % de nuestras reservas, lo cual con una tasa de incremento de uso del 4.8 % promedio nos hace ver que que en más de medio siglo no se tendra una gota de este hidrocarburo, sabiendo también que para entonces éste se habrá terminado en todo el mundo. Pero vemos igualmente que el rubro "Transporte" no sólo consume el 36 % de toda nuestra energía producida, sino también el 45 % del petróleo refinado-diesel, gasolina, aceites, etc. Visto así, se tiene una interrogante: En que porcentaje disminuirá la tasa de uso del petróleo si nuestro transporte utilizara otra fuente energetica?

Los problemas económicos y energéticos van de la mano en un camino de ascenso en un país como éste, que a parte de no ser desarrollado tendrá en el 2000 una población que casi duplica la actual; 35 millones de habitantes. Es en este momento de la historia nacional en que debemos detenernos a analizar las posibles

estrategias de desarrollo energético y evaluar el rol de aplicación de otras fuentes de energía y de una tecnología aplicada en el Perú en el futuro.

Un buen análisis de cualquier estrategia o sugerencia al respecto nos conduce a pensar en el uso de otros recursos y tecnologías que pueden reducir la demanda de Petróleo.

Debido a la crítica, importancia de este hidrocarburo en el desarrollo económico futuro del país, tal reducción tendría claros beneficios ya sea en costos de importación de petróleo o en el reintegro por exportación del mismo. Por supuesto que no debemos centralizarnos en la discusión de una sola fuente energética a ser reemplazada, por importante que sea.

La energía solar y eólica, el hidro-poder en pequeña escala y los biocombustibles tienen en el Perú el potencial suficiente de lograr significantes contribuciones al desarrollo económico-social en zonas rurales y urbanas.

El incremento, como política aceptada, de estos recursos energético-renovables está acompañado con un similar avance tecnológico que garantice el uso de estas nuevas energías. Electricidad a partir de energía geotérmica, y de hidro-poder de menor escala, calentadores solares de agua, conversión energética solar-fotovoltaica, turbina de viento, carbón de maderas de utilización de energía no-convencional (natural-renovable) en el Perú.

Ya que la demanda supuestamente captada por estas opciones tienen poco o nada que ver con los combustibles hoy comerciales, el impacto en el consumo total de petróleo para el año 2000 lógicamente sería de decrecimiento (mensual del 3% de la tasa anual según el U.S. Report on Perú). Se estima además con buena base, que la real y significativa contribución de estas energías renovables al futuro desarrollo peruano se verá más allá del año 2000 ya que al cambiar el siglo sobre una demanda total estimada en 1288×10^{16} Joules, nuestro país sólo consumiría aproximadamente 20×10^{16} Joules correspondiente a energía no convencional. La actual experimentación e implementación de tecnologías para energía no convencionales en el Perú se viene dando en zonas rurales, donde más de la mitad de la población vive, y donde se han detectado las mayores fuentes energéticas. Esto contribuirá de seguro en la disminución de las migraciones campo-ciudad ya que los pequeños y medianos pueblos y asentamiento del interior tendrá la energía necesaria para una subsistencia confortable.

Como preámbulo a la descripción de los recursos, inserto un pequeño resumen elaborado por ITINTEC respecto al potencial de renovables.

" El Perú está ubicado entre los cero grados y diecisiete grados latitud sur, y es esta posición la que determina la elevada radiación solar que cae sobre su territorio. La combinación de factores climáticos y geográficos, favorecen en forma particular a ciertas

áreas, en las cuales puede ser utilizada directamente con especial ventaja.

Pese a reconocerse que, en general el Perú no está ubicado en zonas de vientos, existen lugares tanto en la Costa como en la Sierra en los que este sopla regularmente con considerable velocidad.

La cordillera de los Andes divide el territorio en dos partes, originando un enorme potencial hidroeléctrico, tanto en la vertiente del pacífico como en el Atlántico.

La zona de selva que ocupa casi el 60 % del territorio peruano es rica en recursos Bioenergéticos, pero otras zonas también poseen este recurso como consecuencia de la actividad agropecuaria. "

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO I

1.- Generalidades	16
1.1.- Sistema de Biodigestión y Biodigestores.	16
1.2.1.- Biomasa.	16
1.2.2.- Proceso de Fermentación.	17
1.2.2.1.- Etapa de Solubilización.	17
1.2.2.2.- Etapa de Acidogénesis.	18
1.2.2.3.- Etapa de Metanogénesis.	18
1.3.- Biogas	19
1.3.1.- Composición del Biogas.	20
1.3.2.- Consumo de Biogas.	20
1.4.- Biodigestores.	21
1.5.- Cinética del Proceso de Digestión.	22

CAPITULO II

2.- Estudio de Mercado, Capacidad y Ubicación de la Planta	26
2.1.- Capacidad de la planta.	26
2.1.1.- Disponibilidad de materias primas.	26
2.2.- Estudio de Mercado.	27
2.2.1.- Producción de Biogas.	27
2.2.2.- Producción de Bioabono.	28
2.3.- Ubicación de la planta.	29
2.3.1.- Método de evaluación por puntos	29

CCAPITULO III

3.- Selección del Proceso.	31
3.1.- Selección del modo de operación en la etapa de fermentación.	31
3.2.- Descripción del diagrama de Bloques.	31
3.2.1 .- Recepción.	32
3.2.2 .- Clasificación manual.	32
3.2.3 .- Harneo.	32
3.2.4 .- Molienda.	32
3.2.5 .- Clasificación por aire.	32
3.2.6 .- Premezclamiento.	32
3.2.7 .- Fermentación.	32
3.2.8 .- Purificación.	33
3.2.9 .- Separación.	33
3.2.10.- Almacenamiento.	33
3.3.- Selección de condiciones y variables de operación de la etapa de clasificación.	33
3.3.1.- Porcentaje de remoción de los material no degradables en las diferentes etapas de clasificación.	33
3.4.- Selección de condiciones y variables de operación de la fermentación.	33
3.4.1 .- Temperatura.	35
3.4.2 .- pH.	35
3.4.3 .- Relación C/N.	36
3.4.4 .- Potencial de oxido reducción.	36
3.4.5 .- Microelementos.	36

3.4.6 .-	Substrato.	37
3.4.7 .-	Límites de toxicidad.	37
3.4.8 .-	Tiempo de retención.	39
3.4.9 .-	Carga específica del digestor.	39
3.4.10.-	Índice de conversión.	39
3.4.11.-	Presión.	40
3.4.12.-	Agitación	40
3.4.13.-	Alcalinidad.	41
3.5.-	Selección del proceso de separación y sus condiciones de operación.	42
3.5.1.-	Purificación del Metano.	42
3.5.1.1.-	Absorción del CO ₂ .	42
3.5.1.2.-	Secado del gas.	42
3.5.2.-	Separación sólido-líquido.	43

CAPITULO IV

4.1.-	Balance de Materia	44
4.2.-	Etapa de clasificación y molienda.	45
4.2.1.-	Clasificación Manual.	45
4.2.2.-	Harneo.	45
4.2.3.-	Clasificación por aire.	45
4.3.-	Fermentación.	45
4.3.1.-	Premezclador.	45
4.3.2.-	Sedimentador primario.	47
4.3.3.-	Fermentador.	48
4.3.3.1.-	Volumen del fermentador.	48
4.3.3.2.-	Balance de células.	48

4.3.3.3.- Balance de sustrato.	47
4.3.3.4.- Balance de nitrogeno	48
4.3.3.5.- Producción de Biogas.	49
4.4.- Purificación del gas	50
4.5.- Separación solido-líquido.	50

CAPITULO V

5.- Balance de Energía, Diseño y Selección de Equipos.	51
5.1.- Estimación del volumen de la zona de recepción.	51
5.2.- Estimación de las correas transportadoras.	51
5.2.1.- Estimación del número de correas.	52
5.2.2.- Potencia requerida.	52
5.3.- Estimación y selección del Harnero.	53
5.4.- Estimación y selección del molino.	55
5.4.1.- Estimación de la potencia del molino.	55
5.5.- Estimación y selección del clasificador por aire.	55
5.5.1.- Cámara de sedimentación.	56
5.6.- Estanque de almacenamiento.	59
5.7.- Estimación del equipo elevador de solidos al premezclador.	59
5.8.- Estimación del sedimentador Primario.	59
5.8.1.- Area del sedimentador.	60
5.8.2.- Potencia de agitación	60

5.15.-	Area de filtración.	82
5.16.-	Almacenamiento del abono.	83
5.17.-	Equipos auxiliares.	83
5.17.1.-	Intercambiadores de calor.	83
5.17.2.-	Bombas.	92
5.17.3.-	Sopladores.	97
5.17.4.-	Estanque pulmon.	97
5.2.-	Diseño de torre de absorción	99
5.2.1.-	Selección del tipo de torre.	99
5.2.2.-	Balace de masa.	99
5.2.3.-	Curva de equilibrio y curva de operación.	102
5.2.4.-	Balace de energía en la torre.	104
5.2.5.-	Diametro de la torre.	105
5.3.-	Columna de regeneración de MEA	108
5.3.1.-	Diagrama de equilibrio ,	110
5.3.2.-	Linea de operación y numero de platos	110
5.3.3.-	Diametro de la Torre	112
5.3.4.-	Balace de Energía	117
5.4.-	Deshidratación del gas	115
5.4.1.-	Balace de masa	117
5.4.2.-	Tamaño de la Torre	118
5.4.3.-	Caída de presión	119
5.4.4.-	Balace de Energía	119

6.- Evaluación económica.	127
6.1.- Costo de los equipos	127
6.1.1.- Costo FOB	127
6.1.2.- Costo de actualidad FOB.	130
6.1.3.- Costo de fermentadores, sedimentadores y estanques de almacenamiento.	130
6.1.4.- Costo de los equipos instalados.	132
6.2.- Estimación del capital fijo.	134
6.3.- Costo de producción anual.	135
6.3.1.- Costos fijos.	135
6.3.2.- Costos variables.	137
6.4.- Ingreso bruto.	138
6.4.1.- Ingreso por gas.	138
6.4.2.- Ingreso por abono.	139
6.5.- Determinación de la Tasa Interna de Retorno.	139

CAPITULO VII

7.- Conclusiones y Conclusiones	141
7.1.- Conclusiones generales.	141
7.2.- Análisis de costos generales.	144
7.2.1.- Análisis del proceso sin etapa de purificación.	146
7.3.- Recomendaciones.	147
8.- Apendices	
9.- Bibliografía	

1.- GENERALIDADES

1.1.- Sistema de Biodigestión y Biodigestores

1.2.1.-Biomasa.-- Es el conjunto de materiales orgánicos generados a partir de la fotosíntesis, vegetales, animales, incluido el residual; los cuales se emplean a diferentes niveles de elaboración para usos energéticos.

La Biomasa como tal es una fuente energética renovable; la interacción entre el clima, vegetación, agricultura y el impacto que produzca en la sociedad, hacen que cualquiera de sus aplicaciones sea cuidadosamente analizadas.

Para nuestro caso el concepto de Biomasa esta relacionado con toda materia orgánica animal y vegetal susceptible de sufrir una descomposición, esta materia orgánica proviene principalmente de:

- Desechos Urbanos
- Desechos Industriales
- Desechos Agrícolas
- Desechos Animales

Se conocen dos clases de degradación de la biomasa:

Aeróbica (con oxígeno) y Anaeróbica (Sin oxígeno).

La primera ocurre en la atmósfera, o sea, utiliza el oxígeno del aire para producir principalmente dióxido de carbono y amoníaco.

La segunda anaeróbica ocurre sin oxígeno, no lo consume y produce dióxido de carbono y metano.

1.2.2.- Proceso de Fermentación.- Este proceso es el resultado de un proceso microbiológico por medio del cual una comunidad bacteriana metaboliza y degrada materia orgánica en ausencia de oxígeno. Una gran cantidad de material orgánico sufre esta descomposición en forma más favorable, por ejemplo, compuestos de bajo peso molecular como el ácido acético, los alcoholes, compuestos cetónicos, azúcares, biopolímeros de fácil degradación, excretas animales, almidón, residuos de plantas verdes, residuos celulósicos (paja, aserrín, bagazo de caña, etc.). Los compuestos lignocelulósicos son los más lento y difícil de degradar.

Este proceso microbiológico que sucede a causa de la degradación de la materia ocurre en tres etapas, en cada una actúa un grupo diferente de bacterias. Figuras 5 y 6.

1.2.2.1.- Etapa de Solubilización : En la cual la materia orgánica cruda formada principalmente por carbohidratos, proteínas y grasas es hidrolizada por la acción de enzimas producidas por bacterias aneróbicas, facultativas, transformándose en compuestos simples y solubles tales como: aminoácidos, glicéridos, péptidos y azúcares.

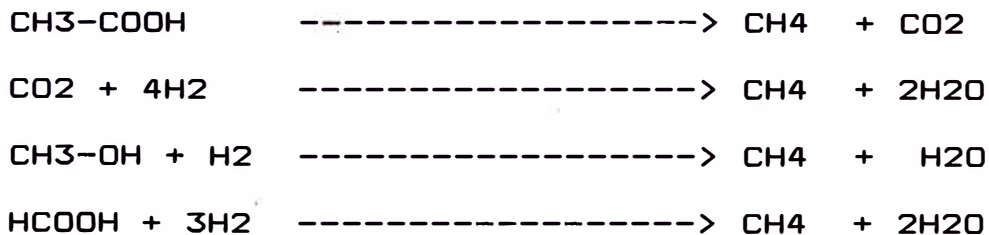
En esta etapa el paso más limitante lo constituye la presencia de lignina, difícilmente degradable.

1.2.2.2.- Etapa de Acidogénesis.- En la cual los compuestos simples solubles de la primera etapa siguen un proceso de fermentación que los convierte por óxido-reducción en ácidos orgánicos simples, como el ácido acético, el propiónico, etc; este proceso se presenta por la acción de bacterias formadoras de ácidos, las cuales son anaeróbicas facultativas, o sea viven tanto en presencia como en ausencia de aire y no son muy sensibles a cambios bruscos de las condiciones del medio donde actúan.

1.2.2.3.- Etapa de Metanogénesis.- Última etapa en la que los ácidos orgánicos simples se transforman en metano y dióxido de carbono, mediante la acción de bacterias metanogénicas, que son estrictamente anaeróbicas y sensibles a los cambios de PH y de temperatura.

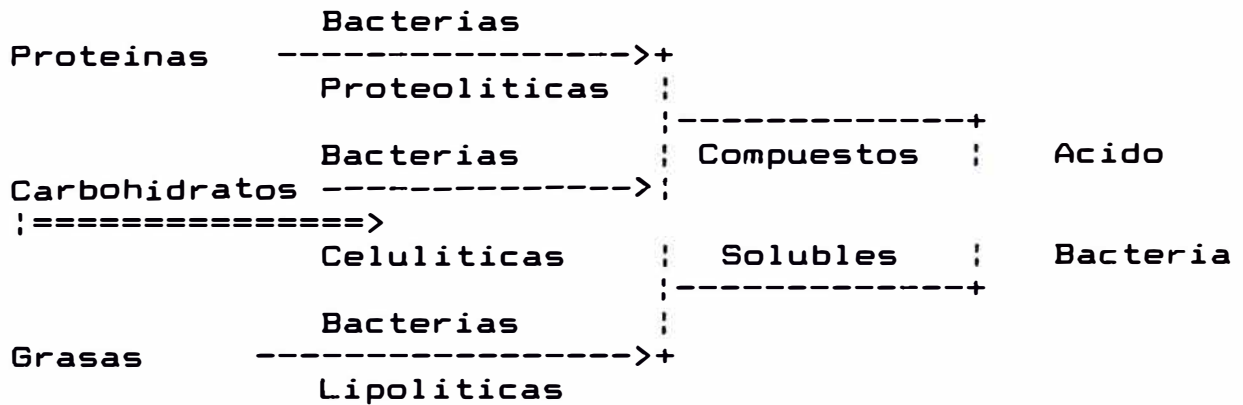
El metano se produce principalmente por dos vías:

Fermentación de ácido acético y reducción de dióxido de carbono, metanol y ácido fórmico por hidrogeno naciente:



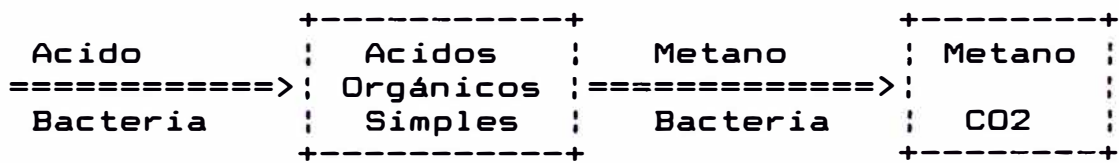
ETAPAS DE LA DIGESTION ANAEROBICA

I ETAPA



II ETAPA

III ETAPA



La descomposición anaeróbica puede llevarse a cabo en un rango de temperaturas de 15°C a 60°C. Las bacterias cuyo ciclo biológico está entre los 15°C y 35°C se llaman mesofílicas, proliferando en forma óptima a 35°C; las que cumplen su ciclo entre 35°C y 60°C se llaman termofílicas y su temperatura óptima se encuentra a 55°C.

1.3.- Biogas : Es el gas producto de la descomposición anaeróbica de los desechos orgánicos, también llamado gas de los pantanos, lugar donde se produce en forma natural.

1.3.1.- Composición del Biogas: El biogas es una mezcla de gases cuyas composiciones dependen de la materias primas y las condiciones de operación del proceso, sin embargo se puede generalizar sus composiciones :

Metano	(CH ₄)	=====>	55-80 %
Dioxido de carbono	(CO ₂)	=====>	34-45 %
Vapor de H ₂ O	(H ₂ O)	=====>	5-10 %
Nitrogeno	(N ₂)	=====>	0- 3 %
Hidrogeno	(H ₂)	=====>	0- 1 %
Sulfuro de Hidrogeno	(H ₂ S)	=====>	0- 1 %

El metano es el elemento principal del Biogas y el componente energético útil; del porcentaje de éste depende de la calidad del Biogas como combustible. El poder calorífico del biogas es de 5.000 Kcal/m³ aproximadamente (Ver apendice C Propiedades), El sulfuro de hidrogeno es muy corrosivo y con olor desagradable por lo que hay que eliminarlo esto se puede hacer mediante una purificación del Biogas en este caso se puede utilizar una trampa de viruta de hierro.

1.3.2.- Consumo de Biogas :

1 Lampara	0.12	m ³ /h
1 quemador	0.30	m ³ /h
1 motor	0.5	m ³ /hp/h
1 lt. agua (hervir)	0.080	m ³
2 Kg. papas (Coccion)	0.160	m ³
1 kg arroz (coccion)	0.200	m ³

En general el Biogas es utilizado :

- Motores de Combustión Interna
- Cocimiento de Alimentos
- Calefacción
- Refrigeración
- Alumbrado
- Motobombas, compresora de aire, etc.

1.4. Biodigestores

Existe una gran diversidad de tipos y variedades de biodigestores, diseñados especialmente para producir biogas en condiciones de operación específicas. Por lo que es muy difícil entrar en comparaciones ya que todos presentan ventajas como desventajas.

Una clasificación general podría ser :

- Batch o Discontinuos
- Semi-Continuos
- Continuos

El más conocido y más simple es el de Olade-Guatemala, el cual es un digestor por lotes o Batch en el cual el material orgánico es cargado en un estanque cerrado y dejado fermentar por un periodo de 30 a 60 días, Este tipo de digestores presenta la ventaja de poder manejar altas concentraciones de sólidos pudiendo ir hasta 25 % (Meynel, 1976).

Dentro de los sistemas semi-continuos y continuos, se tienen los biodigestores de tipo tanque agitado, cuya versión a nivel rural esta expresada

principalmente por el modelo Chino adecuado para el tratamiento de mezclas de estiércol y pajas. El modelo Hindu y el de tipo horizontal adecuados para el tratamiento de estiércol puro.

A nivel industrial se utiliza sistemas continuos como los biodigestores convencionales de tanque agitado, sistemas de contacto, reactores de alta eficiencia (UASB, Filtro anaeróbico, lecho expandido fluidizo), principalmente para el tratamiento de efluentes urbanos e industriales.

Los materiales de construcción para los distintos sistemas van desde ladrillos, pasando por concreto, ferrocemento, acero, hasta la utilización de materiales plásticos.

1.5.- Cinética del Proceso de Digestión (1)

La situación de la digestión anaerobia es bastante compleja. Esto se debe a la presencia de diferentes poblaciones de organismos, la naturaleza de los sustratos típicos y a las no-linealidades ocasionadas por los varios tipos de inhibición

Existen diferentes opiniones sobre la etapa de velocidad limitante y sus condiciones. Varios autores han considerado la última etapa o metanogénesis como el paso de velocidad limitante, ya que la mayoría del metano (aprox. 85 %) se produce de la fermentación de los ácidos orgánicos generados en la segunda etapa (Pike y col., 1979). Esto también podría ser entendido si se considera que las velocidades específicas de

crecimiento de las bacterias metogénicas son de un orden de magnitud más lentas que las velocidades específicas de crecimiento de las acidogénicas (Augenstein, 1978). Por su parte, Bryant (1979), asegura que la reacción de velocidad limitante en la fermentación de metano envuelve la degradación de ácidos grasos y que ello está relacionado con la eficiencia en la utilización de hidrógeno por las bacterias metanogénicas. Sin embargo, experimentos hechos por Pfeffer y Liebman (1976), indican que en basuras urbanas, conteniendo principalmente materiales celulósicos tales como productos de papel y muy pocos lípidos o proteínas, la hidrólisis de celulosa sería el paso de velocidad limitante. En un experimento realizando la digestión anaerobia en dos etapas (dos fermentadores), se demostró que las bacterias hidrolíticas y acidogénicas no estaban operando en su mejor eficiencia bajo las condiciones de potencial redox y pH necesarios para las bacterias metanogénicas y que como consecuencia, el paso limitante sería la fermentación inicial y no la metanogénesis (Hobson y col., 1979).

Una vez dilucidado el paso de velocidad limitante queda definir si la cinética será de primer orden o si podrá ser presentada por algún otro modelo. Existen tantos modelos cinéticos como autores y al parecer dependen fuertemente tanto de la naturaleza del sustrato como de las condiciones de operación del sistema de fermentación. Un modelo presentado por

Augenstein (1979) y que supone que el rendimiento de gas, o conversión, se aproxima exponencialmente a una saturación es el siguiente:

$$\frac{Y}{Y_{\text{máx}}} = 1 - e^{-Kt}$$

Donde :

- Y : Rendimiento en tiempo t
 Y_{máx} : Máximo Rendimiento Posible
 K : Constante de Velocidad

Según este modelo se tienen las siguientes predicciones :

Cultivos por Lotes : $Y = Y_{\text{máx}} (1 - e^{-Kt})$

Cultivo Continuo : $Y = Y_{\text{máx}} \times Kt / (1 + Kt)$

Otro modelo de gran interés es una modificación del modelo de Monod propuesta por Chen y Hasimoto (1978) y cuya expresión es la siguiente :

$$\frac{u}{u_m} = \frac{S/S_0}{(K + (1 - K) \times S/S_0)}$$

En la que K es una constante cinética adimensional y "u", "u_m" son velocidad específica de crecimiento y su valor máximo respectivamente.

Para fermentadores continuos, perfectamente agitados y en estado estacionario, podemos escribir :

$$0 = \frac{1}{\mu_m} + \frac{(K/\mu_m) \times (S_0 - S)}{S}$$

y por lo tanto, al graficar la relación que existe entre $(S_0 - S)/S$ vs 0 , podremos calcular los parámetros cinéticos K y μ_m .

(2) Utilización Biológica de Residuos, Jorge Retamal Marchant, Guillermo Schffeld Graniffo, Universidad Católica de Valparaíso, Chile 1987.

2.-ESTUDIO DE MERCADO, CAPACIDAD Y UBICACION DE LA PLANTA

Nomenclatura

C	:	Células
O	:	Orgánicos degradables en la Basura
Of	:	Orgánicos Fermentados
Onf	:	Orgánicos no fermentados

2.1.- Capacidad de la Planta

2.1.1.- Disponibilidad de Materias Primas

Las materias primas a utilizar en esta planta serán los desechos sólidos de la ciudad de Lima, principalmente aquellos que son arrojados a las calles, los que hoy se tornan cada día más peligrosos para la salud de las personas y para el medio ambiente, pretendiéndose resolver en parte el problema.

Para la determinación de la capacidad de la planta se pueden utilizar los siguientes criterios:

a) A partir de la cantidad de desechos sólidos generados por habitante diariamente, considerando el crecimiento poblacional.

b) A partir de una cantidad constante de desechos sólidos a tratar en la planta.

En este caso el criterio a utilizar será el segundo, es decir para un periodo de vida útil de 15 años se considerará la producción de desechos per cápita constante en este periodo de tiempo.

Considerando como base de cálculo la basura que no es recogida en la ciudad de Lima, proyecciones entregadas por la municipalidad (1) : Promedio Mensual 750 m³/Día lo que representa los desechos de aproximadamente Un millón de personas.

Otra de las consideraciones es de que la densidad de la basura se estimara en un 0.37 ton/m³

dato obtenido de INTINTEC (2) . Esta densidad se considerara constante para los proximos 15 años para efectos de calculo ya que esta estimación es incorrecta debido al aumento de las fracciones más livianas en desmedro de las más pesadas, (aumento de envases de plásticos y cartones, disminución de la materia orgánica).

Otro factor importante, son los volúmenes de basura a tratar en las diferentes etapas del proceso, que variarán a través de la vida útil de la planta. En la tabla 1 se presentan las proyecciones de la composición de la basura (3) .

La capacidad de la planta se estimará para la proyección mayor de basura, tanto en la etapa de clasificación como en la etapa de fermentación.

Se observa que en el año 1995 se producirá la mayor cantidad de desechos tanto para la etapa de clasificación como para la etapa de fermentación.

2.2.- Estudio de mercado

2.2.1.- Producción de biogas

La producción de biogas se estimará a partir de los datos experimentales obtenidos por bibliografía extranjera (4), a las condiciones de operación seleccionadas:

Metano producido por Kg. de orgánicos fermentados, $0,415 \text{ m}^3/\text{Kg}$, (0 C, 1 Amt) .

Porcentaje de destrucción del Desecho, para el tiempo de residencia y temperatura de operación, 44,5 % .

Humedad del desecho : Se considerará que el agua presente en el desecho es aportada exclusivamente por la parte orgánica, y es aproximadamente de un 30% .

La producción de gas estará dada por:

$$\text{Ton. orgánicos seco/Día} = 270 * 0.7 = 189$$

$$\text{M de gas/Día} = 189 * 0.442 * 0.415 * 10^3 = 34.668$$

El poder calorífico promedio del metano a condiciones normales es 36,4 Joule/cc; luego la generación de energía producto del gas es:

$$34.668(\text{m}^3/\text{día}) * 36,4 * 10^6 (\text{joule}/\text{m}^3) = 1,262 * 10^{12} (\text{joule}/\text{día})$$

El tiempo de operación de la planta será de un año de los cuales 330 días serán de producción y 35 días para mantenimiento e imprevistos en el proceso.

La producción anual de energía será :

$$1,262 * 10^{12} (\text{joule}/\text{día}) * 330 \text{ días} = 4,165 * 10^{14} \text{ Joule.}$$

Actualmente la demanda de gas en Lima se estima aproximadamente en $24,1 * 10^{15}$ (5) Joule con proyecciones para el año 2000 de $30,3 * 10^{15}$ Joule(5), considerando que la energía consumida por este tipo de plantas es de un 30% de la energía producida, el gas tendrá asegurado el mercado.

La situación para los próximos años no variara sustancialmente, debido a que la producción de gas no se incrementara mayormente a través de la vida útil de la planta .

2.2.2.- Producción de Bioabono.

El sólido que sale del fermentador tiene un contenido de nitrógeno aproximado de un 2.6 %, calculado en el balance de materiales correspondiente. Este porcentaje hace al sólido apto para ser utilizado como fertilizante.

La cantidad de sólidos a la salida del fermentador corresponderá al material orgánico no degradado más la biomasa generada.

Orgánicos no Degradados:

$$189 \text{ ton } O/\text{día} * (1 - 0,442) \text{ ton } O_{nf}/\text{ton } O = 105,5 \text{ ton } O_{nf}/\text{día}$$

Biomasa Generada:

$$189 \text{ ton } O/\text{día} * 0,442 \text{ ton } O_f/\text{ton } O * 0,01 \text{ ton cel}/\text{ton } O_f = 8.3 \text{ ton células}/\text{día}$$

Sólidos Totales = 113,8 ton/día

Nitrógeno producido anualmente :

$$113,8 \text{ ton Sólidos}/\text{día} * 0,026 \text{ ton N}/\text{ton sólido} * 330$$

días/año = 976 ton Nitrógeno/año.

El consumo de nitrógeno como abono en la zona costera solamente se estima en 5000 ton/año.

Según este estudio estimativo, el consumo de fertilizantes, en cuanto a nitrógeno se refiere, debiera ser del orden de 8000 ton/año

CONSUMO DE NITROGENO EN FERTILIZANTES

Fertilizante	Consumo	% Nitrógeno
Salitre	57746	16
Super fosfato Tripe	12383	
Guano, Estiercol	150	5
Urea	7600	46

2.3 UBICACION DE LA PLANTA

La ubicación de la planta ha sido fijada en Lima, por lo que se estimarán las siguientes consideraciones:

-Distancia de los botaderos o rellenos sanitarios.

-Distancia de los distribuidores o consumidores de gas.

-Disponibilidad de aguas negras.

-Disponibilidad de espacio suficiente para la planta.

El análisis realizado en forma cualitativamente da como lugar más adecuado Villa el Salvador, El Agustino, Ate Vitarte o en algún lugar del surco del río Rimac o un colector de desagües lo que ayudaría a descontaminar en parte las aguas que son depositadas en el mar.

2.3.1.-Método de Evaluación por Puntos: Este método consiste en asignar una puntuación a diferentes ítems, los cuales son evaluados en las diferentes propuestas.

Items a evaluar

Puntaje

	Bueno	Regular	Malo
1) Disponibilidad de Basura	7	5	3
2) Capacidad de recolección.	7	5	3
3) Disponibilidad de agua. .	5	3	1
4) Terrenos disponibles.	5	3	1
5) Vías de acceso.	7	5	3
6) Mano de obra.	5	3	1
7) Población Organizada	5	3	1

	Villa	Ate	Agustino	Rimac
1.-	7	7	7	5
2.-	5	5	5	3
3.-	3	3	3	5
4.-	5	5	3	5
5.-	5	7	7	7
6.-	5	5	5	5
7.-	5	5	3	1
Total	35	37	32	31

Observando éste análisis de puntos los cuales se pueden ampliar mucho más en cuanto a los puntos a evaluar, el lugar más apropiado estaría ubicado en Ate-Vitarte.

3.- SELECCION DE PROCESOS

3.2.-SELECCION DEL MODO DE OPERACION EN LA ETAPA DE FERMENTACION.

En el proceso, la etapa más importante es la fermentación, en la cual las condiciones de operación deberán ser controladas estrictamente para lograr la más eficiente producción. Este proceso de fermentación puede ser realizado de dos maneras : Por lotes o Continuo.

El modo de operación que más se ha utilizado en la digestión anaerobia es el proceso continuo, la mayor ventaja de este proceso es el volumen requerido del fermentador para una misma producción. La desventaja es que el sustrato no es completamente metabolizado y es retirado continuamente lo que origina variaciones en la producción de Biogas esto dependerá del tiempo de residencia y de la velocidad específica global de crecimiento de los microorganismos.

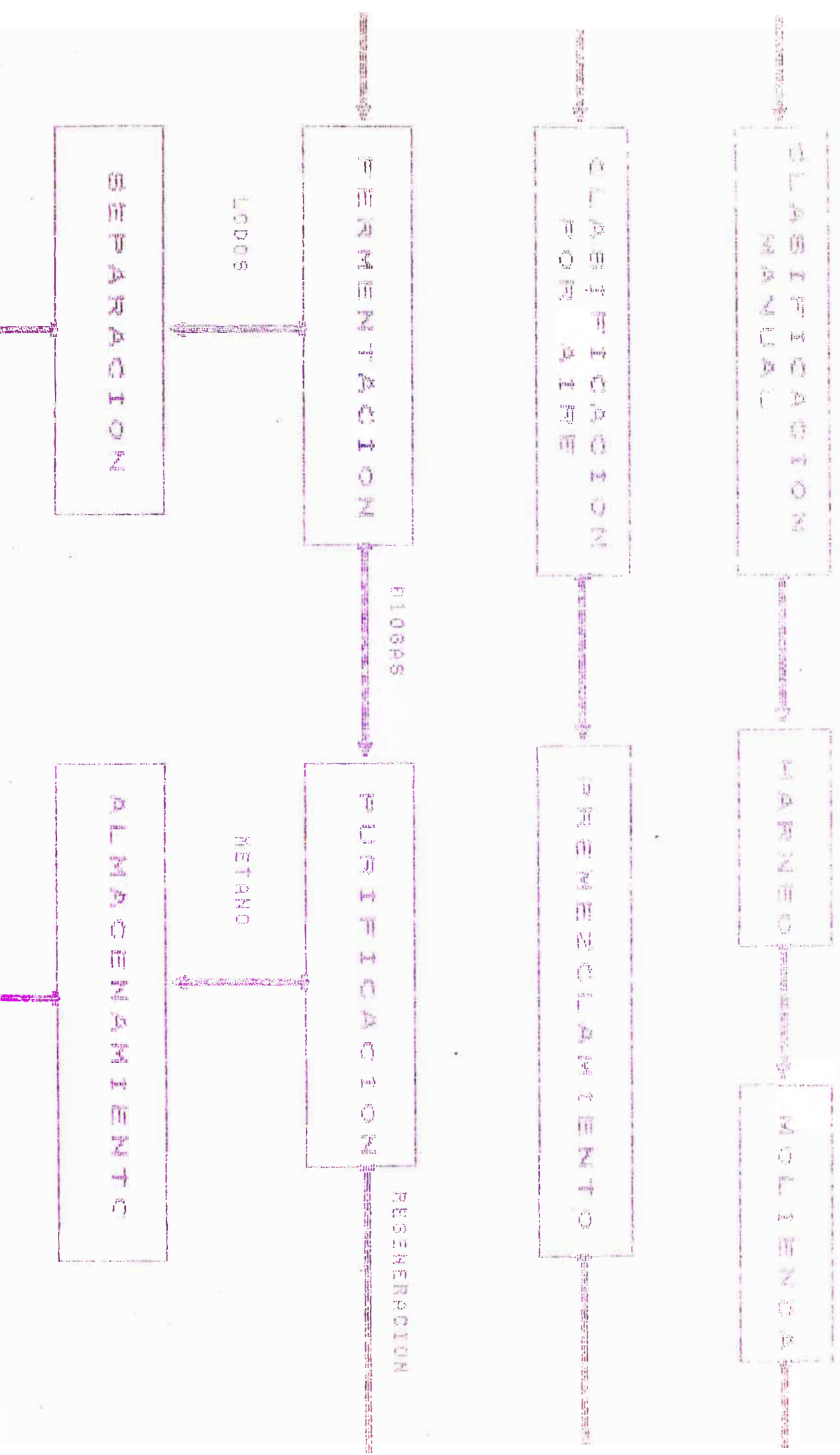
En este caso se optó por el proceso en lotes, cuyas principales aplicaciones y características son:

- Determinación de la digestibilidad del desecho antes de ser llevado a escala industrial.
- Disponibilidad del sustrato a intervalos irregulares.
- Cuando el material a degradar es fibroso y difícil de digerir el sistema por lotes es el más adecuado, debido a que el tiempo de fermentación puede ser aumentado fácilmente (6).

- Se puede obtener un flujo continuo de gas , operando varios digestores por lotes en paralelo, donde cada uno está en una etapa diferente del ciclo de digestión.

En este caso, el ciclo de operación será de 28 días, con 7 días entre descarga y carga, con una concentración promedio de 0.45 m³/kg de sólidos volátiles, manteniendo un flujo continuo de Biogas a una temperatura de 60°C.

DIAGRAMA DE BLOQUES



3.2 DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE BLOQUES.

El diagrama de bloques se presenta en la figura 1 y se detalla a continuación.

3.2.1.-RECEPCION

En esta primera etapa se pesará la basura que traen los camiones recolectores, y posteriormente se depositará en un área de almacenamiento, de donde mediante correas transportadoras o elevadores de capacho se transportarán hacia la siguiente sección.

3.2.2.-CLASIFICACION MANUAL

En esta sección los desechos serán transportados por correas en donde se ubicarán operarios en ambos lados, que retirarán todo el material no degradable tales como plásticos, metales, vidrios, trapos etc. además de papeles, cartones, maderas etc.

3.2.3.- Harneo

En esta operación se retirarán los materiales granulares finos como tierra y arena. El material será transportado por correas que lo llevarán al tamiz.

3.2.4.- MOLIENDA.

El material será reducido de tamaño según la literatura (7) hasta 4-6 cm.

3.2.5.-CLASIFICACION POR AIRE.

Aquí el objetivo es retirar todo el material pesado no biodegradable, que por sus características no ha sido removido en las etapas anteriores.

3.2.6.- Premezclamiento

En esta etapa debe lograrse una suspensión de sólidos con una concentración determinada de Carbono/Nitrogeno, para lo cual es necesario mezclar el desecho sólido orgánico con volúmenes adecuados de aguas negras que son ricas en Nitrogeno por lo que se podrá controlar las proporciones C/N

3.2.7.- Fermentación.

El proceso de fermentación es el más importante de todo el proceso, los efluentes provenientes del premezclador son alimentados a 4 reactores en paralelo,

permaneciendo uno en stand-By y donde sufrirá un proceso de degradación ocasionado por microorganismos (Bacterias Metanogenéticas) que degradan la materia orgánica produciendo un flujo continuo de gas.

3.2.8.- PURIFICACION.

El gas proveniente del fermentador es una mezcla principalmente de metano, dióxido de carbono, agua y ácido sulfídrico, es necesario separar el CO_2 , H_2S y el H_2O para obtener el metano puro.

3.2.9.- SEPARACION.

El efluente líquido del fermentador trae consigo los sólidos no degradados y la biomasa generada, por lo que es necesario hacer una decantación para la obtención del sólido que se comercializara como abono.

3.2.10.- Almacenamiento.

El biogas proveniente del proceso de fermentación deberá ser almacenado para su posterior comercialización, esto se realizará en gasómetros ya sean de volumen constante como volumen variable.

3.3.- SELECCION DE CONDICIONES Y VARIABLES DE OPERACION DE LA ETAPA DE CLASIFICACION Y MOLIENDA.

Dentro de esta etapa las condiciones de operación el material deberá mantenerse con la humedad propia del desecho, en lo posible aireado.

La variable principal es el tamaño para la obtención de un desecho homogéneo y libre de material no biodegradable.

3.3.1.-PORCENTAJE DE REMOCION DE LOS MATERIALES NO DEGRADABLES EN LAS DIFERENTES ETAPAS DE CLASIFICACION TABLA(9)

Trabajando con una eficiencia del 90% en cuanto a la remoción de los desechos no biodegradables se deduce que se retirara un 25% del material que llega al proceso.

3.4.- SELECCION DE CONDICIONES Y VARIABLES DE OPERACION DE LA FERMENTACION.

Las condiciones y variables que se deben considerar en este proceso son:

Temperatura

Tiempo de Residencia

Agitacion

Ph

Alcalinidad

Concentración de ácidos volátiles

concentrtación de compuestos toxicos

Relación C/N

3.4.1.- Temperatura.- Su valor está ligado al grupo de microorganismos prevalecientes (Mesófilos, Termófilos). Difícilmente se activa el proceso a temperaturas menores de 10°C . Generalmente los microorganismos involucrados en el proceso de digestión anaeróbica son los mesófilos con una temperatura óptima de 40°C y los termófilos con una temperatura de 60°C .

Cada grupo presenta sus condiciones de desarrollo óptimas en las cuales pueden manifestar su máxima actividad. Cualquiera que sea la temperatura de proceso elegida, es muy importante que está sea mantenida lo más constante posible. Cambios súbitos, aún de sólo 5°C , se traducen en notables disminuciones de la eficiencia del proceso.

Uno de los factores preponderante que llevó a elegir un proceso termofílico es que se requieren digestores de menor capacidad. Además una mayor temperatura aumenta la velocidad de reacción, lo que implica menor tiempo de degradación de las basuras. Por lo tanto para un mismo flujo de alimentación se requiere un menor volumen de fermentación.

3.4.2.- PH.- El valor óptimo es considerado aquel próximo a la neutralidad (6.8-7.2), pero mientras en la primera fase de la hidrólisis se tendrá un valor de PH entre 5.6-6.0, en la etapa siguiente de metanogénesis, el PH cambiará a 7.2-7.5. El PH ideal para la degradación de la celulosa es de 6.0. En general, el caso que se recurra a un único digestor, es aconsejable favorecer la sobrevivencia de las bacterias metanogénas que son las más importantes.

3.4.3.- Relación C/N.- Las bacterias necesitan tanto carbono como nitrógeno para su crecimiento y reproducción (actividad metabólica), pero consumen carbono de 25 a 30 veces más que nitrógeno. Si hay demasiado carbono en la materia a fermentar, el proceso se hace más lento y tiende a acidificarse. Si hay demasiado nitrógeno, este se perderá como amoníaco (el exceso), elevando el pH y reduciendo el poder fertilizante y nutriente de los lodos efluentes. Así, el ratio C/N conveniente debe estar comprendido entre 25 y 30, y para lograrlo habrá que combinar materiales pobres en nitrógeno (pajas, rastrojos) con materiales ricos en nitrógeno (excretas, orina, estiércol, etc.) Ver tabla 4.

3.4.4.- Potencial de Oxidoreducción.- Es un parámetro muy útil para poder verificar las condiciones anaeróbicas: los valores deberán mantenerse entre -350/450 mv.

3.4.5.- Microelementos.- En base a la experiencia adquirida hasta el momento a nivel mundial, los microelementos presentes en el sustrato no parecen desarrollar una acción particular sobre el proceso.

3.4.6.- Substrato.- Está entre los parámetros de mayor importancia, en grado de modificar el desarrollo del proceso anaeróbico. Para poder cuantificar previamente la producción de biogas, es en efecto, necesario conocer las características principales del sustrato, como son el contenido de sólidos volátiles (SV), de sólidos totales (ST) y particularmente su relación SV/ST. Tal valor varía de 0.85 para la grasa de ovino a 0.7 para las aves. Basa

el proceso de digestión puede descenderse a 0.4-0.6 en relación al sustrato de partida y al tipo de instalación empleado. Reducciones superiores no son económicamente importantes.

El tipo de sustrato influye, además, en la selección del reactor. Operando en base a concentraciones de ST (10 %) es preferible recurrir a la agitación de la masa si se quiere evitar la formación de una costra superficial que puede causar notables problemas en la fase de descarga del digestor. Concentraciones muy elevadas de ST pueden resultar tóxicas para la actividad metabólica de las bacterias. No debe olvidarse, además, las características físicas del sustrato: residuos líquidos pajosos o con fibras largas pueden crear problemas en las fases de carga y descarga del digestor además de facilitar la estratificación de la masa.

3.4.7.- Límites de Toxicidad.— Existen varios compuestos que resultan tóxicos a las bacterias, y según, el valor de su presencia en el reactor, pueden causar el bloqueo total o sólo una disminución de la producción. El amoníaco es el compuesto tóxico más común, se puede encontrar bajo la forma amoniacal (NH_3) en condiciones de ambiente ácido, mientras en condiciones básicas se tiene la forma gaseosa (NH_4). Considerando las dos formas en el total, los límites indicados como máximos soportables son de 1500-3000 mg/ut. Los ácidos volátiles (acéticos,

propiónico, y butírico) los cuales manifiestan una acción inhibitoria sobre las bacterias, cuando, expresados como ácido acético alcanzan una concentración superior a los 2.000 mg/ut. La alcalinidad, expresada como CaCO_3 , no deberá superar en el interior del reactor valores comprendidos entre 1500-4000 mg/ut. La relación ácidos volátiles/Alcalinidad del medio deberá resultar entre 0.2 - 0.5. Existen otros elementos (antibióticos, desinfectantes, detergentes, iones, etc) por los cuales los datos relacionados a la toxicidad están muy dispersos.

3.4.8.- Tiempo de Retención.- Representa el período de permanencia efectiva en el digestor del material fermentable. En función del tipo de residencia de la fracción sólida (SRT) y aquella de la fracción líquida (HRT). Esta última corresponde a la relación entre el volumen útil del reactor (V) y aquel agregado diariamente (Q) y puede ser definido con la fórmula $TR = V/Q$.

El tiempo de residencia está ligada a la velocidad de reacción (a su vez ligado a la temperatura), al contenido en SV (con la correcta relación C/N) y al grado de molienda de la sustancia orgánica que se desea obtener. Para el intervalo de temperatura de $30^\circ\text{C} - 40^\circ\text{C}$ la mayor parte de los autores indican un valor óptimo del tiempo de residencia comprendido entre 10 y 30 días.

3.4.9.- Carga Especifica del Digestor.- Corresponde a la cantidad de SV cargados diariamente en el digestor. No resulta conveniente exceder la carga específica para no hacer prevalecer la fase de acidificación sobre la metanigena, lo que conduciría a una disminución del PH con la consiguiente inhibición del proceso. Sin embargo, una carga diaria muy baja de sustancia orgánica a metabolizar se traducirá en una producción limitada de biogas por unidad de volumen del reactor. En la práctica operando con bacterias mesofílicas no se deberá descender por debajo de 1 Kg de SV/m de digestor al día. Los valores entre tan amplios márgenes estarán definidos en función del tipo de instalación adoptado.

3.4.10.- Índice de Conversión.- Como ya se ha subrayado en parte, la máxima cantidad de biogas que puede ser obtenida de la degradación de la sustancia orgánica está ligada a numerosos factores que influyen en el proceso, al tipo de instalación, al tiempo de residencia. En términos teóricos de la degradación anaeróbica de 1 KG de SV se puede obtener 1900 cm de biogas, mientras la producción real puede variar de 250 a 1500, en cuanto todas las sustancias que se volatilizan son utilizables por las bacterias (por ejemplo la lignina es degradable sólo en tiempos extremadamente largos). En promedio se tiene un abatamiento del 40-60 % de los sólidos volátiles

3.4.11.- Presión.- La velocidad de producción de gas, varía considerablemente con la presión mantenida sobre la materia orgánica en proceso de fermentación. Tomando la presión atmosférica como referencia, una sobrepresión de 5 cms. de columna de agua, reduce la producción de gas en un 10 % y una presión sub-atmosférica de 6 cms de columna de agua, aumenta la producción en un 20 %.

A causa de esta variabilidad en la generación de gas respecto a la presión, se recomienda que durante los periodos de acumulación de gas en el gasógeno (cuando no hay consumo) se mantenga un vacío dentro del digestor, que puede ser haciendo subir la campana contrapesas y dejándola libre cuando se vaya a hacer uso del gas.

3.4.12.- Agitación.- La agitación de la mezcla en el digestor ayuda a establecer un mayor contacto con las bacterias, proporciona una temperatura interna más uniforme y rompe la nata. La agitación puede hacerse por medios mecánicos, recirculación de la mezcla o recirculación del biogas a través de difusores instalados en el fondo del digestor. Los digestores que operan con bacterias mesofílicas, requieren una agitación leve.

3.4.13.- Acidos Volátiles.- Son producto de la acción de las bacterias acetogénicas, encontrándose entre los ácidos más comunes: acético, propiónico, butírico, isobutírico, n-valérico isovalérico y n-caproico, siendo

el más abundante el acético.

La concentración de ácidos volátiles es un parámetro importante para seguir el curso de la fermentación debido a que variaciones de éste indican un desbalance entre la población microbiana. Una digestión normal opera a niveles de 200 a 400 mg/lit ácido acético.

3.4.14.- Alcalinidad.- Es la medida de la capacidad de tampón que existe en el medio. Los iones NH_4^+ y HCO_3^- permanecen en solución y contribuyen a la alcalinidad del medio. Valores de alcalinidad altos, indican que el sistema es capaz de amortiguar las fluctuaciones del pH. Niveles de alcalinidad de 2000 a 3500 mg CaCO_3 /lit, son considerados aceptables para la digestión.

3.5.- SELECCION DEL PROCESO DE SEPARACION Y SUS CONDICIONES DE OPERACION.

3.5.1.- Purificación del Metano.

El gas generado en la fermentación contiene principalmente CH₄, CO₂, H₂S y H₂O. Para obtener un gas combustible con alto poder calorífico es necesario retirar el CO₂ y el H₂S. Además debe ser secado para evitar problemas de corrosión en equipos de transportes del gas.

3.5.1.1.- Absorción del CO₂.

Para absorber el CO₂ existen varios absorbentes de importancia comercial. Dentro de los más utilizados se encuentran las etanolaminas y carbonatos alcalinos. Estos últimos tienen baja eficiencia en absorción del CO₂ y altos requerimientos de vapor para su regeneración, por lo que se está dejando de utilizar.

Las etanolaminas que han sido usadas para este proceso son: mono, di y trietilamina. Esta última ha sido desplazada por su baja capacidad, baja reactividad y su inestabilidad.

La más usada es la monoetanolamina debido a su bajo precio, alta reactividad, excelente estabilidad y la facilidad con que puede ser regenerada.

Las principales reacciones que ocurren durante la absorción del CO₂ son:



La elección de la concentración de la solución a usar es bastante arbitraria y usualmente se basa en experiencias previas. Se usa actualmente en concentraciones de un 10 a un 30 % en peso.

3.5.1.2.- SECADO DEL GAS

Dentro de las alternativas de procesos de secado de gas se encuentran: la adsorción en desecantes

sólidos activados y la absorción en líquidos higroscópicos.

Entre los absorbentes líquidos, los de mayor importancia son los glicoles y los factores que influyen en su amplio uso son: su higroscopicidad, excelente estabilidad al calor y a la descomposición química, su baja presión de vapor y sus costos moderados (9).

Dentro de los materiales desecantes, el más utilizado es la sílica gel, que comercialmente es un material granular con amplios rangos de tamaño. Tiene alta higroscopicidad, fácilmente regenerable, vida útil aproximadamente de un año.

3.5.2.- SEPARACION SOLIDO LIQUIDO

Como se pretende obtener un abono comercial, entonces hay que retirar el agua a la suspensión proveniente del fermentador. Para lograr lo anterior se usará a la salida del fermentador un sedimentador, con el objeto de disminuir el volumen a tratar en la etapa posterior. Finalmente se filtrara el lodo, obteniendose un producto semisólido.

4.-BALANCES

4.1.-BALANCE DE MATERIA

Nomenclatura:

- D : Velocidad de disolución, hr⁻¹
- F₀ : Flujo de alimentación al fermentador, ton/día.
- F₁ : Flujo de lodos sedimentados, ton/día.
- F₂ : Flujo de desechos orgánicos húmedos, ton/día.
- F₃ : Flujo de aguas negras, ton/día.
- F₄ : Flujo de efluente claro del sedimentador primario, ton/día
- F₅ : Flujo de inorgánicos en el desecho, ton/día.
- G : Flujo de CH₄, m³/día, 0°C y 1 atm.
- L : Flujo volumétrico a la entrada del fermentador, m³/día
- O : Orgánicos.
- O_f : Orgánicos fermentados
- S : Concentración de sustrato en el fermentador, g/l
- S₀ : Concentración de sustrato en la alimentación al fermentador, g/l.
- V : Volumen del fermentador.
- X₀ : Fracción de sólidos en la alimentación al fermentador.
- X₁ : Fracción de sólidos en aguas negras sedimentadas.
- X₂ : Fracción de sólidos en el desecho orgánico.
- X₃ : Fracción de sólidos en aguas negras originales.
- X₄ : Fracción de sólidos en efluente claro del sedimentador.
- X₅ : Fracción de sólidos aportados por aguas negras.
- x : Concentración de células en el fermentador, g/l/.
- x₀ : Concentración de células en la alimentación del fermentador g/l.
- Y_s : Rendimiento de sustrato , g célula/g O_f.
- u : Velocidad específica de crecimiento promedio,

hr-1.

O : Tiempo de residencia, días.

4.2.- ETAPA DE CLASIFICACION Y MOLIENDA

Haciendo referencia al estudio de disponibilidad de materias primas presentado en la sección 1.1.1.-, se generan 360 ton/día (1995) de desechos. El sistema de recolección promedio operará solamente 5 días a la semana, por lo tanto la etapa de clasificación y molienda debe procesar la cantidad equivalente a 7 días, esto es: $360 (7/5)=504$ ton.

Para realizar los balances es ésta etapa, se considera la composición de la basura y los porcentajes de remoción de las diferentes fracciones de las tablas 5 y 9 respectivamente.

4.2.1.- CLASIFICACION MANUAL

El balance de materiales de ésta etapa se presenta en la tabla 11.

4.2.2.- HARNEO

El balance de materiales de ésta etapa se presenta en la tabla 12.

4.2.3.- CLASIFICACION CON AIRE

El balance de materiales de ésta etapa se presenta en la tabla 13.

De las tablas 11, 12, y 13 se concluye finalmente que se obtendrá un flujo de materias primas que tendrá un porcentaje de orgánicos de 98.4% en base húmeda.

4.3.- FERMENTACION

4.3.1.- PREMEZCLADOR

Se trabajará a una concentración del 10% de sólidos en el fermentador, utilizándose aguas negras para lograr esta suspensión. Estas aguas negras tienen un 0.1% de sólidos (10) y estos deben contribuir con el 3% de los sólidos totales (11).

Balance total:

$$F1 + F2 + F3 = F0 \quad \text{ec. 3.1}$$

Balance de sólidos:

$$X1.F1 + X2.F2 + F5 = X0.F0 \quad \text{ec. 3.2}$$

Sólidos aportados por las aguas negras:

$$X1.F1 = X5.X0.F0 \quad \text{ec. 3.3}$$

donde:

$$F2 = 270.0 \text{ (ton/día)}$$

$$F5 = 4.5 \text{ (ton/día)}$$

$$X0 = 0.1$$

$$X2 = 0.7$$

$$X5 = 0.03$$

Resolviendo:

$$F1 = 1.720 \text{ (ton/día)}$$

$$F0 = 1.995 \text{ (ton/día)}$$

$$X1 = 0.0034$$

Como las aguas negras traen un 0,1% de sólidos, se hace necesario concentrarlas para lograr los 0,34% requeridos.

Relación carbono/nitrógeno:

Carbono en desechos sólidos:

Se considerará que el carbono proviene exclusivamente de la materia orgánica, despreciando el que viene en la fracción contaminante no eliminada.

Carbono en desecho seco: 40%

Carbono en las aguas negras:

El 70% de los sólidos corresponde a los microorganismos y de estos el 50% es carbono (12).

Nitrógeno en el desecho sólido:

1% de la basura húmeda .

2% de los sólidos (13)

Por lo tanto:

Carbono = $189 \text{ (ton o/día)} * 0.4 \text{ (ton C/ton O)} + 1.720 \text{ (ton lodo/día)} * 0.0034 \text{ (ton sólido/ton carbono/ton células)}$

Carbono = 77.6 (ton/día)

Nitrógeno = $360 \text{ (ton basura/día)} * 0.01 \text{ (ton N/ton basura)} + 1720 \text{ (ton N/ ton sólido)}$

Nitrógeno = 3.7 ton/día.

Por lo que la relación de carbono/nitrógeno resultará 21, estando dentro de los rangos, hay que considerar que el aporte de nitrógeno de parte de las

aguas negras es determinante para alcanzar la relación adecuada C/N.

4.3.2.- SEDIMENTADOR PRIMARIO

Es necesario hacer balances de materia para determinar el flujo de entrada al sedimentador:

Balance de sólidos:

$$X_3 * F_3 = X_4 * F_4 + X_1 * F_1 \quad \text{Ec. 3.4}$$

Donde:

$$X_1 = 0.0034$$

$$X_3 = 0.001$$

$$X_4 = 0.0$$

$$F_1 = 1720 \text{ ton/día}$$

Resolviendo:

$$F_3 = 5850 \text{ ton/día}$$

4.3.3.-FERMENTADOR

4.3.3.1.- VOLUMEN DEL FERMENTADOR

Para la estimación del volumen del fermentador se utilizó el Software SIENA(Sistema integral de energías alternativas).

$$V = L * O$$

donde:

$L = F_0$, (densidad del fluido, supuesta igual a la del agua).

$$O = 5 \text{ días}$$

Resolviendo:

$$V = 9975 \text{ m}^3$$

4.3.3.2.- BALANCE DE CELULAS

Balance de células en el fermentador:

$$V * dx/dt = F_0 * x_0 - F_0 * x + u * x * V \quad \text{Ec. 3.6}$$

$x_0 = 0$, dividiendo por V Ec. 3.6 :

$$dx/dt = -(F_0/V) * x + u * x \quad \text{Ec. 3.7}$$

$$F_0/v = D \quad \text{Ec. 3.8}$$

En estado estacionario :

$$u = D \quad \text{Ec. 3.9}$$

4.3.3.3.- BALANCE DE SUSTRATO

Balance de sustrato en el fermentador

$$V * dS/dt = F_0 * S_0 - F_0 * S - u * x * V \quad \text{Ec. 3.10}$$

dividiendo por V y asumiendo estado estacionario:

$$x = Y_s (S_o - S) \quad \text{Ec.3.11}$$

donde:

$$Y_s = 0.1 \text{ (g células/g Of)}, (14)$$

Para calcular S_o hay que considerar los orgánicos

del desecho y de las aguas negras:

$$S_o = (0.0034 \cdot 1.720 + 189) \cdot 10^3 / 1.995$$

$$S_o = 98 \text{ (g/l)}$$

$$S = (1 - 0.442) \cdot 98$$

$$S = 54.7 \text{ (g/l)}$$

Resolviendo:

$$x = 4.3 \text{ (g/l)}$$

4.3.3.4.- BALANCE DE NITROGENO

El objetivo de este balance es determinar el porcentaje de nitrógeno en el sólido que sale del fermentador.

Se supondrá que el contenido de nitrógeno de los sólidos no degradados permanecerá igual al contenido de los sólidos de la alimentación (sólidos de la basura).

El porcentaje de nitrógeno en los sólidos alimentados es:

$$\%N = 3.7 / (1.995 \cdot 0.1) \cdot 100$$

$$\%N = 1.8\%$$

El nitrógeno en los sólidos a la salida del fermentador es aportado por los desechos no degradados y por la biomasa generada. Entonces:

$$\begin{aligned} N \text{ en desechos no degradados} &= 189 \cdot (1 - 0.442) \cdot 0.018 \\ &= 1.9 \text{ (ton/día)} \end{aligned}$$

$$N \text{ en biomasa} + 4.3 \text{ (g células/l)} \cdot 1891 \text{ (m}^3\text{/día)} \cdot 10^3$$

Donde 1891 (ton/día), corresponde al efluente del fermentador y se calcula restando al flujo de alimentación la corriente gaseosa generada. Así:

$$34670 \text{ (m}^3\text{ CH}_4\text{/día)}, (0^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 24.8 \text{ (ton/día)}$$

$$34670 \text{ (m}^3\text{ CO}_2\text{/día)}, (0^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 68.1 \text{ (ton/día)}$$

$$16608 \text{ (m}^3\text{ H}_2\text{O/día)}, (60^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 10.9 \text{ (ton/día)}$$

El cálculo del flujo de agua se detalla en el balance de energía del fermentador.

Por lo tanto el flujo de salida es:

1891 ton/día.

en biomasa = $8.13(\text{ton células/día}) * 0.14(\text{tonN/toncélulas})$
 = 1.14 ton/día

N total en sólidos = 3 ton/día

El porcentaje de sólidos a la salida del fermentador es:

$(105.5 + 8.1 + 4.5) / 1891 * 100 = 6.24 \%$

Sólidos totales = $1891 * 0.0624$
 = 118 ton/día

El porcentaje de nitrógeno en el sólido es 2.6 %

4.3.3.5.- PRODUCCION DE GAS

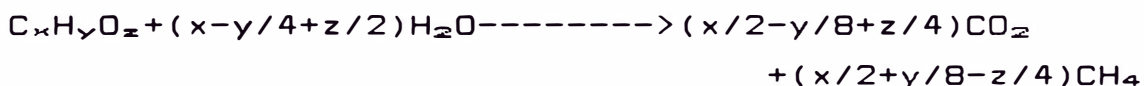
Teóricamente se puede determinar la producción de metano utilizando el rendimiento del sustrato y aplicando la relación de Buswell.

Se supondrá que el sustrato es celulosa, por lo tanto:

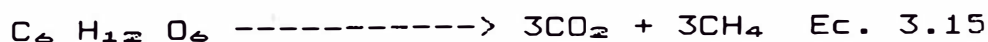
1 Kg. celulosa-----> 0.1 Kg células + 0.9 Kg(
 $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$) Ec. 3.12

0.9 Kg celulosa + $0.9 * 0.11$ Kg H_2O -----> $0.9 * 1.11$
 Kg glucosa. Ec. 3.13

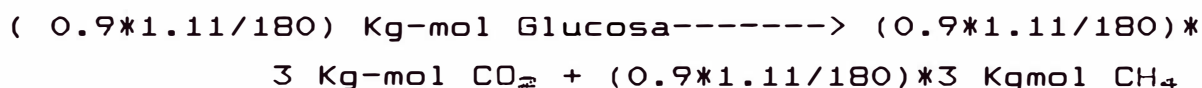
Relación de Buswell:



La glucosa producida según ec. 3.13, mediante la acción de microorganismos anaerobios se genera CO_2 y CH_4 en cantidades considerables.



Aplicando los resultados de la ec 3.13 en la ec. 3.15:



En forma global se tiene:

1 Kg Celulosa -----> 16.7 g-mol CH₄ + 16.7 g-mol CO₂

Aplicando gases ideales a condiciones normales:

Volumen de gas producido = 374 litros

Producción de gas = 0.374 m³ de CH₄/Kg celulosa
fermentada

Para efectos de cálculo se utiliza el valor de producción de gas experimental, 0.415 m³ CH₄/ Kg Of. Este valor fue obtenido a condiciones del proceso similares a las de este trabajo.(15)

4.4.- PURIFICACION DEL GAS

Los balances de masa en la etapa de purificación están asociados directamente con el diseño de los equipos.

Se señalaran en la sección correspondiente.

4.5.- SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO

La situación es análoga a la purificación del gas, por lo tanto los balances de masa se presentaran posteriormente.

5.- BALANCES DE ENERGIA, DISEÑO, ESTIMACION Y SELECCION DE EQUIPOS

5.1.- Estimación del volumen de la zona de recepción y equipo elevador.

La zona de recepción consistirá en una fosa donde el material será apilado. Se deberá almacenar los desechos generados durante 3 días, ésto suponiendo que la recolección se hace durante 5 días a la semana y la planta debe funcionar continuamente, se considerará un día más para prevenir posibles eventualidades.

El volumen de la fosa se estimará de una capacidad igual a $2/3$ de la capacidad total de almacenamiento, quedando el volumen restante de basura apilado en la fosa sobre el nivel de la tierra.

$$\begin{aligned} \text{Volumen de la fosa} &= 360(\text{ton/día}) * 3\text{días} * 1\text{m}^3 / 0.3 \text{ ton} * 2/3 \\ &= 2057 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Fijando la altura en 4 mt. y de base cuadrada, resultando los lados de 22.7mt.

5.2.- Estimación de las correas transportadoras

Nomenclatura :

C2 : Flujo en a correa transportadora, ton/hr.

C3 : Flujo máximo en la correa, ton/hr.

F : Factor de corrección según la inclinación de la correa.

H : Altura de elevación de la correa, m.

Lo : Largo equivalente, m.

L : Largo de la correa, m.

P : Potencia necesaria para mover la correa, watt.

S : Velocidad de la correa, m/s.

W : Peso de la correa, por unidad de ancho y largo, kg/m².

Y, Z : Constantes dependientes del ancho de la correa.

Estas correas se utilizarán en la etapa de clasificación manual. El flujo a tratar es el mismo que elevan los capachos y operan la misma cantidad de horas.

5.2.1.- Estimación del número de correas.

Para la estimación se usarán los datos de las tablas 15 y 16 de (16). A partir de éstas y suponiendo un tamaño de partículas promedio de 0.15 mt, se obtiene:

Ancho de Correa : 0.762 m.
 Tamaño de Partícula : 0.150 m
 Capacidad Máxima : 400 kg/m³

Esta capacidad es para una velocidad de 30.5m/min.

Para correas transportadoras horizontales la capacidad de operación es la mitad de la obtenida, para otras velocidades y densidades se utiliza la siguiente relación Directa :

$$\frac{380 \text{ kg/m}^3}{C3} = \frac{30.5 \text{ m/min.}}{.45}$$

$$C3 = 16.1 \text{ ton/hr.}$$

Cada correa debe operar a la mitad de su capacidad máxima, por lo tanto se necesitan 4 correas para cumplir la función.

5.2.1.- Potencia Requerida.

Potencia para mover la correa vacía, P1 :

$$P1 = F*(L+L_0)*W*S/0.1226 \text{ watt, Ec. 4.2}$$

Donde :

F = 0.05
 L = 10.0 m
 L₀ = 30.5 m
 W = 58.7 kg/m ancho/m largo
 S = 0.23 m/s

Resultando :

$$P1 = 223 \text{ watt}$$

Potencia para mover el material, P2:

$$P2 = F*(L+L_0)*C3/74.6 \text{ watt} \quad \text{Ec. 4.3}$$

donde:

$$C3 = 8 \text{ ton/hr}$$

Resultando:

$$P2 = 37 \text{ watt}$$

Potencia para elevar el material, P3:

$$P3 = H*C3/2 \quad \text{Ec. 4.4}$$

Donde :

$$H = 0$$

Resultando :

$$P3 = 0 \text{ watt}$$

Potencia para mecanismo vibrador, P4:

$$P4 = Y*S+Z*C3/2 \text{ watt}, \quad \text{Ec. 4.5}$$

Donde :

$$Y = 3.5$$

$$Z = 37.3$$

Resultando :

$$P4 = 186 \text{ watt}$$

Potencia total por correa = P1+P2+P3+P4

$$= 446 \text{ watt}$$

Potencia total para mover las 4 correas:

$$P_t = 1784 \text{ watt}$$

5.3.- ESTIMACION Y SELECCION DEL HARNERO

Nomenclatura :

a : Abertura de la malla, mm.

A : Area de Tamizado, m².

D : Diámetro del tambor, m.

F : Flujo a procesar, ton/hr.

Fc : Factor de capacidad de la malla, ton/hr-m²
-mm.

g : Aceleración de gravedad, m/s².

L : Largo del tambor, m.

m : Masa del material, Kg.

N : Velocidad de rotación del tambor, rpm.

Nc : Velocidad crítica de rotación, rpm.

v : Velocidad periférica de la partícula, m/s.

Seleccionando un harnero tipo tambor rotatorio o tromel, considerando el tamaño de partícula que se encuentra en el rango de tamaño de 0.5-6 cm.(17), se espera retirar un fino de tamaño 1 cm. como máximo.

Se puede calcular la velocidad de rotación crítica de un tambor, igualando la fuerza de gravedad con la fuerza centrífuga existente.

De esta manera :

$$m * g = 2 * m * v^2/D \quad \text{Ec. 4.6}$$

Además :

$$v = \pi * D * N/60$$

Reemplazando v en la ec. 4.6, se obtiene :

$$N = 42.25/ D^{0.5} \quad \text{Ec. 4.7}$$

Con respecto a la cantidad de desechos a tratar, estos serán de 427 ton/día. Se operará durante el mismo tiempo que los equipos anteriores, 16 hrs., por lo tanto se procesaran 26.7 ton/hr.

Para estimar el área de tamizado se utilizará datos e tromel usado para el mismo proceso(18), estos son:

$$D = 1.5 \text{ m.}$$

$$L = 4.3 \text{ m.}$$

$$F = 8 \text{ ton/hr.}$$

$$A = 20.5 \text{ m}^2.$$

$$a = 10 \text{ mm.}$$

Fc se mantendrá constante para estimar éste tromel :

$$F_c = 8 \text{ ton/hr} * (1/20.5 \text{ m}^2) * 1/10 \text{ mm.}$$

$$F_c = 0.039 \text{ ton/hr-m}^2\text{-mm.}$$

El diametro del tromel a estimar es de 2m, introduciendo éste valor en la Ec. 4.7 resulta una velocidad de rotación crítica de 30 rpm. Se trabajará a la mitad de la velocidad crítica.

$$N = 15 \text{ rpm.}$$

Area del tromel :

$$F_c = 26.7 \text{ ton/hr} * (1/A \text{ m}^2) * 1/10 \text{ mm.}$$

$$A = 68.5 \text{ m}^2.$$

Se utilizarán 2 tambores, cada uno con un área de tamizado de 34.25 m².

Largo del tromel :

$$L = A/\pi * D$$

$$L = 5.5 \text{ m.}$$

5.4.- ESTIMACION Y SELECCION DEL MOLINO.

Para seleccionar el molino se consideran las siguientes características del material :

Dureza : Blando

Tamaño de Alimentación : Máximo 15 cm.

Tamaño de producto : Máximo 5 cm.

Razón de Reducción : 3:1.

El tamaño de partículas alimentadas y la razón de reducción clasifican esta operación como una molienda grosera (19).

Para materiales blandos, los equipos más usados para la molienda grosera son los molinos de rodillos dentados.

5.4.1.- Estimación de la Potencia del molino

Esta es directamente proporcional a la capacidad y razón de reducción. Los requerimientos para una razón 4:1 son de 0.4 HP/ton/hr, para materiales (42).

Se usará este valor y de ésta manera se sobredimensionan los requerimientos de potencia.

El tiempo de operación es de 16 hrs/día. El flujo a procesar es de 410 ton/día/16hr/día, esto es 26 ton/hr.

La potencia que hay que entregar al molino resulta de:

$0.4 \text{ HP/ton/hr} * 26 \text{ ton/hr}$, lo que resultan 11 HP.

$$\text{Potencia del molino} = 7600 \text{ watt.}$$

5.5.- ESTIMACION Y SELECCION DEL CLASIFICADOR POR AIRE.

Nomenclatura :

A1 : Area de flujo en ducto de fluidización de sólidos, m^2 .

A2 : Area de flujo en cámara de sedimentación, m^2 .

Bs : Ancho de cámara de sedimentación, m.

d : Densidad del fluido, kg/m^3 .

ds : Densidad del sólido, kg/m^3 .

D : Diametro del ducto, m.

- DP : Caída de presión, atm.
 Dp : Diametro de particula, m.
 F : Flujo de aire, M³/seg.
 Fo : Factor de fricción.
 g : Aceleración de gravedad, m/s².
 Hs : Altura de cámara de sedimentación, m.
 L : Largo del ducto, m.
 Ls : Largo de cámara de sedimentación, m.
 P : Potencia requerida en el transporte neumático, watt.
 Re : Número de Reynolds.
 u : Viscosidad del aire, kg/m-s.
 ut : Velocidad de sedimentación terminal, m/s.
 V : Volumen de la cámara de sedimentación, m³.
 v1 : Velocidad del fluido en el ducto, m/s.
 v2 : Velocidad del fluido en la cámara, m/s.
 R : Razón de sólidos.
 T : Capacidad del sistema de transporte, Kg/hr.

Se seleccionó la cámara de sedimentación gravitacional para separar los materiales pesados que aún permanecen en la corriente. Son de fácil construcción, bajo costo y caída de presión despreciable.

Este equipo opera con tamaños de partículas mayores a 43 micras (20), adecuado para el rango de tamaño y materiales que se debe separar.

El sólido alimentado a ésta cámara debe venir fluidizado, lo que se hará en transporte neumático.

5.5.1.- Cámara de Sedimentación.

Los sólidos que deben ser retirados en la cámara son metales, vidrios,, piedras y plásticos.

Se diseñará una cámara que tenga dos secciones, la primera para sedimentar la fracción pesada, que es fundamentalmente inorgánica y la segunda sección para sedimentar los desechos orgánicos.

La velocidad de sedimentación de las partículas está dada por la ley de Newton :(20)

$$u_t = ((4*(d_s-d)*g*D_p)/(3*d*F_o))^{0.5} \quad \text{Ec. 4.8}$$

La densidad del sólido a usar será de un 40 % mayor que la del papel, de tal manera que en la primera zona el material orgánico no sedimente.

El factor de fricción se obtiene de la figura 70 de (21), como función del número de Reynold y del factor de esfericidad. Se utiliza el menor que da ésta figura debido a la heterogeneidad de las partículas.

El diámetro de partículas se estimó en 1.5 cm ya que el harneo previo se retiraron partículas de 1 cm.

De acuerdo a lo anterior, se tiene que :

$$\begin{aligned} d_s &= 1300 \text{ Kg/m}^3 \\ d &= 1.29 \text{ Kg/m}^3 \\ u &= 1.8*10^{-5} \text{ Kg/m-s} \\ v_1 &= 3.05 \text{ m/s. (45)} \end{aligned}$$

Cálculo número de Reynold :

$$Re = D_p * v_1 * d_s/u$$

Resultando :

$$Re = 3.3*10^6$$

Con Reynold y figura 70 de (44) se obtiene :

$$F_c = 200$$

Reemplazando en la Ec. 4.8 se tiene :

$$u_t = 1 \text{ m/s.}$$

Para determinar el largo de la cámara se realizó un análisis geométrico con los vectores correspondientes a las velocidades de sedimentación de las partículas, velocidad del fluido y distancias a recorrer por las partículas.

De donde :

$$Tg \ a = v_1/u_t \quad \text{Ec. 4.9}$$

$$Tg \ a = 3.05$$

$$a = 71.6^\circ$$

Se consideró la trayectoria de la partícula en la parte más cercana a la pared superior de la cámara como

el caso más desfavorable, por lo tanto la partícula debe descender una distancia mínima igual al diámetro del ducto. Sobredimensionado el sistema se considera un 100 % más.

Luego :

$$Tg a = Ls/2D \quad \text{Ec. 4.10}$$

Resultando:

$$Ls = 1.2 \text{ m}$$

Aplicando la ecuación de continuidad entre la tubería y la cámara:

$$v1*A1 = v2*A2$$

Resultando :

$$A2 = 0.38 \text{ m}^2.$$

Además :

$$A2 = Bs*Hs.$$

Fijando Hs en 1.5 m, resulta :

$$Bs = 0.25 \text{ m.}$$

Luego la primera sección tendrá las siguientes dimensiones :

$$Ls = 1.2 \text{ m.}$$

$$Hs = 1.5 \text{ m}$$

$$Bs = 0.25 \text{ m}$$

En la segunda sección se recolectará el material orgánico. El total a retirar será de 385 ton/día. El volumen de este estanque se estimará para un tiempo de residencia de 0.1 hrs.

Se utiliza la densidad correspondiente al desecho alimentado al proceso, es decir 0.35 ton/m³.

De tal manera el volumen viene dado:

$$V = 385 \text{ ton/día} * 16 \text{ hr/día} * 0.1 \text{ hr} * 0.35^{-1} \text{ m}^3/\text{ton.}$$

$$V = 7 \text{ m}^3.$$

Suponiendo una altura igual a la de la primera sección, (1.5 m, y de base cuadrada, se obtiene:

$$Hs = 1.5 \text{ m.}$$

$$Ls = 2.1 \text{ m.}$$

$$Bs = 2.1 \text{ m.}$$

5.6.-Estanque de Almacenamiento de Material orgánico.

Se estimará para almacenar los desechos necesarios para 3 días de operación en el digestor.

$$385 \text{ ton/día} * 5/7 = 275 \text{ ton/día} * 3 \text{ días} \\ = 824 \text{ ton/día}$$

Suponiendo la densidad del material de 0.35 ton/m³

$$V = 2355 \text{ m}^3$$

Las dimensiones de ésta fosa se estimarán de manera similar a la fosa de almacenamiento inicial.

El volumen es 2/3 del volumen de almacenamiento total. La altura se fija en 4 m, por lo tanto la base resulta de 20 m de lado.

5.7.-ESTIMACION DEL EQUIPO ELEVADOR DE SOLIDOS AL PREMEZCLADOR

Para llevar los sólidos orgánicos almacenados en el estanque de premezclamiento se utilizará un elevador similar al utilizado en 4.1.

Considerando la misma densidad, un largo de 7.6 m tomando la altura del estanque de almacenamiento más la altura del premezclador. Además de utilizar las mismas relaciones y ecuaciones de 4.1 se obtiene :

Potencia Consumida por un elevador :

$$P = 16 \text{ watt.} \quad \text{de Ec. 4.16}$$

Operando con ocho elevadores :

$$\text{Potencia total} = 128 \text{ watt.}$$

Dimensiones de los elevadores :

$$\text{ancho} \times \text{proyección} \times \text{alto} = 45.7 \text{ cm} \times 20.3 \text{ cm} \times 30 \text{ cm}$$

5.8.- ESTIMACION DEL SEDIMENTADOR PRIMARIO

Nomenclatura:

A : Area de sedimentación, m².

D : Diámetro del Sedimentador, m.

d : Densidad del Fluido, Kg/m³.

Df : Razón líquido/Sólido en la alimentación.

Do : Razón líquido/Sólido por el fondo.

P : Potencia de agitación, watt.

s : Gravedad específica.

V_s : Velocidad con que se mueve la interface, cm/h.

5.8.1.- Area del Sedimentador.

Este sedimentador puede ser estimado como un clasificador, debido a la bajas concentraciones con que trabaja. Debe espesar las aguas negras que van a los fermentadores.

El área de sedimentación se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$A = 3.79 * (D_f - D_o) / (s - v_s) \text{ m}^2/\text{ton sólido seco/día.}$$

Ec.4.12

Donde :

$$S = 1.0$$

$$D_f = (1 - 0.001) / 0.001$$

$$D_f = 999$$

$$D_o = (1 - 0.0034) / 0.0034$$

$$D_o = 293$$

$$V_s = 60 \text{ cm/hr}$$

Sustituyendo en la Ec. 4.12 resulta :

$$A = 45 \text{ m}^2/\text{ton sólido seco/día.}$$

Además ton sólido seco/día = 5.9 Resulta :

$$A_{\text{real}} = 1.2 A_{\text{teórica.}}$$

$$A_{\text{real}} = 314 \text{ m}^2.$$

El diámetro del sedimentador resulta ser de 20 m.

Para estimar la altura del sedimentador se consideran recomendaciones dadas en (23) :

Fondo Inclinado : 0.6 m.

Almacenamiento : 0.6 m.

Alimentación : 0.9 m.

No se considerará zona de compresión debido a las bajas concentraciones de sólidos, ya que se está trabajando en el rango de sedimentación libre.

Altura total del sedimentador es 2.1 m.

5.8.2.- Potencia de agitación

Se utilizará criterio recomendado en (23) éste es de 0.8 watt/m². Entonces:

$$P = 250 \text{ watt.}$$

5.9.- DISEÑO DE PREMEZCLADOR

Nomenclatura

D : Diámetro de la turbina, m.

d : Densidad del fluido, kg/m³.

Fo: Flujo de descarga del premezclador, ton/día.

g : Aceleración de gravedad, m/s².

H : Altura del premezclador, m.

K : Adimensional depende de Reynold.

N : Velocidad de rotación, rpm.

Np: Número de potencia, adimensional.

P : Potencia de Agitación, watt.

Re: Número de Reynold.

T : Diámetro del estanque, m.

u : viscosidad, kg/m-s.

V1: Volumen de líquido, m³.

V : Volumen total, m³.

o : Tiempo de residencia, min.

5.9.1.- Estimación del Volumen.

El volumen del líquido se estima considerando un tiempo de residencia de 15 min.

$$V1 = Fc * o$$

Fo = 2000 ton/día, de sección 3.2.1, luego:

$$V1 = 21 \text{ m}^3$$

$$V1 = 0.8 * v$$

$$v = 26 \text{ m}^3$$

Las dimensiones de este estanque se calcularán considerando la siguientes relaciones:

$$H/T = 1.$$

$$D/T = 0.33$$

Luego se obtiene:

$$T = 3.0 \text{ m.}$$

$$H = 3.0 \text{ m.}$$

$$D = 1.0 \text{ m.}$$

5.9.2.- Tiempo de Mezclamiento

Para asegurar un mezclamiento adecuado se debe cumplir que el tiempo de residencia debe ser mayor que el de mezclamiento.

El tiempo de mezclado para turbinas viene dado por la siguiente relación:

$$K = N \cdot \alpha \cdot (D/T)^2 / ((N^2 D/g)^{0.16} \cdot (K/T)^{0.5}), \quad (49) \quad \text{Ec. 4.13}$$

Además :

$$Re = D^2 \cdot N \cdot d / u \quad \text{Ec. 4.14}$$

Donde :

$$N = 30 \quad \text{rpm}$$

$$d = 1000 \quad \text{Kg/m}^3$$

$$D = 1.0 \quad \text{m.}$$

$$u = 0.001 \quad \text{kg/m-s.}$$

Resolviendo la Ec. 4.14, se obtiene :

$$Re = 5 \cdot 10^5$$

Con Re y figura de (24) se obtiene :

$$K = 5$$

Evaluando la Ec. 4.13 resulta:

$$\alpha = 0.85 \quad \text{min.}$$

De este cálculo se concluye que el tiempo de residencia elegido está correcto. El sistema está sobredimensionado.

5.9.3.- Potencia de Agitación

La potencia esta dada por la siguiente relación:

$$P = N_p \cdot D^5 \cdot N^3 \cdot d$$

Donde :

$$Re = 5 \cdot 10^5$$

Con Re y figura 19-13 (25) se obtiene :

$$N_p = 6$$

Sustituyendo en la Ec. 4.15, resulta :

$$P = 750 \quad \text{watt.}$$

5.10.- DISEÑO DEL FERMENTADOR

Nomenclatura.

A : Area de transferencia de calor, m^2 .

a : Area de transferencia por longitud, m^2/m .

Ap : Area de transferencia de calor con el ambiente, m^2 .

Cp : Calor específico, $\text{kcal/kg-}^\circ\text{C}$.

- d : densidad, kg/m^3 .
- D : Diámetro del impulsor, m.
- DE : Diámetro externo del tubo, m.
- DHc : Calor de combustión de células, kcal/kg .
- DHm : Calor de combustión del CH_4 , Kcal/kg .
- DHs : Calor de combustión de celulosa, Kcal/kg .
- DH1 : Diferencia de entalpía del CH_4 , entre 25°C y 60°C .
- DH2 : Diferencia de entalpía del O_2 , Kcal/Kg .
- DH3 : Diferencia de entalpía del CO_2 , Kcal/kg .
- DH4 : Diferencia de entalpía del H_2O , Kcal/kg .
- DHo : Calor de combustión del CH_4 , Kcal/mol .
- DI : Diámetro interno, m.
- DT : Gradiente de temperatura, $^\circ\text{C}$.
- e : Eficiencia de compresión.
- fp : Factor de correlación en el tiempo de mezclado.
- Fr : Flujo de biogas a recircular, m^3/min .
- Fm : Flujo volumétrico de CH_4 , m^3/hr .
- g : Aceleración de gravedad, m/s^2 .
- he : Coeficiente de transferencia externo, $\text{Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$.
- hi : Coeficiente de transferencia interno, $\text{Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$.
- hi: Coeficiente de transferencia corregido, $\text{Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$.
- H1 : Altura de líquido en el fermentador, m.
- k : Conductividad térmica del hormigón, $\text{Kcal/hr-m-}^\circ\text{C}$.
- kw : Conductividad térmica del H_2O , $\text{Kcal/hr-m-}^\circ\text{C}$.
- l : Largo de tubería, m.
- L : Espesor de la pared, m.
- Mo : Moles de O_2 consumidos en combustión de células.
- mw : Flujo masico de H_2O , kg/hr .
- mw1 : Flujo de agua evaporada por fermentador Kgmol/h .
- n : moles/mol celulosa .

N	: Velocidad angular del impulsor, rpm.
Np	: Número de potencia, adimensional.
P	: Potencia de agitación, watt.
p1	: Presión de entrada al compresor, atm.
p2	: Presión de salida del compresor, atm.
pL1	: Presión para vencer la altura de líquido, atm.
pv	: Presión de vapor, atm.
pt	: Presión total del sistema, atm.
pr	: Número de pradt1, adimensional.
PM	: Peso molecular, Kg/Kg-mol.
Qa	: Calor de agitación, Kcal/hr.
Qe	: Calor de evaporación, Kcal/hr.
Qf	: Calor de fermentación, Kcal/hr.
Qp	: Calor perdido por las paredes, Kcal/hr.
Qs	: Calor a retirar o entregar a los fermentadores, kcal/hr.
R	: Constante de los gases, cal/mol-°K.
Rd	: Factor de ensuciamiento, hr-m ² -°C/Kcal.
Rc	: Número de Reynold, adimensional.
r	: Factor adimensional en compresión de gases.
T	: Diámetro del fermentador, m.
T1	: Temperatura a la entrada del compresor, °C.
T2	: Temperatura a la salida del compresor, °C.
Te	: Temperatura de entrada del medio de calentamiento, °C.
Tf	: Temperatura de la fermentación, °C.
Ts	: Temperatura de salida del medio de calentamiento, °C.
Tw	: Temperatura promedio del serpentín, °C
u	: Viscosidad, kg/m-s.
ue	: Velocidad específica de crecimiento, hr ⁻¹ .
Uc	: Coeficiente global de transferencia de calor calculado, Kcal/hr-m ² -°C.
Ud	: Coeficiente global de transferencia de calor de diseño, Kcal/hr-m ² -°C.

- V : Volumen de Fermentación, m³.
 W_r : Trabajo de expansión real, cal/mol.
 W_s : Trabajo de expansión ideal, cal/mol.
 X : Concentración celular, g/l.
 x_w : Fracción molar del H₂O en el líquido.
 y : Fracción molar en el gas.
 Y : Rendimiento energético, Kg células/Kcal.
 Y_s : Rendimiento de sustrato, Kg células/kg S.
 λ : Calor de vaporización, kcal/kg.
 o : Tiempo de mezclado.

Los subíndices m, d, s, w y o se refieren a los compuestos metano, dióxido de carbono, H₂S, H₂O y Oxígeno respectivamente.

El volumen total de fermentación es de 10.000 m³ este será dividido en cuatro unidades, con un quinto en by-pass.

Con respecto a la agitación de estos fermentadores, se encuentra el uso de impulsores y la agitación con gas.

5.10.1.- Agitación en la Fermentación

5.10.1.1.- Agitación con gas.

Para los cálculos se considerará que el biogas se comprime adiabáticamente.

La potencia consumida por el compresor está dada por la siguiente relación:

$$P = 0.00154 F_r \cdot p_1 \cdot r \quad \text{Ec. 4.16}$$

Donde :

$$r = (p_2/p_1)^{0.283} - 1 \quad \text{Ec. 4.17}$$

$$p_2 = p_L + p_1 \quad \text{Ec. 4.18}$$

se tiene:

$$p_1 = d \cdot g \cdot H_1 \quad \text{Ec. 4.19}$$

$$d = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$H_1 = 14.7 \text{ atm}$$

La altura del líquido fue calculada considerando que la razón altura/diámetro del fermentador es 1.

Evaluando p_L se tiene:

$$P_L = 1.4 \text{ atm.}$$

Estos sistemas operan a una presión superior a la atmosférica, para prevenir la entrada de aire a los fermentadores. Entonces:

$$p_1 = 1.1 \text{ atm.}$$

Sustituyendo en la ec. 4.18, resulta:

$$p_2 = 2.5 \text{ atm}$$

Luego de Ec. 4.17 se obtiene:

$$r = 0.2615$$

El flujo de biogas a recircular se estimó en base a recomendaciones bibliográficas (26). El valor recomendado se sobredimensionó en un 20 % .

Entonces:

$$F_r = 1.6 \text{ m}^3/\text{min}, (60^\circ\text{C}, 1 \text{ atm.})$$

Sustituyendo en la Ec. 4.16 y haciendo las transformaciones de unidades necesarias, se obtiene:

$$P = 2800 \text{ watt.}$$

La temperatura a la salida del compresor se obtiene de la siguiente relación:

$$T_2 = T_1(r+1)$$

Donde :

$$T_1 = 60^\circ\text{C}$$

Resulta:

$$T_2 = 147^\circ\text{C}$$

Por lo tanto se hace necesario enfriar el biogas antes de inyectarlo a los fermentadores.

5.10.1.2.- Agitación Mecánica

Se recomienda para volúmenes de miles de m^3 , agitar con hélices de diámetro pequeño, con respecto al diámetro del estanque.

Se usarán cuatro hélices ubicadas a distintas alturas en los digestores, de manera que cubran la agitación de todo el volumen del digestor.

El diámetro del propulsor se obtiene considerando un Re de 5×10^5 , que nos asegura un flujo totalmente turbulento y fijando la velocidad de rotación en 120 rpm.

$$D = (Re \cdot \mu / \rho - N)^{0.5}$$

Ec 4.21

Resulta:

$$D = 0.5 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia de un propulsor.

$$P = N_p * D^5 * N^3 * \rho \quad \text{watt,} \quad \text{Ec. 4.22}$$

Donde:

$$N_p = 0.4$$

Resulta:

$$P = 100 \text{ watt}$$

La potencia total de los impulsores considera la eficiencia de los motores. Por lo tanto para un digestor, considerando una eficiencia de un 70 % la potencia total será de 570 watt.

Cálculo del tiempo de mezclamiento.

Se calcularán dos tiempos de mezclamiento límites. El límite superior se estimará considerando que una hélice agita todo el fermentador. El límite inferior considera que cada hélice agita 1/4 del volumen. Así:

$$t = \frac{f * H^2}{(N * D)^2} \quad \text{Ec. 4.23}$$

Donde f se estima con el número de Re a partir de la figura 31 de (27). Luego:

$$f = 18$$

Caso límite superior.

La razón H/T se supondrá igual a 0.5 entonces:

$$H = 9.25 \text{ m}$$

$$T = 18.50 \text{ m}$$

Sustituyendo en la Ec.4.23, resulta:

$$t = 18 \text{ min.}$$

Caso Límite inferior:

En este caso el diámetro a considerar en la ecuación no es la correspondiente al cuarto de volumen, sino corresponde a un diámetro para cada cilindro pequeño de 7.4 m. sustituyendo en la Ec. 4.23, resulta:

$$t = 7.2 \text{ min.}$$

El tiempo real de mezclamiento está comprendido entre estos dos límites.

Hay que hacer notar que el tiempo de mezclamiento obtenido con este tipo de propulsores es relativamente alto, comparado con otros mecanismos de agitación.

5.10.2.- Balance de Energía.

El balance de global de energía en los fermentadores, se presenta a continuación:

$$Q_a + Q_f + Q_s + Q_p + Q_e = 0 \quad \text{Ec. 4.24}$$

Este balance se hará para un digestor y para los dos sistemas de agitación considerados.

Primeramente se calculará el calor de fermentación y de evaporación, que son iguales para ambos casos, iguales en cuanto al cálculo de ellos.

5.10.2.1.- Calor de Fermentación.

El calor de fermentación esta dado por la siguiente ecuación:

$$Q_f = u_e * X * V/Y \quad \text{Ec. 4.25}$$

donde se tiene que :

$$Y = Y_s / (D H_s - Y_s * D H_c - D H_m) \quad \text{Ec. 4.26}$$

$$Y_s = 0.1 \text{ kg células/kg sustrato.}$$

Se supone que el sustrato es exclusivamente celulosa. Luego:

$$D H_s = -4170 \text{ Kcal/kg}$$

Calor de combustión de células, $D H_c$:

Se supone la composición celular de una bacteria tipo:

$$\text{Carbono} = 50 \%$$

$$\text{Nitrógeno} = 14 \%$$

$$\text{Oxígeno} = 20 \%$$

$$\text{Hidrógeno} = 8 \%$$

$$\text{Cenizas} = 8 \%$$

Además se tiene que:

$$D H_c = M_o * Q_o$$

$$Q_o = 104.2 \text{ Kcal/mol } O_2$$

Cálculo de Mo.

Se considera 1 g de células

Relación estequiométrica de la combustión:



Ec4.28

Donde:

$$a = 5 \cdot 10^{-1/12}$$

$$a = 0.0417$$

$$b = 0.2/16$$

$$b = 0.0125$$

$$c = 0.08/1$$

$$c = 0.08$$

$$e = 0.14/14$$

$$e = 0.01$$

Luego los moles de oxígeno consumido por g de células combustionadas son:

$$Mo = 0.0554$$

Sustituyendo en la Ec. 4.27, se obtiene :

$$DH_c = 5.8 \text{ Kcal/Kg}$$

Calor de combustión del CH_4 , DH_m :

Base de cálculo: 1 kg de celulosa fermentada.

Por lo tanto, células generadas son 0.1 kg y masa de biogas producido es 0.9 Kg.

La hidrólisis de la celulosa ocupa un 11 % de su peso en agua pura para formar la molécula de glucosa.

Luego la hidrólisis de la celulosa producirá: $0.9 \text{ kg} \cdot 1.11 \text{ glucosa} = 5.55$ moles de glucosa.

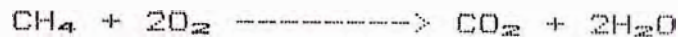
Aplicando la ecuación de Buswell, ec. 3.14, a la glucosa como sustrato, resulta:



Por lo tanto, 5.55 moles de glucosa producirán 16.5 moles de CO_2 + 16.5 moles de CH_4 .

El calor de combustión del metano se calculará en base a los calores de formación de los compuestos de la reacción.

La estequiometría de la reacción es:



Por lo tanto DHm está dado por la siguiente ecuación :

$$\text{DHm} = \text{DH1} + \text{DH2} + \text{DH3} + \text{DH4} \quad \text{Ec. 4.29}$$

Donde :

$$\text{DH1} = (298-333) * \text{Cpm} * \text{dT} * \text{nm}$$

$$\text{Cpm} = 3.2 + 18.4 * 10^{-3} T - 4.5 * 10^{-6} T^2$$

cal/mol°K

$$\text{nm} = 16.5 \text{ mol CH}_4/\text{kg S.}$$

$$\text{DH1} = -4.95 \text{ Kcal/kg S.}$$

$$\text{DH2} = (298-333) * \text{no} * \text{Cpo} * \text{dT}$$

$$\text{Cpo} = 6.12 + 3.17 * 10^{-3} T - 10^{-6} * T^2 \text{ cal/mol}^\circ\text{K}$$

(28)

$$\text{no} = 33 \text{ mol O}_2/\text{kg S.}$$

$$\text{DH2} = -8.1 \text{ Kcal/kg S.}$$

$$\text{DH3} = (298-333) * \text{nd} * \text{Cpd} * \text{dT}$$

$$\text{Cpd} = 5.3 + 1.43 * 10^{-2} T - 8.3 * 10^{-6} T^2$$

cal/mol°K

$$\text{nd} = 16.5 \text{ mol CO}_2/\text{kg S.}$$

$$\text{DH3} = 5.3 \text{ Kcal/kg S.}$$

$$\text{DH4} = 1.1 \text{ Kcal/kg S.}$$

$$\text{DHm} = -6.65 \text{ Kcal/kg S.}$$

DHm incluye también el calor de combustión del metano. Este es de 213 Kcal/kg S; luego DHm real es ;

$$\text{DHm} = -3518 \text{ Kcal/kg S.}$$

Evaluando la Ec. 4.26, se obtiene:

$$Y = -1.39 * 10^{-3} \text{ kg células/kg cal}$$

Además:

$$X = 4.4 \text{ g/l}$$

$$V = 2494 \text{ m}^3$$

$$\text{ue} = 0.2 \text{ día}^{-1}$$

Sustituyendo en la ec. 4.25, resulta:

$$Q_f = -65,800 \text{ Kcal/hr}$$

5.10.2.2.- Calor de evaporación.

Se calculará suponiendo que el biogas generado se encuentra saturado con vapor de agua.

Aplicando la ley de Roulst, para obtener la fracción molar de vapor en el biogas:

$$X_w * p_v = y_w * p_t \quad \text{Ec. 4.30}$$

donde se tiene:

$$X_w = 1.0$$

$$p_v = 0.196 \text{ atm, } 60^\circ\text{C.}$$

$$p_t = 1.1 \text{ atm}$$

Sustituyendo en la Ec. 4.30, se obtiene:

$$y_m = 0.178$$

Por otra parte el gas generado contiene principalmente CH_4 , CO_2 , H_2S y H_2O , con una composición equimolar respecto al metano y dióxido de carbono.

$$y_m = y_d \quad \text{Ec. 4.41}$$

Además :

$$y_m + y_d + y_w + y_s = 1.0 \quad \text{Ec. 4.32}$$

Resolviendo:

$$y_m = y_d = 0.411$$

Conocido el flujo de biogas seco y la composición molar de éste, se puede calcular el flujo de agua evaporada. Luego se tiene:

$$F_m = 34,670 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{día} * 1 \text{ día}/24\text{hr} * L/4 \text{ Fermentador}$$

$$f_m = 34,670 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hr, } (0^\circ\text{C, } 1 \text{ atm})$$

Aplicando la ley de los gases ideales y proporción directa se obtiene:

$$m_w = 7.0 \text{ kg mol/hr.}$$

El calor de evaporación, está dado por la siguiente relación:

$$Q_e = m_w * PM_w$$

Donde:

$$m_w = 7.0 \text{ kg-mol/hr.}$$

$$PM_w = 18 \text{ kg/kg-mol}$$

$$\lambda = 622 \text{ Kcal/kg, } 60^\circ\text{C. (62)}$$

Sustituyendo:

$$Q_e = 78,370 \text{ Kcal/hr.}$$

5.10.2.3.- Balance de Energía en el Sistema agitado con Gas.

Las dimensiones del digestor para éste caso fueron calculadas considerando que la razón altura de líquido/diámetro es 1.

Conocido el volumen como 1/4 del volumen total de fermentación, se obtiene:

$$H_1 = 15 \text{ m.}$$

$$T = 15 \text{ m.}$$

El balance de energía se calculará considerando que el calor generado por la agitación corresponde al 50 % del trabajo de expansión isotérmico generado al inyectar el biogas. El trabajo de expansión esta dado por la siguiente relación:

$$W_s = -R \cdot T_f \cdot \ln(p_2/p_1) \quad \text{Ec. 4.34}$$

Donde :

$$R = 1.987 \text{ cal/mol}^\circ\text{K}$$

$$T_f = 333^\circ\text{K}$$

$$p_2 = 1.1 \text{ atm.}$$

$$p_1 = 2.5 \text{ atm.}$$

Sustituyendo en la Ec. 4.34 , resulta:

$$W_s = 543 \text{ cal/mol}$$

Además:

$$W_r = W_s/e$$

$$e = 0.8$$

Luego :

$$W_r = 680 \text{ cal/mol}$$

$$Q_a = 0.5 \cdot W_r \cdot F_r$$

Donde:

$$F_r = 1.6 \text{ m}^3/\text{min}, (60^\circ\text{C}, 1.1 \text{ atm})$$

Suponiendo gas ideal, resulta:

$$F_r = 3867 \text{ mol/hr}$$

Luego:

$$Q_a = 1320 \text{ Kcal/hr.}$$

Calor perdido por paredes.

Se calcula a partir de la ecuación siguiente:

$$Q_p = U_p \cdot A_p \cdot \Delta T \quad \text{Ec. 4.35}$$

donde:

$$U_p = 1/(h_e^{-1} + h_i^{-1} + L/k) \quad \text{Ec. 4.36}$$

$$h_e = 35 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$L = 0.3 \text{ m.}$$

$$k = 0.65 \text{ Kcal/hr-m-}^\circ\text{C}$$

Cálculo de h_i .

Se supone que el fluido tiene las propiedades semejantes al agua.

$$h_i * T / k_w = 0.64 * Pr^{0.3} * Re^{0.67}. \quad \text{Ec. 4.37}$$

$$Re = 5 * 10^5$$

$$Pr = C_p * \rho * u_w / k_w$$

$$u_w = 5 * 10^{-4} \text{ kg/m-s}$$

$$k_w = 0.56 \text{ Kcal/hr-m-}^\circ\text{C.}$$

Sustituyendo en el número de Prandtl:

$$Pr = 3.22$$

Además:

$$T = 14.7 \text{ m}$$

Luego sustituyendo en la Ec. 4.37, se obtiene:

$$h_i = 228 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

Se tiene también que:

$$A_p = 849 \text{ m}^2.$$

$$T_f = 60^\circ\text{C.}$$

$$T_1 = 15^\circ\text{C.}$$

Sustituyendo en la Ec. 4.35, se obtiene:

$$Q_p = 76,370 \text{ Kcal/hr}$$

Reemplazando los valores calculados para cada energía involucrada en al Ec. 4.24, se tiene:

$$Q_s = 87,620 \text{ Kcal/hr.}$$

De acuerdo a los resultados anteriores, se calculará el área de transferencia necesaria para entregar esa energía, luego:

$$Q_s = U_d * A * \Delta T \quad \text{Ec. 4.39}$$

El coeficiente de transferencia está dado por:

$$U_c = 1/(h_e^{-1} + h_{io}^{-1}) \quad \text{Ec. 4.40}$$

$$h_e = 280 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$h_{io} = h_i * (D_i / D_e) \quad \text{Ec. 4.41}$$

$$h_i = 6,790 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C} \text{ (80}^\circ\text{C y 1.5 m/s)}$$

Se trabajará con tubos de acero de las siguientes características:

$$DE = 0.0318 \text{ m}$$

$$DI = 0.0256 \text{ m}$$

Sustituyendo en la ec. 4.41, se obtiene:

$$h_{io} = 5490 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C.}$$

Reemplazando este valor en la ec. 4.40, resulta:

$$U_c = 270 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C.}$$

Se calcula el coeficiente global de transferencia considerando un factor de ensuciamiento recomendado de $0.001 \text{ hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C/Kcal}$. Además:

$$U_d = U_c / (R_d * U_c + 1) \quad \text{Ec. 4.42}$$

Luego:

$$DT = T_w - T_f$$

donde:

$$T_w = T_s - T_e / \ln(T_s / T_e) \quad \text{Ec. 4.43}$$

$$T_s = 65^\circ\text{C}$$

$$T_e = 90^\circ\text{C}$$

$$T_w = 77^\circ\text{C}$$

Además :

$$T_f = 60^\circ\text{C}$$

$$DT = 17^\circ\text{C}$$

Sustituyendo en la Ec. 4.39 los valores calculados, resulta:

$$A = 25 \text{ m}^2$$

Para determinar el largo del tubo se utiliza el área de intercambio por unidad de longitud, para el tubo dado.

$$l = A/a \quad \text{Ec. 4.44}$$

donde:

$$a = 0.00998 \text{ m}^2/\text{m}$$

Reemplazando se obtiene:

$$l = 245 \text{ m.}$$

El perímetro del fermentador es de 46.2 m , entonces el tubo de calentamiento da 5 vueltas.

Flujo masico de agua caliente.

$$Q_s = 87,620 \text{ Kcal/hr.}$$

$$C_{pw} = 1 \text{ Kcal/kg.}$$

Sustituyendo en la Ec. 4.45, se obtiene:

$$m_w = 3,500 \text{ Kg/hr.}$$

Se verificó la velocidad del agua en los tubos, resultando semejante al valor recomendado de 1.5 m/s.

5.10.2.4.- Balance de Energía en el sistema Agitado Mecanicamente.

Las dimensiones del digestor para este caso son:

$$H_1 = 9.25 \text{ m.}$$

$$T = 18.5 \text{ m.}$$

De la misma manera que en el caso anterior se considerará que el calor generado por la agitación corresponde al 50 % de la energía entregada por los propulsores al líquido.

Calor perdido por paredes.

Siguiendo el mismo procedimiento anterior, se obtiene:

$$Q_p = 78,750 \text{ Kcal/hr.}$$

Calor de agitación.

$$Q_a = 200 \text{ watt}$$

$$Q_a = 170 \text{ Kcal/hr}$$

Reemplazando en la Ec. 4.24, se obtiene:

$$Q_s = 91.150 \text{ Kcal/hr}$$

También en este caso es necesario calentar el digestor.

Ahora se calculará el área necesaria para transferir ésta energía, utilizando el mismo procedimiento que el seguido en el sistema agitado con gas.

Considerando que:

$$U_d = 210 \text{ Kcal/hr--m}^2\text{--}^\circ\text{C}$$

$$Q_s = 91,150 \text{ Kcal/hr.}$$

$$DT = 17^\circ\text{C}$$

Reemplazando en la Ec. 4.39, se obtiene :

$$A = 26 \text{ m}^2.$$

Utilizando el mismo tipo de tubería, resulta un serpentín de 255 m de largo.

5.11.- Estanque de Almacenamiento del Biogas.

Es necesario mantener un flujo constante de gas en la etapa de purificación, para lograr esto se

necesita un estanque pulmón a la salida de los fermentadores.

Para el cálculo del volumen se supondrá un tiempo de residencia de 5 minutos.

El flujo total de gas que sale de los fermentadores se calcula conociendo la composición molar y el flujo de uno de los componentes. En este caso se conoce el flujo de CH₄ y la fracción molar se calcula en la sección 4.10.2.2.

Flujo de CH₄ = 34,670 m³/día, (0°C, 1 atm)

Fracción molar CH₄ = 0.411

Entonces:

Flujo total de gas = 84,355 m³/día

luego:

Volumen del estanque = 293 m³.

5.12.- Estanque de Almacenamiento del Gas Purificado.

Luego del proceso de purificación del metano, se logra un flujo con 98% de CH₄, 1.5% de CO₂, 0.2 % H₂S, 0,3 H₂O(% volumetrico). La densidad es de 0.7 kg/m³.

El flujo masico es de 1092 kg/hr, transformandolo a flujo volumetrico da 1560 m³/hr.

El tiempo de residencia del gas en este estanque debe ser tal que mantenga un stock

$$V=140400 \text{ m}^3$$

5.13.-Diseño del Sedimentador

Nomenclatura

A : Area del sedimentador, m².

C₁ : Concentración en la zona de compresión, g/l.

C₀ : Concentración de sólidos a la entrada, g/l.

C_u : Concentración de sólidos a la salida, g/l.

d : densidad, g/l.

d₀ : Densidad del afluente, g/l.

d_u : Densidad del efluente, g/l.

d_w : Densidad del agua, g/l.

d_s : Densidad del sólido, g/l.

h₀ : Altura inicial de la zona de compresión, m.

h_a : Altura para almacenamiento, m.

hp : Altura para el fondo, m.
 hs : Altura para subemergencia, m.
 ht : Altura total del sedimentador.
 hc : Altura de la zona de compresión, m.
 h ∞ : Altura de la zona de compresión a tiempo infinito, m.
 K : Constante.

Lt : Flujo por el tope de los sedimentadores,
 1/hr.

Lo : Flujo a la entrada de los sedimentadores,
 1/hr.

Lu : Flujo a la salida de los sedimentadores,
 1/hr.

N : Velocidad angular, rpm.

F : Potencia, watt.

V : Volumen, m³.

Vs : Velocidad de sedimentación, cm/hr.

t : Tiempo, hr.

Wl : Masa de líquido, kg.

Ws : Masa de sólidos, kg.

5.13.1.- Datos experimentales

El efluente líquido del fermentador, que trae sólidos orgánicos no digeridos, células y sólidos no orgánicos, se hace necesario sedimentarlos de manera de disminuir su volumen, para luego filtrar y así recuperar los sólidos que posteriormente pueden ser utilizados como fertilizante.

Para el diseño del sedimentador se necesitan datos experimentales del proceso. Los datos fueron obtenidos de una experiencia de laboratorio en la Universidad Católica de Valparaíso-Chile(100) y se presentan en la tabla 15.

El objetivo del diseño es determinar el área y altura del sedimentador.

De la experiencia de laboratorio se obtuvo la densidad de los sólidos, siendo de 1.25 g/cc. (102).

Los sólidos iniciales con que se obtuvieron los datos corresponden a 39,2 g/l.

5.13.2.- Cálculo de la concentración de Sólidos.

Para este cálculo se supone que todos los sólidos están sedimentando, esto se traduce en que el líquido claro que va quedando en la zona superior no tiene sólidos suspendidos.

Balance de masa en la zona de compresión.

Acá no ocurre la sedimentación libre, sino que los sólidos se están comprimiendo.

$$C_1 * V_1 = C_o * V_o \quad \text{Ec. 4.100}$$

De la ec. 4.100 se llega a:

$$C_1 * h_1 = C_o * h_o \quad \text{Ec. 4.101}$$

Donde:

$$C_o = 39.2 \text{ g/l}$$

$$h_o = 120 \text{ cm.}$$

Haciendo uso de la ec. 4.101, se pueden calcular todas las concentraciones a lo largo de la sedimentación, ya que se conocen las alturas de la tabla 15.

5.13.3.- Area del Sedimentador.

El área se determina con ayuda de balances de sólidos, de agua y un análisis físico de la situación:

Balance de sólidos:

$$L_o * C_o = L_u * C_u \quad \text{Ec. 4.102}$$

Balance de Agua:

$$L_o * (d_o - C_o) = L_t * d_w + L_u * (d_u - C_u) \quad \text{Ec. 4.103}$$

Donde:

$$d_o = d_w = d_u = d$$

Introduciendo la ec.4.102 en 1.103, se obtiene:

$$L_t = L_o * C_o * (C_o^{-1} - C_u^{-1}) \quad \text{EC. 4.104}$$

Dividiendo la ec. 4.104 por A, se llega a:

$$L_t/A = L_o * C_o * (C_o^{-1} - C_u^{-1})/A \quad \text{Ec. 4.105}$$

Donde L_t/A es la velocidad de ascenso del líquido claro. Para que ocurra la sedimentación, la velocidad de ascenso debe ser igual o menor que la velocidad que la velocidad de sedimentación, (no hay arrastre de sólidos. Entonces L_t/A puede ser reemplazado por v_s .

Además la ecuación puede ser escrita en términos de la capa limitante, de la cual se poseen los datos.

$$v_s = L_1 * C_1 * (C_1^{-1} - C_u^{-1})/A \quad \text{Ec. 4.106}$$

Como se dispone de datos de v_s y C_1 , mediante la ec. 4.106 se conocerá el valor de $L_1 C_1/A$, entonces este término se graficará v/s vs. Del gráfico que resulta se toma el mínimo valor de $L_1 C_1/A$, que corresponde al área máxima.

La velocidad de sedimentación se obtiene de la fig. 7, tomando las tangentes para cada valor de C_1 . La curva así obtenida se muestra en la fig. 8.

Para determinar la curva $L_1 C_1/A$ v/s vs, hay que conocer la concentración a la salida del sedimentador. Esta curva se muestra en la fig. 8, un valor de C_u de 85 g/l es razonable esperar.

Luego:

$$(L_1 C_1/A)_{\text{mínimo}} = 0.61$$

de donde:

$$A = (L_o C_o / 0.61) \quad \text{Ec. 4.107}$$

donde :

$$C_o = 62.4 \text{ g/l}$$

$$L_o = 79 * 10^3 \text{ l/hr}$$

Se trabajará con dos sedimentadores en paralelo.

Luego:

$$A_1 = 4.02 * 10^3 \text{ cm}^2$$

$$A = 403 \text{ m}^2$$

También se recomienda sobredimensionar el área.

Así:

$$\text{Areal} = 1.2 A(\text{teórica})$$

$$\text{Areal} = 484 \text{ m}^2$$

Resultando de 25 m de diámetro.

5.13.4.- Altura de la Zona de Compresión.

La forma de la curva de compresión sugiere que la velocidad de sedimentación es una función del tiempo. Puede ser descrita por la siguiente ecuación:

$$dh/dt = k*(h-h_{oo}) \quad \text{Ec. 4.108}$$

Integrando:

$$\ln(h-h_{oo})/(h_c-h_{oo}) = -kt \quad \text{Ec. 4.109}$$

La Ec.4.109 se presenta graficada en la figura 10.

De la figura 10, se obtiene $t_c = 1.8$ hrs, promediando h'_{oo} y h_o .

El volumen requerido para la zona de compresión corresponde a los volúmenes ocupados por los sólidos y por el líquido asociado a ellos. La expresión matemática de lo expresado anteriormente es la siguiente:

$$V = L_o C_o (t-t_c)/d_s + L_o C_o/d \int_{t_c}^t (w_1/w_s) dt \quad \text{Ec. 4.110}$$

La integral se resuelve gráficamente, para lo cual se necesita transformar los valores de concentración de sólidos en la razón masa de líquidos/masa de sólidos. Luego:

$$w_1 = 1000 - C_1/d_s$$

$$w_s = C_1$$

La curva obtenida se presenta en la figura 11. Entonces:

$$1.8^{19.5}(W1/Ws)dt = 220 \text{ hr.}$$

$$L_0 = 39400 \text{ l/hr}$$

$$t = 19 \text{ hrs.}$$

Sustituyendo los valores en la ec. 4.110, se obtiene:

$$V = 575 \text{ m}^3$$

Como ya se conoce el área, entonces la altura de los sedimentadores sale directamente y es 1.2 m.

La altura indicada anteriormente corresponde a la zona de compresión. En la altura total debe considerarse alturas para zona de almacenamiento, para el fondo y para subemergencia.

Luego la altura total viene dada por la siguiente ecuación:

$$ht = ha + hp + hs + hc \quad \text{Ec. 4.111}$$

donde:

$$ha = 0.3 \text{ m}$$

$$hp = 0.3 \text{ m}$$

$$hs = 0.6 \text{ m}$$

$$hc = 1.2 \text{ m}$$

Evaluando, resulta:

$$ht = 2.4 \text{ mt.}$$

5.13.5.- Potencia de Agitación.

Se utilizara el mismo criterio aplicadu en sección 4.8.2. Por lo tanto:

$$P = 390 \text{ watt}$$

$$Pt = 780 \text{ watt}$$

Para estimar el costo del agitador se debe sobredimensionar la potencia consumida. Luego la potencia del motor es más grande que la potencia consumida, esto porque sino el motor podría quemarse ante cualquier pequeña variación en el sistem. Luego:

$$Fm = 560 \text{ watt.}$$

5.14.- Diseño del Filtro.

Nomenclatura

A : Área de filtración, m².

a : Resistencia específica del queque, m/kg.

Cf : Concentración de sólidos a la salida, g/l.

- Cu : Concentración de sólidos a la entrada, g/l.
 D : Diámetro del filtro, m.
 d : Densidad del fluido, kg/m³.
 Dp : Caída de presión, atm.
 H : Largo del tambor, m.
 Lf : Flujo de descarga, l/hr.
 Lu : Flujo de alimentación, l/hr.
 n : Velocidad angular, rpm.
 ° : Area sumergida/Area total
 u : Viscosidad del fluido, kg/m-s.
 Vu : Flujo Filtrado, l/hr.
 Ve : Resistencia del material filtrante.

Como una de las características del proceso es la continuidad, una operación de filtración continua es más adecuada, debido a los bajos costos de operación.

La filtración puede ser llevada a cabo a presión o vacío. En este caso, el queque formado es compresible, por lo tanto el DP aplicado no debe ser alto. Luego, el filtro a vacío es el equipo más conveniente para el proceso.

5.15.1.- Area de Filtración.

El área se determina a partir de la siguiente ecuación de diseño:

$$0.5*(Vu/n)^2 + (Vu/n)Ve = A^2(-DP)^{\circ}/(u*a*W*n) \text{ Ec. 4.112}$$

Para resolver ésta ecuación se requiere conocer los parámetros de filtración. Como no se tienen estos datos, se utilizarán los valores de "a" de un sistema similar; Ve se considerará despreciable.

$$a = 10^{11} \text{ m/kg (95)}$$

Mediante un balance de masa en el filtro, se determina Vu y W (concentración de sólidos en el queque). Luego:

$$Lu*Cu = Lf*Cf \text{ Ec. 4.113}$$

Donde:

$$Lu = 57,850 \text{ l/hr.}$$

$$Cu = 85 \text{ g/l}$$

$$Cf = 300 \text{ g/l}$$

Resolviendo la Ec. 4.113, se obtiene:

$$Lf = 16,390 \text{ l/hr}$$

Balance de agua

$$Lu*(d-Cu) = Vu + Lf*(d-Cf) \quad \text{Ec.}$$

4.114

donde:

$$d = 1 \text{ kg/l}$$

Resolviendo se obtiene

$$Vu = 41,460 \text{ l/hr.}$$

Además:

$$W = LfCf/Vu$$

$$W = 119 \text{ g/l}$$

$$u = 10^{-3}$$

$$n = 6 \text{ rpm}$$

$$\phi = 0.2$$

$$Dp = 0.9 \text{ atm}$$

Reemplazando estos valores en la ec.4.112 y haciendo los cambios de unidades correspondientes se llega a conocer el área del filtro.

$$A = 21 \text{ m}^2.$$

Para conocer las dimensiones del tambor, se supuso una razón largo/diámetro de 1.5. Luego:

$$D = 2.1 \text{ m}$$

$$H = 3.2 \text{ m}$$

5.16.- Almacenamiento del Abono.

Se utilizará un galpón techado para almacenar el lodo seco. Este se venderá a granel, por lo tanto se dispondrá en pilas.

El área estimada es de 100 m^2 .

5.17.- Equipos Auxiliares

5.17.1.- Intercambiadores de calor.

Nomenclatura

A : Área de transferencia de calor, m^2 .

a : Área de flujo, m^2 .

a' : Superficie externa por unidad de largo, m^2/m .

- B : Espaciado de los deflectores.
- Cp : Calor específico del fluido caliente
kcal/kg°C
- cp : Calor específico del fluido frío, Kcal/kg°C.
- C : Espaciado entre los tubos, m.
- d : Densidad, kg/m³.
- D : Diámetro interno de la carcasa, m.
- DE : Diámetro externo de los tubos, m.
- DI : Diámetro interno de los tubos, m.
- De : Diámetro equivalente, carcasa, m.
- de : Diámetro equivalente, Tubos, m.
- Dt : Diferencia Log de temperatura, °C.
- Ft : Factor adimensional de temperatura.
- f : Factor de fricción.
- g : Aceleración de gravedad, m/s².
- hi : Coeficiente de transferencia de calor por
convección del fluido interior, Kcal/hr m²°C
- ho : Coeficiente de transferencia de calor por
convección del fluido exterior, Kcal/hr m²°C
- hio: Valor de hi referido a DE.
- jh : Factor de transferencia de calor,
adimensional.
- k : Conductividad térmica del fluido, Kcal/hr-m-
°C
- L : Longitud de tubos, m.
- N : Número de deflectores en la carcasa.
- Nt : Número de pasos en los tubos.
- FDT: Promedio logarítmico de temperatura, °C
- Ft : Espaciado entre tubos, m.
- F1 : Caída total de presión, atm
- F2 : Caída de presión por el lado de los tubos.
- F3 : Caída de presión por carcasa.
- Q : Flujo de calor, Kcal/hr.
- R : Grupo de temperatura, adimensional.
- Rd : Factor de ensuciamiento, Hr-m²-°C/Kcal
- Re : Número de Reynold, adimensional
- S : Grupo de temperatura, adimensional.
- s : Gravedad específica.

T1 : Temperatura de entrada del fluido caliente, °C.

T2 : Temperatura de salida del fluido caliente.

Tc : Temperatura calórica del fluido caliente.

t1 : Temperatura de entrada del fluido frío, °C.

t2 : Temperatura de salida del fluido frío.

tc : Temperatura calórica del fluido frío.

tw : Temperatura de la pared del tubo, °C.

Uc : Coeficiente global de transferencia de calor limpio, Kcal/hr-m²-°C.

Ud : Coeficiente global de transferencia de calor de

diseño, Kcal/hr-m²-°C.

u : Viscosidad del fluido, cp.

uw : Viscosidad a la tw, cp.

V : Velocidad, m/s.

W : Flujo masico del fluido caliente, kg/hr.

w : Flujo masico del fluido frío, kg/hr.

O : Razón de viscosidad.

Se diseñará en detalle un IC, los restantes serán estimados a partir de valores recomendados de los coeficientes global de transferencia de calor.

Se diseñará el IC-4, necesario para enfriar la solución de MEA que sale de las torres de deserción.

Debido a la magnitud del flujo a tratar, se trabajará con 2 intercambiadores en paralelo.

Balance de energía.

$$Q = Wc_p(T_1 - T_2) = wc_p(t_2 - t_1) \quad \text{ec. 4.115}$$

donde:

$$W = 37540 \text{ Kg/hr}$$

$$C_p = 0.97 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}, \quad (28)$$

$$c_p = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 100^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 20^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 15^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 48^\circ\text{C}$$

Resolviendo, se obtiene:

$$Q = 2913100 \text{ Kcal/hr}$$

$$w = 88280 \text{ Kg/hr}$$

Cálculo de R_d .

La metodología de cálculo del IC, tiene como objetivo determinar R_d' a partir de las condiciones del proceso. Se debe determinar el área de transferencia, elegir el IC que reúna los requisitos y en base a éste determinar U_c . A continuación se conoce R_d' utilizando el valor de U_d recomendado, y se compara con los valores usuales. Finalmente se calcula la caída de presión por tubos y carcasa, y si están bajo las permitidas, el IC elegido es el adecuado para la tarea que se necesita.

Entonces:

$$Q = U_d A D_t \quad \text{ec. 4.116}$$

donde:

$$D_t = F_t P L D T \quad \text{ec. 4.117}$$

$$F_t = F_t(R, S)$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad \text{ec. 4.118}$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 / t_1) \quad \text{ec. 4.119}$$

Evaluando las ec. 4.118 y 4.119 se obtiene:

$$R = 2.33$$

$$S = 0.40$$

Después con R , S y la figura 20 de (31) se determina $F_t = 0.7$, y las características del IC: 3 pasos por carcasa y 6 por tubos.

Además:

$$P L D T = 19.3^\circ\text{C}$$

Sustituyendo en la ec. 4.117 se obtiene:

$$D_t = 13.5^\circ\text{C}$$

Se supone:

$$U_d = 765 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C} \quad (89)$$

Resolviendo la ec. 4.116 resulta:

$$A = 282 \text{ m}^2$$

Con ésta área y la tabla 9 de (99), se escoge un intercambiador. Las siguientes son sus características:

$$F_t = 0.0317 \text{ m} \quad , \text{ en arreglo triangular.}$$

$$L = 6.1 \text{ m}$$

$$D E = 0.0254 \text{ m}$$

$$a = 2.29 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$a' = 0.0798 \text{ m}^2/\text{m}$$

El número de tubos esta dado por:

$$N_t = A/(a'L) \quad \text{ec. 4.120}$$

Reemplazando se obtiene:

$$N_t = 579 \text{ tubos}$$

De tabla 9 de (32), con cantidad de tubos, DE, con arreglo triangular y colocados en 6 pasos; la cantidad más aproximada son 546 tubos ubicados en una carcasa de 0.89 m de diámetro.

Coefficiente corregido Ud:

$$A = 266 \text{ m}^2$$

De ec. 4.116 resulta:

$$U_d = 811 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

Cálculo de Uc

$$U_c = (h_i o h_o)/(h_i o + h_o) \quad \text{ec. 4.121}$$

Determinación de ho

El fluido caliente se hará circular por la carcasa, (s).

Para determinar ho se debe calcular el Res.

$$\text{Res} = D e G_s / u \quad \text{ec. 4.122}$$

donde:

$$G_s = W / a_s \quad \text{ec. 4.123}$$

$$a_s = D C B / P_t \quad \text{ec. 4.124}$$

$$D = 0.89 \text{ m}$$

$$C = 0.00635 \text{ m}$$

$$B = 0.178 \text{ m}$$

$$P_t = 0.0317 \text{ m}$$

Sustituyendo en la ec. 4.124 resulta:

$$a_s = 0.0317 \text{ m}^2$$

De ec. 4.123:

$$G_s = 1184230 \text{ Kg/hr-m}^2$$

Además se tiene:

$$D_e = 8(0.43 P^{2t} - 0.3927 DE^2) / 3.14 DE \quad \text{ec. 4.125}$$

Evaluando resulta:

$$D_e = 0.018 \text{ m}$$

$$u = 5 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m-s}, \quad (T_c = 60^\circ\text{C}), \quad (70)$$

Reemplazando en la ec. 4.122 se obtiene:

$$\text{Res} = 11830$$

Con Res y figura 28 de (33):

$$jh = 60$$

Además:

$$k = 0.567 \text{ Kcal/hr/m}^{-\circ\text{C}} \text{ , (34)}$$

Evaluando:

$$ho = 2770 \text{ os} \quad \text{ec. 4.126}$$

donde:

$$os = (u/ux)^{0.14} \quad \text{ec. 4.127}$$

Determinación de hio

El fluido frío circula por los tubos, (t).

$$Ret = DI \text{ Gt}/u \quad \text{ec. 4.128}$$

De manera similar a la seguida por carcasa:

$$Gt = w/at \quad \text{ec. 4.129}$$

$$at = Nt \text{ a}/n \quad \text{ec. 4.130}$$

Evaluando, se obtiene:

$$at = 0.0208 \text{ m}^2$$

$$Gt = 4244230 \text{ Kg/hr-m}^2$$

Además:

$$DI = 0.017 \text{ m}$$

$$u = 9 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m-s} \text{ , (tc = 31}^\circ\text{C)} \text{ , (35)}$$

De ec. 4.126:

$$Ret = 22300$$

Con Ret y figura 24 de (36):

$$jh = 70$$

$$k = 0.529 \text{ Kcal/hr-m}^{-\circ\text{C}} \text{ , (37)}$$

Resulta:

$$hi = 3960 \text{ ot} \quad \text{ec. 4.131}$$

$$ot = (u/uw)^{0.14} \quad \text{ec. 4.132}$$

Además se tiene que:

$$hio = hiDI/DE \quad \text{ec. 4.133}$$

Luego:

$$hio = 2650 \text{ ot} \quad \text{ec. 4.134}$$

Para evaluar os y ot hay que hacerlo a tw.

$$tw = tc + (ho/os) \quad (T1 - Tc)$$

$$\frac{(ho/os) + (hio/ot)}{\quad \quad \quad} \quad \text{ec. 4.135}$$

Evaluando:

$$tw = 51^\circ\text{C}$$

Luego se obtiene:

$$os = 0.975$$

$$ot = 1.058$$

Finalmente:

$$h_0 = 2700 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$h_{io} = 2800 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

Además:

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c U_d) \quad \text{ec. 4.136}$$

Se obtiene:

$$R_d = 5.10^{-4}$$

Este es un valor permitido para el IC elegido.

Cálculo de la caída de presión.

Por carcasa:

$$P_s = f G^2 s D (N+1) / (2g d_s D_{eos}) \quad \text{ec. 4.137}$$

donde:

$$f = f(\text{Res y figura 29 de (103)})$$

$$f = 0.002$$

$$N+1 = L/B \quad \text{ec. 4.138}$$

Evaluando:

$$P_s = 0.26 \text{ atm}$$

La caída de presión por el lado de la carcasa está bajo el máximo permitido, que es 0.68 atm.

Por tubos:

$$P_t = P_2 + P_3$$

$$P_2 = f G^2 t L n / (2g d d_{eot}) \quad \text{ec. 4.139}$$

donde:

$$f = f(\text{Ret y figura 26 de (104)})$$

$$f = 2.2 \cdot 10^{-4}$$

Evaluando P_2 y haciendo las transformaciones necesarias se llega a:

$$P_2 = 0.44 \text{ atm}$$

$$P_3 = P_3(\text{Gt y figura 27 de (105)})$$

$$P_3 = 0.16 \text{ atm}$$

$$P_t = 0.6 \text{ atm}$$

También ésta caída de presión es menor que la permitida.

A continuación se presentan los IC estimados.

IC-1

Tarea: Utilizar la energía del efluente de los fermentadores para precalentar el fluido de alimentación de estos.

$$Q = W C_p (T_2 - T_1) \quad \text{ec. 4.140}$$

$$W = 78790 \text{ Kg/hr}$$

$$C_p = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 35^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 60^\circ\text{C}$$

Luego:

$$Q = -1969750 \text{ Kcal/hr}$$

Además:

$$w = 83130 \text{ Kg/hr}$$

$$t_1 = 15^\circ\text{C}$$

$$c_p = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

También se tiene:

$$Q = w c_p (t_2 - t_1) \quad \text{ec. 4.141}$$

Resolviendo se llega a:

$$t_2 = 39^\circ\text{C}$$

Se tiene:

$$Dt = (T_2 - t_1 - (T_1 - t_2)) / \ln((T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)) \quad \text{ec. 4.142}$$

Se logra:

$$Dt = 21^\circ\text{C}$$

Se obtiene de (89):

$$U_d / 730 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

Luego, de ec. 4.116:

$$A = 128 \text{ m}^2$$

Unidades: 1

Tipo : Tubo y carcasa

IC-2

Tarea: terminar de calentar la corriente de entrada a los fermentadores, utilizando vapor de agua.

$$w = 83130 \text{ Kg/hr}$$

$$c_p = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 39^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 60^\circ\text{C}$$

De ec. 4.141 se obtiene:

$$Q = 1745730 \text{ Kcal/hr}$$

Además:

$$Q = m \quad \text{ec. 4.143}$$

donde:

$$= 504.3 \text{ Kcal/Kg}$$

Sustituyendo:

$$m = 3469 \text{ Kg/hr}$$

De ec. 4.142:

El coeficiente global estimado es:

$$U_d = 488 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

Sustituyendo en la ec. 4.116:

$$A = 36 \text{ m}^2$$

Unidades: 1

Tipo : Tubo y carcasa

IC-3

Tarea: enfriar el biogas que se alimenta a la torre de absorción de CO₂. Se usará agua.

$$W = (64.5 \times 44 + 64.5 \times 16 + 5.64 \times 18) \text{ Kg/hr}$$

$$W = 3970 \text{ Kg/hr}$$

$$C_p = 0.3 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 30^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 60^\circ\text{C}$$

De ec. 4.140:

$$Q = 35730 \text{ Kcal/hr}$$

$$t_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 45^\circ\text{C}$$

De ec. 4.141:

$$w = 1430 \text{ Kg/hr}$$

De ec. 4.142:

$$Dt = 12^\circ\text{C}$$

$$U_d = 200 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C} , (89)$$

De ec. 4.116:

$$A = 15 \text{ m}^2$$

Unidades: 2

Tipo : Tubo y carcasa

IC-4

Tarea: enfriar la solución de MEA que sale de las 4 torres de despojo.

$$A = 266 \text{ m}^2$$

Unidades: 2

Tipo : Tubo y carcasa

IC-5

Tarea: enfriar el biogas que sale del compresor y se inyecta a los fermentadores.

Son 1.6 m³/min que deben ser enfriados de 147 a 60°C.

$$W = (25.28 + 60.52 + 12.24) \text{ Kg/hr}$$

$$W = 107.04 \text{ Kg/hr}$$

$$C_p = 0.34 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 60^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 147^\circ\text{C}$$

De ec. 4.140:

$$Q = - 3166 \text{ Kcal/hr}$$

Además:

$$t_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 45^\circ\text{C}$$

$$c_p = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

De ec. 4.141:

$$w = 127 \text{ Kg/hr}$$

De ec. 4.142:

$$D_t = 66^\circ\text{C}$$

$$U_d = 200 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C} \text{ , (89)}$$

De ec. 4.116:

$$A = 0.24 \text{ m}^2$$

Unidades: 1

Tipo : Tubo y carcasa

5.19.2. BOMBAS

Nomenclatura

B : Bernoulli

D : diámetro

d : densidad del fluido, Kg/m³

e/d: rugosidad relativa de la cañería

f : factor de fricción

h : pérdidas por fricción

L : largo de la cañería, m

Le : largo equivalente, m

n : eficiencia de la bomba

P : potencia entregada al líquido, watt

P_m : potencia del motor, watt

p : presión, atm

- Re : número de Reynold
 Q : caudal de fluido
 u : viscosidad, Kg/m-s
 v : velocidad del fluido en la cañería, m/s
 W : trabajo entregado al líquido

Se diseñará en detalle la bomba B-4, que alimenta la solución de MEA regenerada al absorbedor de CO₂ desde el estanque pulmón.

Balance de energía.

$$B_1 = B_2 + h_f + W \quad \text{ec. 4.144}$$

donde:

$$B_1 = p_1/d + v_1^2/2g + Z_1 \quad \text{ec. 4.145}$$

$$B_2 = p_2/d + v_2^2/2g + Z_2 \quad \text{ec. 4.146}$$

$$p_1 = p_2$$

$$v_1 = v_2$$

Luego:

$$Z_2 - Z_1 + h_f + W = 0 \quad \text{ec. 4.147}$$

Cálculo de h_f

$$h_f = h_{fs} + h_{fd} \quad \text{ec. 4.148}$$

Los subíndices s y d se refieren a succión y descarga de la bomba respectivamente.

El flujo de 75081 Kg/hr será transportado a través de una tubería de 0.127 m de diámetro. Este diámetro se obtiene de tabla 2-2 de (38).

$$h_{fs} = f_s(L + L_e)v^2/(D 2g) \quad \text{ec. 4.149}$$

donde:

$$f_s = f_s(\text{Res}, e/d)$$

$$\text{Res} = D v d/u \quad \text{ec. 4.150}$$

$$D = 0.127 \text{ m}$$

$$v = 1.62 \text{ m/s}$$

$$d = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$u = 0.001 \text{ Kg/m-s}$$

Sustituyendo en ec. 4.150, se obtiene:

$$\text{Res} = 2 \cdot 10^5$$

Además:

$$e/d = 0.00035, (107)$$

Con Res, e/d y figura 2-1 de (107), se obtiene:

$$f_s = 0.018$$

$$L_s = 5 \text{ m}$$

Les:

$$4.27 \text{ m} , \text{ (codo standard), (107)}$$

$$10 \text{ m} , \text{ (válvula check), (107)}$$

$$L_{es} = 14.27 \text{ m}$$

Evaluando h_{fs} :

$$h_{fs} = 1.2 \text{ pie lbf/lb}$$

$$h_{fd} = f_d(L + L_e) v^2 / (D 2g) \quad \text{ec. 4.151}$$

donde:

$$f_d = f_d(\text{Red}, e/d)$$

$$\text{red} = \text{Res}$$

Luego:

$$f_d = f_s$$

$$L_s = 9.4 \text{ m}$$

Led:

$$12.81 \text{ m} , \text{ (3 codos standard), (107)}$$

$$10 \text{ m} , \text{ (1 válvula check), (107)}$$

$$L_{ed} = 22.81 \text{ m}$$

Evaluando:

$$h_{fd} = 2.0 \text{ pie lbf/lb}$$

De ec. 4.147:

$$W = -(24.3 + 1.2 + 2.0)$$

$$W = -27.5 \text{ pie lbf/lb}$$

Además se tiene:

$$P = W Q d \quad \text{ec. 4.152}$$

luego:

$$P = 27.5 \text{ pie lbf/lb } 45.8 \text{ lb/s}$$

$$P = 1259.5 \text{ pie lbf/s } 1,375 \text{ watt/(pie lbf/s)}$$

$$P = 1730 \text{ watt}$$

$$n = 70\%$$

$$P_m = 2500 \text{ watt}$$

A continuación se presenta la estimación de la potencia de las restantes bombas:

Se supone una eficiencia de un 70%. Todas son de acero inoxidable.

B-1

Tarea: alimentar el flujo de aguas negras al sedimentador primario. La toma de estas aguas estará

ubicada aproximadamente a 2000 m. El flujo de desague del cual se tomará el agua es de 100 l/s, (108).

$$Q = 4065 \text{ l/min}$$

$$v = 1.33 \text{ m/s}$$

$$D = 0.254 \text{ m}$$

$$L = 2000 \text{ m}$$

$$Z = 1 \text{ m}$$

$$P = 8150 \text{ watt}$$

$$P_m = 11640 \text{ watt}$$

Unidades: 1

B-2

Tarea: alimentar el premezclador con efluente del sedimentador primario.

$$Q = 1195 \text{ l/min}$$

$$v = 1.54 \text{ m/s}$$

$$D = 0.13 \text{ m}$$

$$L = 50 \text{ m}$$

$$Z = 3.0 \text{ m}$$

$$P = 764 \text{ watt}$$

$$P_m = 1090 \text{ watt}$$

Unidades: 1

B-3

Tarea: alimentar a los fermentadores. Se utilizarán 4 unidades, una para cada digestor. Estimación por bomba.

$$Q = 345 \text{ l/min}$$

$$v = 1.84 \text{ m/s}$$

$$D = 0.064 \text{ m}$$

$$L = 20 \text{ m}$$

$$Z = 14.7 \text{ m, (9.25 m)}$$

$$P = 900 \text{ watt, (590 watt)}$$

$$P_m = 1290 \text{ watt, (850 watt)}$$

Unidades: 6, (2 de repuesto).

Los valores presentados en paréntesis se refieren al caso de agitación mecánica de los digestores, y el otro al de agitación con gas).

B-4

Tarea: alimentar solución de MEA regenerada al absorvedor.

$P_m = 2500$ watt

Unidades: 1

B-5

Tarea: alimentar solución de MEA contaminada a torres de desorción. Se utilizarán 4 unidades. Estimación por torre.

$Q = 330$ l/min

$v = 1.84$ m/s

$D = 0.064$ m

$L = 5$ m

$Z = 6.1$ m

$P = 350$ watt

$P_m = 500$ watt

Unidades: 4

B-6

Tarea: alimentar lodo sedimentado al filtro.

$Q = 964$ l/min

$v = 1.71$ m/s

$D = 0.13$ m

$L = 8$ m

$Z = 3$ m

$P = 505$ watt

$P_m = 720$ watt

Unidades: 1

B-7

Tarea: retirar líquido claro de los sedimentadores. Este fluido se transportará a estero cercano.

$Q = 350$ l/min

$v = 1.84$ m/s

$D = 0.064$ m

$L = 500$ m

$Z = 0$ m

$P = 1700$ watt

$P_m = 2430$ watt

Unidades: 1

B-8

Tarea: descargar el premezclador, pasando por el IC-1. Se considerarán las pérdidas por fricción a través del intercambiador de 0.68 atm.

$Q = 1380 \text{ l/min}$

$v = 1.8 \text{ m/s}$

$D = 0.13 \text{ m}$

$L = 10 \text{ m}$

$Z = 0 \text{ m}$

$P = 3200 \text{ watt}$

$P_m = 4600 \text{ watt}$

Unidades: 1

B-9

Tarea: alimentar solución de MEA regenerada a estanque pulmón, pasando por IC-4.

La caída de presión a través del intercambiador es 0.25 atm.

$Q = 1251 \text{ l/min}$

$v = 1.59 \text{ m/s}$

$D = 0.13 \text{ m}$

$L = 12 \text{ m}$

$Z = 0 \text{ m}$

$P = 5110 \text{ watt}$

$P_m = 7300 \text{ watt}$

Unidades: 1

5.19.3 SOPLADORES

Se estimarán para una caída de presión de 0.136 atm.

V-1

Tarea: alimentar a torre de absorción de CO_2 .

$Q = 134.64 \text{ Kg mol/hr}$

$P = 11400 \text{ watt}$

$P_m = 12670 \text{ watt}$

V-2

Tarea: alimentar el biogás a torre de secado.

$Q = 67.89 \text{ Kg mol/hr}$

$P = 5660 \text{ watt}$

$P_m = 6290 \text{ watt}$

5.19.4 ESTANQUE PULMON

P-1: ubicado a la salida de las torres regeneradoras de la solución de MEA. Flujo de 74105 Kg/hr, 5 min de tiempo de residencia: $V = 6.2 \text{ m}^3$.

5.2.- DISEÑO DE TORRE DE ABSORCIÓN

Nomenclatura

Aa	:	área activa, m ²
Ad	:	área de rebalse, m ²
Ah	:	área de hueco del plato, m ²
At	:	área total de la torre, m ²
C	:	flujo de CH ₄ , Kgmol/hr
CI	:	parámetro de capacidad
Cp	:	calor específico, Kcal/KgoC
Cps	:	calor específico de la solución MEA, Kcal/KgoC
D	:	flujo de CO ₂ en el gas, Kg mol/hr
e	:	eficiencia de los platos
dl	:	densidad del líquido, Kg/m ³
dg	:	densidad del gas, Kg/m ³
G	:	flujo molar de gas inerte, Kg mol/hr
G'	:	flujo másico de gas inerte, Kg/hr
Hr	:	calor de reacción por absorción del CO ₂ Kcal/Kg
L	:	flujo molar de MEA, Kg mol/hr
Ls	:	flujo másico de solución de MEA, Kg/hr
N	:	normalidad de la solución de MEA
n	:	número de platos
Pa	:	parámetro Parachor
Po	:	presión de operación, atm
P	:	peso molecular,
Pv	:	presión de vapor, atm
T	:	temperatura de salida del líquido, °C
To	:	temperatura de operación, °C

T1	:	temperatura de entrada del líquido, °C
T2	:	temperatura de entrada del gas, °C
T3	:	temperatura de salida del gas, °C
Tr	:	temperatura de referencia, °C
TS	:	tensión superficial, dinas/cm
Tc	:	temperatura crítica del agua, °K
U	:	velocidad del gas a través del área neta de flujo, m/s
UI	:	velocidad de inundación, m/s
W	:	flujo de agua en el gas, Kg mol/hr
X	:	razón de CO ₂ en el líquido, Kg mol CO ₂ /Kg mol MEA
Y	:	fracción molar de CO ₂ en el gas
Y'	:	razón de CO ₂ en el gas, Kg mol CO ₂ /Kg mol inertes
Yw	:	fracción molar de H ₂ O en el gas

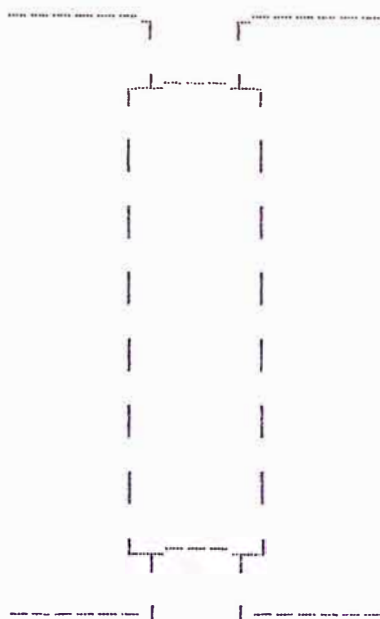
Los subíndice t y f se refieren al tope y fondo de la columna respectivamente.

Los subíndices c, d y w se refieren a los componentes metano, dióxido de carbono y agua respectivamente.

5.2.1.- SELECCION DEL TIPO DE TORRE

Cálculos preliminares indican que se requieren torres de un diámetro mayor de 60 cm, lo que señala la conveniencia de utilizar torres de platos, en lugar de torres rellenas, (39).

5.2.2.- BALANCE DE MASA



El balance de masa para una torre operando en contracorriente es:

$$G(Y_t - Y') = L(X - X_t) \quad \text{ec. 4.46}$$

Las condiciones de contorno son:

$$X_t = 0.2 \text{ mol CO}_2/\text{mol MEA}, \quad (75)$$

$$Y_f = D_f / (W_f + C_f)$$

$$D_f = 64.5 \text{ Kg mol CO}_2/\text{hr}$$

$$C_f = 64.5 \text{ Kg mol CH}_4/\text{hr}$$

Cálculo de W_f

Con estimaciones previas se determinó en 30°C , la temperatura de entrada del gas a la torre.

El gas proveniente de los fermentadores viene a 60°C , éste debe ser enfriado hasta 30°C ; éste enfriamiento produce la condensación de parte del agua que satura al biogas. Esta agua es retirada con trampas ubicadas en líneas.

$$p_v(\text{H}_2\text{O}, 30^\circ\text{C}) = 0.0419 \text{ atm}, \quad (76)$$

$$P_o = 1 \text{ atm}$$

Luego:

$$Y_{wf} = p_v/P_o$$

$$Y_{wf} = 0.0419$$

Como se supuso anteriormente, el gas tiene composición equimolar en cuanto al CH_4 y CO_2 . Luego, conocido el flujo molar de CH_4 y CO_2 se calcula directamente el flujo molar de H_2O .

Luego se tiene:

$$Y_{cf} = (1 - 0.0419)/2$$

$$Y_{cf} = 0.479$$

Aplicando relación directa:

$$64.5 \text{ Kg mol/hr} = 0.479$$

-----	-----
Wf	0.0419

$$Wf = 5.64 \text{ Kg mol } H_2O/hr$$

Resultando:

$$Y_f = 0.9196 \text{ Kg mol } CO_2/Kg \text{ mol inerte}$$

En el tope de la columna de situación es similar, ya que el gas saldrá a $25^\circ C$, ocurriendo nuevamente una condensación.

Se espera lograr en el tope de la columna, una corriente gaseosa con un 95% de CH_4 , (40).

$$C_t = 0.95(C_t + D_t + W_t) \text{ ec. 4.47}$$

$$p_v(H_2O, 25^\circ C) = 0.0312 \text{ atm, (41)}$$

$$Y_{wt} = 0.0312$$

Utilizando relación directa:

$$64.5 \text{ Kg mol/hr} = 0.95$$

$$W_t = 0.0312 \text{ Kg mol/hr}$$

$$W_t = 2.12 \text{ Kg mol H}_2\text{O/hr}$$

Además se tiene que:

$$C_t = 64.5 \text{ Kg mol CH}_4\text{/hr}$$

Sustituyendo en la ec. 4.47, resulta:

$$D_t = 1.27 \text{ Kg mol CO}_2\text{/hr}$$

De lo anterior se deduce que se logra remover el 98% del CO_2 de la corriente gaseosa.

En el balance de masa se trabaja en base a moles inertes, (CH_4 y H_2O), pero estos varían su flujo a través de la torre, por lo tanto se debe calcular un flujo promedio. Este es el que se utilizará en el balance. Luego:

$$G_f = C_f + W_f$$

$$G_f = 70.14 \text{ Kg mol inertes/hr}$$

$$G_t = C_t + W_t$$

$$G_t = 66.62 \text{ Kg mol inertes/hr}$$

Promediando estos, resulta:

$$G = 68.38 \text{ Kg mol inertes/hr}$$

5.2.3.- CURVA DE EQUILIBRIO Y LINEA DE OPERACION

Para calcular el número de platos teóricos de la torre, es necesario graficar los valores de equilibrio del proceso de absorción. Los valores fueron obtenidos a partir de (42).

Las condiciones de operación de la torre son:

$$P_o = 1 \text{ atm}$$

$$T_o = 25^\circ\text{C}$$

$$N = 2$$

Los datos se entregan como presión versus composición en el líquido. Es necesario transformarlos en fracción molar para luego graficar la línea de equilibrio, luego ubicar la línea de operación y de allí determinar el número de platos teóricos.

La curva de equilibrio se muestra en la figura 5.

Las condiciones en el tope son:

$$X_t = 0.2 \text{ mol CO}_2/\text{mol MEA}$$

$$Y_t = 1.27 \text{ Kg mol CO}_2/68.38 \text{ Kg mol inertes}$$

$$Y_t = 0.019 \text{ Kg mol CO}_2/\text{Kg mol inertes}$$

Por fondo se conoce la concentración a la cual entra el gas a la torre:

$$Y_f = 64.5 \text{ Kg mol CO}_2/68.38 \text{ Kg mol inertes}$$

$$Y_f = 0.943 \text{ Kg mol CO}_2/\text{Kg mol inertes}$$

La concentración de la fase líquida se determina trazando una recta entre las condiciones por tope y la curva de equilibrio para el valor Y_f .

Como criterio de diseño se usa la siguiente relación:

$$(L/G)_{\text{real}} = 1.25 (L/G)_{\text{mínimo}} \text{ ec. 4.48}$$

Se utiliza el criterio anterior, de lo contrario se necesitarían infinitas etapas de equilibrio para alcanzar las condiciones de tope.

De la figura 5 se obtiene:

$$(L/G)_{\text{mínimo}} = 1.73$$

Luego utilizando ec. 4.48:

$$(L/G)_{\text{real}} = 2.16$$

Despejando:

$$L = 147.7 \text{ Kg mol/hr}$$

Con la línea de operación queda determinado además la condición de fondo para la corriente líquida:

$$X_f = 0.64 \text{ mol CO}_2/\text{mol MEA}$$

De la figura 5 se determinan las etapas de equilibrio necesarias para el proceso en cuestión, y se deduce que se requieren 2 platos teóricos.

La eficiencia de los platos se estima a partir de la figura 18-21 de (43).

$$e = 15\%$$

$$n = 2/e \quad \text{ec. 4.49}$$

$$n = 14 \text{ platos}$$

5.2.4.- BALANCE DE ENERGIA EN LA TORRE

Se hace este balance energético para determinar la temperatura de salida de la solución de monoetanolamina (MEA). Así:

$$H_r(D_f - D_t) + (D_t C_{pd} + C_t C_{pc} + W_t C_{pw})(T_3 - T_r) + (L_{st} C_{ps})(T_1 - T_r) = L_{sf} C_{ps}(T - T_r)$$

$$(D_f C_{pd} + C_f C_{pc} + W_f C_{pw})(T_2 - T_r) \quad \text{ec. 4.50}$$

donde:

$$H_r = 20110 \text{ Kcal/Kg mol}$$

$$D_f = 64.5 \text{ Kg mol CO}_2/\text{hr}$$

$$D_t = 1.27 \text{ Kg mol CO}_2/\text{hr}$$

$$D_{st} = L \text{ Kg mol MEA/hr } \delta 1 \text{ Kg MEA/Kg mol MEA}$$

$$1 \text{ Kg solución/0.12 Kg MEA} +$$

$$L \text{ Kg mol MEA/hr } 0.2 \text{ Kg mol CO}_2/\text{Kg mol MEA}$$

$$44 \text{ Kg CO}_2/\text{Kg mol CO}_2 \quad \text{ec. 4.51}$$

$$L = 147.7 \text{ Kg mol MEA/hr}$$

luego:

$$L_{st} = 76381 \text{ Kg solución/hr}$$

$$L_{sf} = L_{st} + (D_f - D_t)44 \quad \text{ec. 4.52}$$

$$L_{sf} = 79163 \text{ Kg solución/hr}$$

$$C_{ps} = 0.95 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ , (80)}$$

$$C_{pd} = 0.21 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ , (81)}$$

$$C_{pc} = 0.54 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ , (81)}$$

$$C_{pw} = 0.45 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ , (81)}$$

$$T_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 30^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 21^\circ\text{C}$$

$$T_r = 25^\circ\text{C}$$

Resolviendo la ec. 4.50, se obtiene:

$$T = 38^\circ\text{C}$$

Por lo tanto la temperatura promedio de la corriente líquida es 29°C .

La temperatura promedio de la corriente gaseosa es 25°C .

5.2.5 DIAMETRO DE LA TORRE

Para determinar el diámetro de la torre se utiliza la relación siguiente:

$$UI = 0.305 CI(TS/20)^{0.2}(d_1/d_g - 1)^{0.5}, \text{ (82) ec.4.53}$$

Esta velocidad de inundación permite luego calcular el área, ya que se va a conocer el flujo de gas a través de la torre, (este flujo es conocido, es una condición del proceso).

La tensión superficial de la solución puede ser estimada a partir de la tensión superficial de los componentes puros.

$$TS = x_1TS_1 + x_2TS_2 \text{ ec. 4.54}$$

La tensión superficial del agua a 20°C es 72.8 dinas/cm, (83). Para estimarla a 29°C se utiliza la relación siguiente:

$$TS(d1)^{0.67} = k(T_c - 6 - T) \quad , \quad (83) \text{ ec. 4.55}$$

donde:

$$T_c = 374^\circ K \quad , \quad (84)$$

Suponiendo que la densidad, d_1 , no varía entre 20 y 29°C, se obtiene:

$$TS_1 = 64 \text{ dinas/cm}$$

La tensión superficial de la monoetanolamina se calcula por contribución de grupos. Esta contribución forma el parámetro Parachor. Utilizando la tabla 3-317 de (44), se obtiene P_a de 136.

Con P_a y el nomógrafo de la figura 3-56 de (45), resulta:

$$TS_2 = 26 \text{ dinas/cm}$$

Además:

$$x_1 = 0.96$$

$$x_2 = 0.04$$

Sustituyendo en la ec. 4.54, resulta:

$$TS = 62.5 \text{ dinas/cm}$$

Por otra parte, se tiene:

$$d_1 = 1200 \text{ Kg/m}^3 \quad , \quad (86), \quad (29^\circ C, 1 \text{ atm})$$

$$d_g = 0.93 \text{ Kg/m}^3 \quad , \quad (29^\circ C, 1 \text{ atm})$$

La densidad del gas corresponde a un valor promedio entre el tope y el fondo. Se calculó utilizando concepto de gases ideales.

Con respecto a CI , éste se estima a partir de la figura 18-10 de (46), y con el espaciamiento entre platos recomendando de 0.46 m, (47), luego:

$$CI = 0.26$$

Evaluando la ec. 4.53 resulta:

$$UI = 3.6 \text{ m/s}$$

Esta es la velocidad a la cual se produciría la inundación de la torre, por lo tanto se recomienda trabajar al 60% de esa velocidad, para que no se presenten problemas de inundación. Luego:

$$U = 2.2 \text{ m/s}$$

El área de flujo del gas a través de los orificios del plato está dado por:

$$A_h = G' / (U \cdot d_g \cdot 3600) \quad \text{ec. 4.56}$$

donde:

$$G' = G \cdot PM \quad \text{ec. 4.57}$$

El peso molecular promedio se obtiene con las composiciones molares del gas de tope y de fondo.

$$PM = 22.8 \text{ Kg/Kg mol}$$

Se tenía además:

$$G' = 63.38 \text{ Kg mol/hr}$$

Luego sustituyendo en la ec. 4.57:

$$G' = 1559 \text{ Kg/hr}$$

Con el valor de d_g , calculado anteriormente se obtiene de la ec. 4.56:

$$A_h = 0.21 \text{ m}^2$$

Considerando la relación recomendada en (48):

$$A_h = 0.15 A_a$$

lo que da:

$$A_a = 1.4 \text{ m}^2$$

El área total del plato es:

$$A_t = A_a + 2 A_d \quad \text{ec. 4.58}$$

donde:

$a_d = (1/18) A_a$
 Luego se obtiene
 $A_t = 1.56 \text{ m}^2$

Resulta un diámetro de 1.43 m.

Resumiendo, la torre tendrá 14 platos con un espaciamiento entre ellos de 0.46 m., lo que da una altura de 7.4 m. Se dejó un espaciamiento adicional en el tope y fondo. La razón entre la altura y el diámetro es 5.

5.3.- COLUMNA DE REGENERACION DE LA SOLUCION MEA

Nomenclatura

- A : área de transferencia en el hervidor, m^2
 A_h : área neta de flujo, m^2
 A_a : área activa, m^2
 A_t : área total, m^2
 C_p : capacidad calorífica, $\text{Kcal/Kg}^\circ\text{C}$
 d_g : densidad del gas, Kg/m^3
 D_t : diferencia de temperatura entre el vapor de agua y la solución en el hervidor, $^\circ\text{C}$
 e : eficiencia de los platos
 F : flujo de solución de MEA de salida, Kg/hr
 G : flujo de gas, Kg/hr
 H_g : entalpia del gas, Kcal/hr
 H_1 : entalpia de la solución de MEA alimentada, Kcal/hr
 H_r : entalpia de solución regenerada, Kcal/hr
 L : flujo de solución MEA alimentada, Kg/hr
 L_{tot} : flujo total de alimentación, Kg/hr
 m : flujo de vapor de H_2O , Kg/hr

- n : número de plato
 Q : calor a entregar en el hervidor, Kcal/hr
 T_1 : temperatura de entrada de la solución, °C
 T_2 : temperatura de salida de la solución, °C
 T_g : temperatura de salida del gas, °C
 T_r : temperatura de referencia, °C
 U : velocidad del gas a través del área neta de flujo, m/s
 U_d : coeficiente global de transferencia, Kcal/hr-m²-°C
 V : flujo de CO₂ removido de la solución de MEA, Kg/hr
 x : fracción molar de CO₂ en el líquido
 X_1 : flujo de agua contenida en solución de MEA, Kg/hr
 y : fracción molar CO₂ en el gas
 Y : flujo de CO₂ contenido en la solución de MEA, Kg/hr
 Z : flujo de MEA, Kg/hr
 λ : calor de vaporización del agua, Kcal/Kg

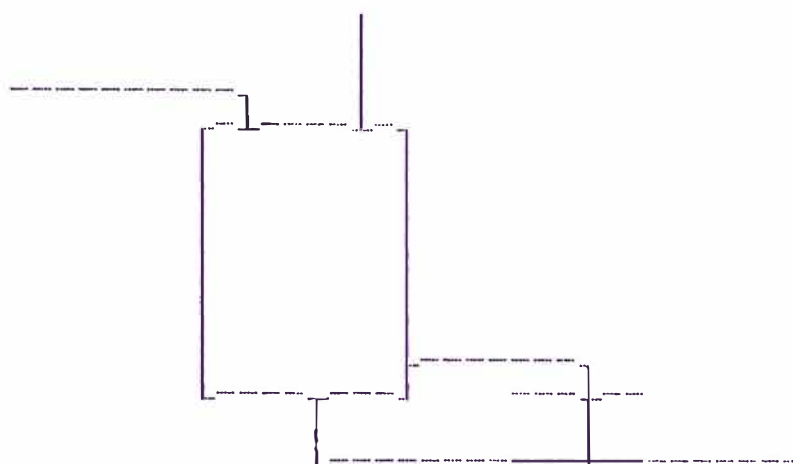
Los subíndices t y f se refieren al tope y fondo de la columna respectivamente.

Los subíndices c , d , w y s se refieren a metano, dióxido de carbono, agua y solución de MEA respectivamente.

Para regenerar la solución de monoetanolamina que sale por el fondo de la torre de absorción, se usará una columna de

despojo. Esta columna consiste en una torre de destilación sin la etapa de rectificación.

Para el diseño de la columna se supone que la MEA no está presente en la fase vapor. Esta suposición está avalada por la baja presión de vapor de la MEA.



5.3.1.- DIAGRAMA DE EQUILIBRIO

Para la construcción del diagrama de equilibrio se dispone de datos de presión parcial de CO_2 en solución de MEA y presión de vapor H_2O .

Utilizando los valores presentados en (75) y haciendo las transformaciones correspondientes se obtienen los valores de equilibrio. Estos se presentan en la figura 6.

La columna opera a presión atmosférica.

5.3.2.- LINEA DE OPERACION Y NUMERO DE PLATOS

La línea de operación se determina a partir de las condiciones de contorno de las fases en equilibrio.

Con respecto a la fase líquida, la solución que entra a la columna de desorción del CO_2 viene con 0.64 mol CO_2 /mol MEA, (condiciones a la salida de la torre de absorción de CO_2), y se espera que salga con 0.2 mol CO_2 /mol MEA, (condición de entrada a la torre de absorción de CO_2).

Con respecto a la fase vapor, la fracción molar del CO_2 por el tope es 0.33, valor recomendado en (88).

La fracción molar del CO_2 en el fondo se determina con la recta $y=x$, y el valor de x .

La línea de operación se construye con las coordenadas siguientes:

$$x_r = 0.0078$$

$$y_r = 0.0078$$

$$x_t = 0.024$$

$$y_t = 0.33$$

La línea de equilibrio y de operación se presentan en la figura 6.

El número de platos teóricos necesarios es 4.

Para conocer el número de platos reales hay que conocer su eficiencia.

Utilizando figura 18-21 de (79) y una viscosidad de 0.4 estokes, (obtenida a 88°C, temperatura promedio de la columna), resulta:

$$e = 40\%$$

Luego se tiene que:

$$n = (4-1)/e + 1$$

$$n = 9 \text{ platos}$$

5.3.3.- DIAMETRO DE LA TORRE

La metodología de cálculo es similar a la seguida en la sección 4.12.5. Por esto mismo no se detallará el cálculo del diámetro, sino que se presentarán los resultados globales. Así la velocidad del gas a través del área neta de flujo es 1.3 m/s. Luego para conocer esta área se debe conocer el flujo de vapor y éste se determina por balances de masa.

Balance para el agua:

$$L(1 - 0.12) = X_1 + X_2 \quad \text{ec. 4.59}$$

$$X_2/18 = 2 V/44 \quad \text{ec. 4.60}$$

donde:

$$L = 147.7 \text{ Kg mol MEA/hr } \div 61 \text{ Kg MEA/Kg mol} \\ 1 \text{ Kg solución/0.12 Kg MEA}$$

$$L = 75081 \text{ Kg solución/hr}$$

$$V = (64.5 - 1.27) \text{ Kg. mol } \text{CO}_2/\text{hr} \div 44 \text{ Kg} \\ \text{CO}_2/\text{Kg mol } \text{CO}_2$$

$$V = 2782 \text{ Kg } \text{CO}_2/\text{hr}$$

Resolviendo el sistema formado por la ec. 4.59 y 4.60, se llega a:

$$X_1 = 63795 \text{ Kg/hr}$$

$$X_2 = 2276 \text{ Kg/hr}$$

Balance total:

$$L_{\text{net}} = F + G \quad \text{ec. 4.61}$$

Balance en el líquido:

donde:

$$H_g = (VCp_d + X_2Cp_w)(T_3 - T_r) \quad \text{ec. 4.64}$$

$$H_r = ((X_1 + Z)Cp_m + YCp_d)(T_2 - T_r) \quad \text{ec.}$$

4.65

$$H_1 = (LCp_m + (V + Y)Cp_d)(T_1 - T_r)$$

$$Cp_d = 0.22 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \quad , \quad (81)$$

$$Cp_w = 0.45 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \quad , \quad (81)$$

$$Cp_m = 0.95 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \quad , \quad (80)$$

$$T_1 = 38^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 100^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 71^\circ\text{C}$$

$$T_r = 0^\circ\text{C}$$

Las temperaturas T_2 y T_3 son fijadas por la condiciones de equilibrio.

Resolviendo, se obtiene:

$$Q = 4316700 \text{ Kcal/Kg}$$

Esta energía será entregada por vapor saturado a 149°C .

El flujo de vapor necesario, por torre, será:

$$Q/4 = m \quad \text{ec. 4.67}$$

$$= 504.3 \text{ Kcal/Kg} \quad , \quad (62)$$

Luego:

$$m = 2140 \text{ Kg/hr}$$

El área de transferencia viene dado por:

$$A = (Q/4)/(U_d DT) \quad \text{ec. 4.68}$$

donde:

$$U_d = 487.6 \text{ Kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C} \quad , \quad (89)$$

$$DT = 49^\circ\text{C}$$

Se obtiene:

$$A = 45 \text{ m}^2$$

Resumiendo, cada torre tendrá 9 platos con un espaciamiento entre ellos de 0.61 m, dando una altura de 6.1 m. El diámetro es de 1.7 m.

5.4.-DESHIDRATACION DEL GAS

Nomenclatura

A : área de la torre de secado, m^2

A_c : área de transferencia (calentamiento), m^2

A_e : área de transferencia (enfriamiento), m^2

a : área de transferencia por unidad de longitud, m^2/m

a_c : área de flujo (calentamiento), cm^2

a_e : área de flujo (enfriamiento), cm^2

C : capacidad de absorción, $\text{Kg H}_2\text{O}/\text{Kg SG}$

C_p : capacidad calorífica, $\text{Kcal}/\text{Kg}^\circ\text{C}$

D : masa de CO_2 en el gas, Kg

D_p : diámetro de partícula, m

DT : diferencia de temperatura entre el vapor y temperatura de regeneración, $^\circ\text{C}$

DT_w : diferencia de temperatura entre la temperatura de regeneración y la temperatura del agua de enfriamiento, $^\circ\text{C}$

d_a : densidad aparente de la SG, Kg/m^3

d_g : densidad del gas, Kg/m^3

F : flujo de vapor de agua, l/s

f : factor de fricción

G : flujo de gas, Kg/hr

- G_m : flujo de gas por unidad de área, Kg/hr-
 m^2
- H_a : calor de absorción, Kcal
- H_c : entalpía de la cama, Kcal
- H_g : entalpía del gas, Kcal
- $H_{r,w}$: calor de absorción final, Kcal/Kg SG
- $H_{i,w}$: calor de absorción inicial, Kcal/Kg SG
- h : altura de la torre, m
- L : largo del serpentín, m
- M : masa de CH_4 en el gas, Kg
- m : masa de vapor de agua para regenerar, Kg
- m_w : masa de agua de enfriamiento, Kg
- $-$: tiempo de operación total, hrs
- Q : calor de regenerar la SG, Kcal
- Q_w : calor a retirar en el enfriamiento, Kcal
- S : masa de silica gel (SG), Kg
- t : tiempo total de regeneración, hr
- t_c : tiempo de calentamiento, hr
- t_w : tiempo de enfriamiento, hr
- T_e : tiempo de entrada del gas, °C
- T_m : temperatura de salida del gas, °C
- T_r : temperatura de referencia, °C
- T_{rc} : temperatura final de la cama, °C
- T_{ic} : temperatura inicial de la cama, °C
- T_r : temperatura de regeneración de la cama,
 °C
- T_{w1} : temperatura inicial del agua de
 enfriamiento, °C
- T_{w2} : temperatura final del agua de
 enfriamiento, °C

U_c : coeficiente global (calentamiento),
Kcal/hr-m²-°C

U_w : coeficiente global (enfriamiento),
Kcal/hr-m²-°C

V : volumen de la cama, m³

v : velocidad del vapor, m/s

v_w : velocidad del agua de enfriamiento, m/s

W : flujo de agua a retirar del gas, Kg/hr

W_1 : masa de agua en el gas de entrada, Kg

W_r : masa de agua en el gas de salida, Kg

Los subíndices c, d, w y SG se refieren a CH₄, CO₂, H₂O y silica gel respectivamente.

5.4.1.- BALANCE DE MASA

Este sistema opera en forma discontinua, por lo tanto se debe operar con un mínimo de 2 torres para logra un flujo continuo de gas seco.

La Capacidad de adsorción es una función de la temperatura del silica gel. Para este diseño se considerará que la temperatura de la cama variará entre 25 y 30° C, fluctuaciones normales en este tipo de secado. La humedad de la SG inicialmente, según figura 12-6 de (90), se fijó en 0.01 Kg H₂O / Kg SG. Se espera que alcance después del período de operación, una humedad de 0.05 Kg. 0.05 Kg. H₂O/Kg SG. Luego:

$$C = 0.04 \text{ Kg. H}_2\text{O/Kg SG}$$

La cantidad de agua a retirar será un 90% de la que viene en el flujo gaseoso que sale de la torre de absorción de CO_2 . Así:

$$W = 0.9 \cdot 2.12 \text{ Kg. mol/hr} = 1.908 \text{ Kg/Kg mol}$$

$$W = 34.34 \text{ Kg/hr}$$

La cantidad de SG necesaria para t horas de operación es:

$$S = W \cdot t / C \quad \text{ec. 4.69}$$

$$S = 859 \text{ -}$$

5.4.2.- TAMAÑO DE LA TORRE

El volumen de la torre está dado por:

$$V = S / d_a \quad \text{ec. 4.70}$$

donde:

$$d_a = 1200 \text{ Kg/m}^3, \quad (90)$$

Luego:

$$V = 0.716 \text{ - m}^3 \quad \text{ec. 4.70}$$

El área de la torre será calculada a partir de la siguiente ecuación:

$$G_a^2 (d_w d_a D_p g)^{-1} = 0.0167, \quad (91) \quad \text{ec.}$$

4.72

donde:

$$d_w = 0.67 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_a = 1200 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_p = 2.44 \cdot 10^{-4} \text{ m}, \quad (20'60 = \text{mesh}), \quad (91)$$

$$g = 9.8 \text{ m/s}^2$$

Resolviendo la ec. 4.72, se obtiene:

$$G_a = 0.18 \text{ Kg./s-m}^2$$

Luego:

$$A = G / (G_a \cdot 3600) \quad \text{ec. 4.73}$$

$$G = (2.12.18 + 64.5.16 + 1.27.44) \text{ Kg/hr}$$

$$G = 1126 \text{ Kg/hr}$$

Resolviendo:

$$A = 1.74 \text{ m}^2$$

Resulta un diámetro de 1.5 m

La altura de la cama esta dada por:

$$h = V/A \quad \text{ec. 4.74}$$

$$h = 0.1 \text{ - m} \quad \text{ec. 4.75}$$

5.4.3.- CAIDA DE PRESION

La caída de presión se obtiene a partir de la siguiente relación:

$$DP = 2f G^2 h / (D_p d_p 101325) \text{ atm, (91), ec. 4.76}$$

El factor de fricción se determina como función del número de Reynold a partir de la figura 12-13 de (91).

Para evaluar el Re se uso la viscosidad promedio del gas.

$$Re = 5.4$$

$$f = 90$$

Evaluando la ec. 4.76, resulta :

$$DP = 0.035 \text{ - atm} \quad \text{ec. 4.77}$$

5.4.4.- BALANCE DE ENERGIA.

El objetivo del balance es determinar la temperatura de salida del gas.

Se supone un sistema adiabético.

La temperatura de la cama sube de 25 a 30°C.

El Balance se hará para 0 horas de operación.

Luego:

$$H_a + H_c + H_g = 0 \quad \text{ec. 4.78}$$

donde:

$$H_a = S(H_{r_m} - H_{i_m})$$

$$H_c = SCp_{sg} + 0.04 SCP_{w1} (T_{rc} - T_r) - SCp_m$$

$$(T_{ic} -$$

$$T_r)$$

$$\text{ec. 4.80}$$

$$H_g = (MCp_c + DCp_d + W_1 Cp_w) (T_m - T_r) -$$

$$(MCp_c + DCp_d + W_r Cp_w) (T_m - T_r)$$

c. 4.81

$$H_{r_m} = -3 \text{ Kcal / Kg SG } , (92)$$

$$H_{i_m} = -3 \text{ Kcal / Kg SG } , (92)$$

$$S = 859 - \text{Kg SG}$$

$$Cp_{sg} = 0.2 \text{ Kcal / Kg.}$$

$$Cp_c = 0.54 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Cp_d = 0.21 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Cp_w = 0.45 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Cp_{w1} = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$M = 1032 - \text{Kg CH}_4$$

$$D = 55.9 - \text{Kg CO}_2$$

$$W_1 = 38.2 - \text{Kg H}_2\text{O}$$

$$W_r = 3.8 - \text{Kg H}_2\text{O}$$

$$T_{ic} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{rc} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_m = 21^\circ\text{C}$$

$$T_r = 0^\circ\text{C}$$

Resolviendo la ec. 4.78, se obtiene:

$$T_m = 26^\circ\text{C}$$

Para regenerar la sílica, se hará circular vapor de agua a 149°C . Este vapor fluirá por cañerías que estarán dentro de la torre de secado.

El calor entregado por el vapor tiene como propósitos, elevar la temperatura de la sílica con el agua absorbida y luego evaporar esta agua.

La cantidad de vapor circular esta dada por la ecuación siguiente:

$$Q = (W - Cp_{w1} + SCp_{wg}) (T_r - T_{rc}) + W \quad \text{ec. 4.82}$$

donde:

$$W = 34.34 \text{ Kg/hr.}$$

$$Cp_{w1} = 1 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C}$$

$$S = 859 - \text{Kg}$$

$$Cp_{wg} = 0.2 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C}$$

$$T_r = 100^{\circ}\text{C}$$

$$T_{rc} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$= 537.9 \text{ Kcal/Kg}$$

Sustituyendo en la ec. 4.82, resulta:

$$Q = 32901 - \text{Kcal.} \quad \text{ec. 4.83}$$

Se dispondrá de vapor de agua a 149°C .

Luego

$$Q = m \quad \text{ec. 4.84}$$

donde:

$$= 504.6 \text{ Kcal/Kg , (62),}$$

Evaluando la ec. 4.84, se obtiene:

$$m = 65.2 - \text{Kg}$$

Para estimar el diámetro del serpentín de calentamiento, se debe cumplir que el tiempo

de calentamiento, durante la etapa de regeneración, debe ser menor que el tiempo total de operación, de tal manera de lograr una provechamiento integral del absorbente.

El tiempo de regeneración incluye además el tiempo de enfriamiento, que es el tiempo de acondicionamiento de la sílica para un nuevo ciclo de absorción. Luego se tiene las siguientes ecuaciones:

$$t = t_c + t_e \quad \text{ec. 4.86}$$

$$- = 1.1 t \quad \text{ec. 4.87}$$

En la ec. 4.87, se aprecia que el tiempo de regeneración incluye un tiempo adicional, para prevenir posibles demoras.

Se calculará el tiempo de calentamiento, trabajando con una cañería de 3.81 cm. de diámetro externo. Luego:

$$F = v a_c \quad \text{ec. 4.88}$$

donde se tiene que :

$$a_c = 13.16 \text{ cm}^2$$

$$v = 3 \text{ m/s}$$

Se obtiene:

$$F = 3.95 \text{ l/s}$$

El tiempo de calentamiento viene dado por:

$$t_c = m / (F d_o 3600) \quad \text{ec. 4.89}$$

Resolviendo para d_o de 1 kg/m^3 , resulta :

$$t_c = 4.6 \text{ - hr}$$

Se desprende de este cálculo que no es posible cumplir con las condiciones

anteriores. Entonces el flujo de vapor de agua se dividirá en 4 cañerías y se operará con un serpentín de diámetro 5.08 cm.

Así:

$$v = 3 \text{ m/s}$$

$$a_c = 21.61 \text{ cm}^2$$

Reemplazando en la ec. 4.88, se obtiene:

$$F = 6.5 \text{ l/s}$$

Sustituyendo en la ec. 4.89, con $m = 16.3$

- Kg, resulta:

$$t_c = 0.7 \text{ - } \quad \text{ec. 4.91}$$

Esta relación resulta adecuada, ya que deja un tiempo de enfriamiento de 0.3 - horas.

Se tiene ahora un sistema de 3 ecuaciones con 4 incógnitas. Las ec. 4.86, 4.87 y 4.91. Fijando - se puede conocer t_c y t_c . Por ahora se continuará trabajando con - variable.

El área de transferencia para el calentamiento esta dado por:

$$A_c = (Q/4) = t_c U_c DT) \quad \text{ec 4.92}$$

donde:

$$U_c = (2190 \text{ Kcal/hr} - \text{m}^2 - \text{C}^\circ, (89)$$

$$DT = (149-100-(149-30))/\ln (49/119)$$

$$DT = 79^\circ \text{ C}$$

Luego:

$$A_c = 0.047 \text{ m}^2$$

Es importante hacer notar que A_c es independiente del tiempo de calentamiento.

El largo de cada uno de los 4 serpentines de calentamiento viene dado por:

$$L = A_c/a$$

donde:

$$a = 0.2019 \text{ m}^2/\text{m}$$

luego:

$$L = 0.23 \text{ m.}$$

Etapa de enfriamiento de la silica.

Se debe enfriar la silica con el agua que queda retenida, de 100 a 25°C.

$$Q_w = SCP_{wg} (T_{1c} - T_r) + 0.01 SCP_{wp} (T_{1c} - T_r)$$

ec. 4.93

donde:

$$T_{1c} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_r = 100^\circ\text{C}$$

Reemplazando se obtiene:

$$Q_w = 13530 - \text{Kcal} \quad \text{ec. 4.94}$$

Este enfriamiento se logrará haciendo circular agua, que esta disponible a 20°C y se espera que no salga más allá de 45°C, debido a problemas de precipitación de sales.

El flujo de agua de enfriamiento está determinada por la ecuación siguiente:

$$Q_w = m_w CP_{wL} (T_{wr} - T_{wi}) \quad \text{ec. 4.95}$$

donde:

$$T_{wr} = 45^\circ\text{C}$$

$$T_{wi} = 20^\circ\text{C}$$

$$Q_w = 13530 - \text{Kcal}$$

Sustituyendo en la ec.4.95, resulta:

El área de flujo para t_e horas de enfriamiento es:

$$a_e = m_w / (d_w v_e t_e) \quad \text{ec. 4.97}$$

donde:

$$d_w = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_e = 1.2 \text{ m/s}$$

Luego:

$$a_e = 1.25 - / t_e \quad \text{ec. 4.98}$$

Como se hizo notar anteriormente, fijando t_e quedan completamente determinados t_e y t_c . Luego se fijará en 4 horas, que es un tiempo de operación habitual en estos secadores, y además no da una caída de presión excesiva. Para minimizar pérdidas por caída de presión, es conveniente trabajar con una torre por ciclo, ya que la caída de presión aumenta directamente con el número de torres.

Fijado y resolviendo el sistema de ecuaciones formado por la 4.86 y 4.91, se obtiene:

$$t_c = 2.8 \text{ hrs}$$

$$t_e = 0.8 \text{ hrs}$$

Sustituyendo en la ec. 4.98, resulta:

$$a_e = 6.25 \text{ cm}^2$$

El diámetro de tubería disponible con el área de flujo más cercano al valor requerido es 2.54 cm; con a_e de 5.57 cm², (cédula 40).

La velocidad resultante para esta nueva área es 1.35 m/s.

El área de transferencia para el enfriamiento viene dado por :

$$A_w = Q_w / (U_w DT_w t_w) \quad \text{ec. 4.99}$$

donde:

$$Q_w = 13530 - \text{Kcal}$$

$$U_w = 244 \text{ Kcal/hr-m}^2 - ^\circ\text{C}, (89)$$

$$DT_w = ((100-30) - (30 - 20)) / \ln (70/10)$$

$$DT_w = 31^\circ\text{C}$$

Se fijó en 30° la temperatura más alta del agua de enfriamiento, para sobredimensionar el área, ya que el DT en la etapa final enfriamiento disminuiría. Luego de ec. 4.99, se obtiene:

$$A_w = 8.94 \text{ m}^2$$

La superficie por metro lineal de cañería es $0.105 \text{ m}^2/\text{m}$.

El largo del serpentín de enfriamiento resulta de 85 m.

Resumiendo, las características del secado con silica son:

$$t = 4 \text{ hrs}$$

$$t_e = 2.8 \text{ hrs}$$

$$t_w = 0.8 \text{ hrs}$$

$$S = 3436 \text{ Kg SG/torre}$$

$$d = 1.5 \text{ m}$$

$$h = 0.4 \text{ m}$$

$$m = 65.2 \text{ Kg vapor/hr}$$

$$m_w = 541.2 \text{ Kg agua/hr}$$

$$DP = 0.14 \text{ atm}$$

6. EVALUACION ECONOMICA

6.1. COSTO DE LOS EQUIPOS

6.1.1. COSTO FOB

A continuación se detallan los costos de los equipos y las características tomadas en cuenta en el precio mismo.

a) capachos (E).

8 unidades; 3.9 ton/hr; 7.6 m de altura.

Fu = 810

Donde Fu es el precio unitario FOB correspondiente al año 1988, en dólares, (50).

b) correas (C).

4 unidades; 7.9 ton/hr

Correas de 10 m de largo por 0.762 m de ancho.

Fu = 5600 , (50)

c) harnero (H).

2 unidades; 34.25 m²; 13.35 ton/hr

Fu = 27700 , (50)

d) molino (M).

1 unidad; 25.6 ton/hr

Fu = 4530 , (109)

e) clasificador por aire (CA).

Se estimará en base a un compresor, ductos y estanques.

25.6 ton/hr

1 compresor de 6 HP : 2500

ducto: 3 m galvanizado : 30

silos : 7 m³ : 50

total: 2600 , (50)

f) capachos (E).

8 unidades; 1.4 ton/hr; 7.6 m de altura.

Fu = 810 , (50)

g) estanque de almacenamiento de biogas (A1).

Tipo globo

Fu79 = 5000 (V/85.2)^{0.6} , (50)

V = 293 m³

Fu79 = 10500

h) torre de absorción (TA).

14 platos; 1.41 m de diámetro; 7.4 m de altura; 0.46 m de espaciamento; de acero al carbón y tipo de casquete para burbujeo.

Pu = 3500 , (50)

i) torres de regeneración de MEA (TD).

4 unidades; 9 platos; 1.7 m de diámetro; 6.1 m de altura; 0.61 m de espaciamento; de acero al carbón y con casquete de burbujeo.

Pu = 3400 , (50)

j) torres de relleno de silica (TR).

2 unidades; 3436 Kg SG/torre; 1.5 m de diámetro; 0.4 m de altura.

Pu = 1000 , (50)

k) estanque de almacenamiento de gas purificado (A2).

Tipo globo.

Pu79 = 426000 , (50)

l) filtro rotatorio a vacío (F).

21 m²; 2 unidades, cada una con un 70% de la capacidad calculada.

Pu = 30500 , (50)

m) intercambiadores de calor (IC).

De tubo y carcasa; acero inoxidable; cabezal flotante; (50).

IC-1: 1 unidad

128 m²

Pu = 31000

IC-2: 1 unidad

36 m²

Pu = 14000

IC-3: 2 unidades

15 m²

Pu = 7900

IC-4: 2 unidades

266 m²

Pu = 42150

IC-5: 1 unidad

0.24 m²

Pu = 800

n) bombas (B).

De acero inoxidable, (50).

B-1 : 1 unidad

Pu = 3500

B-2 : 2 unidades

Pu = 1350

B-3 : 6 unidades

Pu = 1550 , (1250 US\$)

El precio en paréntesis se refiere a la agitación mecánica.

B-4 : 1 unidad

Pu = 1740

B-5 : 6 unidades

Pu = 1160

B-6 : 1 unidad

Pu = 1160

B-7 : 1 unidad

Pu = 1740

B-8 : 1 unidad

Pu = 2120

B-9 : 2 unidades

Pu = 2510

n) sopladores (V)

V-1 : 12670 watt

Pu = 6000 , (50)

V-2 : 6290 watt

Pu = 3000 , (50)

o) estanque premezclador (P).

26 m³; acero al carbono.

Pu = 6000 , (50)

p) estanque pulmón (EP)

6.2 m³; acero al carbono

Pu = 2100 , (50)

q) compresor (Z).

Sólo caso de agitación con gas.

2 unidades; compresor centrífugo.

Pu = 2000 , (50r) caldera (D)

2140 Kg/hr: torre de regeneración de MEA

65 Kg/hr: torre de regeneración de sílica

3640 Kg/hr: IC-2

Consumo total = 5665 Kg/hr.

30% en exceso: 7500 Kg/hr , a 149°C

150 psig:

$P_u = 56500$, (50).

6.1.2 COSTO DE ACTUALIDAD FOB

En la tabla 16 se presentan los costos unitarios de los equipos y su actualización, utilizando para ello los índices de Marshall & Stevens correspondientes.

6.1.3 COSTO DE FERMENTADORES, SEDIMENTARIOS Y ESTANQUES DE ALMACENAMIENTO

El costo de los sedimentadores, fermentadores y estanques de almacenamiento, se estimará en base al costo del material de construcción, (concreto armado), y al costo que resulta del movimiento de tierras necesario.

Volumen concreto.

a) estanque de almacenamiento inicial:

altura : 4.0 m
 ancho : 22.7 m
 largo : 22.7 m
 espesor : 0.1 m

Volumen de concreto = 71 m³

b) estanque de almacenamiento del material orgánico.

altura : 4.0 m
 ancho : 19.8 m
 largo : 19.8 m
 espesor : 0.1 m

Volumen de concreto = 83 m³

c) sedimentador primario:

diámetro : 20.0 m
 altura : 2.1 m
 espesor : 0.1 m

Volumen de concreto = 44 m³

d) fermentadores:

agitación con gas:

diámetro : 14.7 m
 altura : 14.7 m
 espesor : 0.3 m

Volumen de concreto = 247 m³

Volumen total = 338 m³

agitación mecánica:

diámetro : 18.5 m

altura : 9.25 m

espesor : 0.3 m

e) sedimentadores secundarios:

diámetro : 24.8 m

altura : 2.4 m

espesor : 0.1 m

Volumen de concreto = 66 m³

Volumen total = 132 m³

Luego, el volumen total es:

1318 m³, si se agitan con gas los digestores.

1302 m³, si se agitan mecánicamente.

El costo del concreto es 150 US\$/m³.

Costo Total:

197.700 US\$, agitación con gas.

195.300 US\$, agitación mecánica.

Se especifica a continuación el volumen, en m³, de tierra a remover.

a) estanque almacenamiento

2057 m³

b) estanque almacenamiento material orgánico

1569 m³

c) sedimentador primario

657 m³

d) sedimentadores secundarios

2318 m³

Volumen total = 6601 m³

El costo es de 3.85 US\$/m³

El costo total por este concepto es:

25.410 US\$

Los sedimentadores y fermentadores presentan además el costo de los agitadores, (A).

Para la estimación del costo de las turbinas se considera una eficiencia de 70% de los motores.

sedimentador primario: 1 turbina; 360 watt

$P_u = 600$, (109)

fermentadores: 16 propulsores; 143 watt c/u

$$P_u = 200 \text{ , (50)}$$

$$\text{Costo total} = 3200$$

Este valor se incluye en el caso de agitación mecánica,
premezclador: 1 turbina; 2070 watt

$$P_u = 840 \text{ , (50)}$$

sedimentador secundario: 2 turbinas; 560 watt

$$P_u = 690 \text{ , (109)}$$

$$\text{Costo total} = 1380$$

El costo de los agitadores es:

6020 US\$, agitación mecánica

2820 US\$, agitación con gas

Costo actualizado de los agitadores:

12560 US\$, agitación mecánica

5880 US\$, agitación con gas.

Finalmente, los fermentadores presentan el costo del cabezal, que debe ser hermético. El costo por este ítem se supone un 20% del costo de concreto necesario para la construcción del digestor.

Así:

$$\begin{aligned} \text{Costo por cabezal} &= 247 \text{ m}^3 \cdot 150 \text{ US\$/m}^3 \cdot 0.2 \\ &= 7410 \end{aligned}$$

$$\text{Costo total de cabezales} = \text{US\$ } 29640$$

6.1.4.-COSTO DE LOS EQUIPOS INSTALADO

El costo del equipo instalado, C' , incluye el costo del equipo puesto en planta, A' , más el costo de instalación, B' .

El costo del equipo puesto en planta está dado por la siguiente relación.

$$A' = \text{Costo FOB T I IGV}$$

donde

T = % del costo FOB, correspondiente a costos de transporte.

I = % del costo FOB T, correspondiente a impuestos de internación.

IGV = % del costo FOB T I, correspondientes a impuestos del valor agregado.

$$T = 10\%$$

I = 10%

IGV= 18%

El costo de instalación será estimado como un dvl costo FOB. Este % es conocido para cada equipo y los valores están dados en la tabla 4-3 de (51).

Este costo considera materiales y mano de obra necesaria. El costo de los materiales se supone el mismo que poseen en USA. Con respecto a la mano de obra, éste costo es apreciablemente distinto, (US\$12/h-h en USA y US\$2/H-H en Perú). Por este motivo será corregido, utilizando para este efecto, la razón costo mano de obra/costo de materiales dada para USA. Esta razón se obtiene de (50).

La relación que resulta es la siguiente:

$$B' = \text{Costo FOB \% } (9 + 2z) / (9(z + 1))$$

donde:

$$z = \text{costo mano de obra/costo materiales.}$$

Los resultados se presentan en la tabla 17.

El costo total de los equipos instalados, incluye el costo de construcción de los sedimentadores, fermentadores y estanques de almacenamiento. Este costo se estimó en un 20% del costo de materiales.

Costo de construcción:

agitación mecánica = US\$ 39060

agitación con gas = US\$ 39540

Se debe incluir el costo de laboratorio:

Se estimó en US\$ 20000, (planta promedio).

El costo total de los equipos instalados se presenta a continuación:

agitación mecánica.

equipos instalados	=	2.250.090
concreto armado	=	195.300
movimiento de tierras	=	25.410
construcción	=	39.060
laboratorio	=	20.000
Total	=	2.529.860

agitación con gas.		
equipos instalados	=	2.263.290
concreto armado	=	197.700
movimiento de tierras	=	25.410
construcción	=	39.540
laboratorio	=	20.000

Total	=	2.545.940

El sistema de agitación con gas es US\$ 16080 más caro, cantidad que comparada al costo total resulta insignificante. Luego, el estudio comparativo se continuará y se decidirá después cual sistema de agitación es más económico.

6.2.- ESTIMACION DEL CAPITAL FIJO

Para estimar el costo de los diferentes ítems considerados en el capital fijo, se utilizan criterios que consideran como base el costo total de los equipos. Estos criterios están dados en (52).

Caso de agitación mecánica: US\$

A : costo total de equipos: 2529860

B : costo de cañerías, 10% de A 252990

C : costo de instrumentación 5% de A 126490

D1: costo de terreno, 1.7 US\$/m²; 6000 m² 10200

D2: costo galpón y oficinas,
20 US\$/m²; 300 m² 6000

E : costos auxiliares, 2% de A 50600

F : costo líneas externas, 5% de A 126490

Costo físico de la planta, G.

$G = A + B + C + D1 + D2 + E + F$

G : 3'102.630

H : costo de ingeniería y construcción,
10% de G 310260

I : costo de contingencias, 10% de G 310260

J : costo por tamaño, 2% de G 62050

Capital fijo, K

$K = G + H + I + J$

K = US\$ 3.785.200

Caso de agitación con gas: US\$
 A : 2545940
 B : 254590
 C : 127300
 D1: 10200
 D2: 6000
 E : 50920
 F : 127300
 G : 3122250
 H : 312230
 I : 312230
 J : 62440
 K = US\$ 3.809.150

Al capital de trabajo, K, se le debe adicionar el capital de trabajo, que es la cantidad de dinero necesaria para poner la planta en marcha.

Este capital se calcula para 5 meses de operación y se estima a partir del costo de producción anual.

6.3 COSTO DE PRODUCCION ANUAL

6.3.1 COSTOS FIJOS

a) sueldos y salarios.

El detalle de los operarios necesarios para el normal funcionamiento de la planta se presenta en la tabla 18.

En la tabla 19, se especifica el personal restante de la planta, con todos los sueldos e impositivos respectivas.

De la tabla 19, se tiene que el costo mensual por sueldos y salarios es de US\$ 22.740. Luego el costo anual es de US\$ 272.880.

Costo anual por sueldos y salarios:
 US\$ 272.880

b) mantención y reparaciones.

El costo por este ítem es un 3% del costo físico de la planta, G. Luego:
 agitación mecánica: US\$ 93.080

agitación con gas US\$ 93.670

c) seguros.

Se deben asegurar los activos fijos. El costo anual del seguro se supondrá el 5% del costo físico de la planta.

agitación mecánica: US\$ 155.130

agitación con gas US\$ 156.110

d) depreciaciones

Los equipos se depreciarán a 15 años, considerando para el último año un valor residual cero.

Para la depreciación se considera el costo total de los equipos instalados, C', sin IGV, más costos por cañerías, B, instrumentación, C, auxiliares, E, y líneas externas, F.

agitación mecánica:

El valor rectificado del costo de los equipos es:

$C' = \text{US\$ } 1.918.590$

Luego la depreciación es:

$D1 = (1918590 + 252990 + 126490 + 50600 + 126490) / 15$

$D1 = \text{US\$ } 165.010$

agitación con gas:

$C' = \text{US\$ } 1.942.290$

$D1 = (1942290 + 254590 + 127300 + 50920 + 127300) / 15$

$D1 = \text{US\$ } 166.830$

El costo relativo a los fermentadores, sedimentadores, laboratorio, se depreciará a 15 años sin valor residual.

agitación mecánica:

$D2 = (195300 + 25410 + 39060 + 20000) / 15$

$D2 = \text{US\$ } 18.650$

agitación con gas:

$D2 = (197700 + 25410 + 39540 + 20000) / 15$

$D2 = \text{US\$ } 18.840$

El costo por ingeniería, contingencias y factor de tamaño se deprecia a 15 años sin valor residual.

agitación mecánica:

$D3 = (310260 + 310260 + 62050) / 15$

$D3 = \text{US\$ } 45.500$

agitación con gas:

$$D3 = (312230+312230+62440)/15$$

$$D3 = \text{US\$ } 45.790$$

El costo total en depreciación es:

agitación mecánica: US\$ 229.160

agitación con gas : US\$ 231.460

Finalmente, los costos fijos totales para ambos casos son:

agitación mecánica: US\$ 521.090

agitación con gas : US\$ 522.660

6.3.2.- COSTOS VARIABLES

a) materia prima.

mono etanol amina:

Costo unitario: 0.9 US\$/Kg , (52)

Se necesita que circulen 9010 Kg/hr. La cantidad total de MEA se estimará considerando que se ocupa anualmente 5 veces la cantidad que circula por hora.

Costo de MEA: US\$ 40.550

silica gel:

Costo unitario: 32.5 US\$/ton , (52)

Se necesita para el proceso, 3436 Kg/torre.

Se sobredimensionará la cantidad a comprar anualmente en un 50%.

Costo de silica: US\$ 350

desechos urbanos:

Costo unitario: 0.25 US\$/m³

Se procesarán anualmente, $3.4 \times 10^5 \text{ m}^3$.

Costo de desechos: US\$ 85.000

Costo de materias primas: US\$ 125.900

b) insumos.

electricidad:

En la tabla 20 se detalla el consumo anual de electricidad en la planta.

El precio unitario es de 0.077 US\$/Kw-hr.

De tabla 20:

agitación mecánica: US\$ 74.370

agitación con gas : US\$ 83.790

agua:

El consumo anual de la planta es aproximadamente de 32000 m³, y su costo de 0.15US\$/m³,
Costo de agua: US\$ 4.800

Considerando lo anterior, el capital de trabajo es de US\$ 121.000. Este capital es calculado para el caso de agitación mecánica, que ha demostrado ser un sistema más económico que agitar los digestores con gas.

Total:

agitación mecánica: 965.850 Kw-hr

agitación con gas : 1.088.130 Kw-hr

#: agitación con gas

I: iluminación

6.4.- INGRESO BRUTO

El ingreso bruto comprende las ventas de gas y abono.

6.4.1.- INGRESO POR GAS

La producción neta de gas corresponde al gas producido menos el consumido en la planta. El consumido es el que se utiliza en la caldera.

La caldera debe producir 5700 Kg/hr de vapor a 149°C.

Para producir esa cantidad de vapor, se ocupa metano, cuya cantidad se detalla a continuación.

Calor de combustión del CH₄ = 8820 Kcal/m³

Calor a entregar el vapor, (se supone que se dispone de agua a 15°C) = 638.5 Kcal/Kg

La eficiencia de la conversión es de un 70%.

Se necesita 590 m³/hr de CH₄ A 0°C y 1 atm.

De sección 4.15, se tiene que se producen 1560 m³/hr, a las mismas condiciones, con su 97.7% de CH₄.

La producción neta de gas es de 934 m³/hr.

Con respecto al precio, se considerará menor que el de propano cañería, basado en el poder calorífico entregado. Por lo tanto, como el precio del

gas propano es de 0.8875 US\$/m³, el del CH₄ será de 0.406 US\$/m³.

El ingreso anual por comercialización del gas es de 3*10⁶ US\$.

6.4.2.-INGRESO POR ABONO

La producción anual de sólidos es de 38.940 toneladas, (sección 4.17) con 2.6% de nitrógeno (base seca), (sección 3.2.3.4).

Para calcular el ingreso por éste concepto se considerará el precio de nitrógeno tomado de (53). Para ésto se conoce el precio del fertilizante la composición del mismo.

Resulta un precio de 0.864 US\$/Kg nitrógeno.

Ingreso por abono = US\$ 874.500

El ingreso bruto total es de: US\$ 3.874.500

6.5.- DETERMINACION DE LA TASA INTERNA DE RETORNO

Para calcular la tasa interna de retorno (TIR), se determinan los flujos de dinero antes y después de impuestos, luego se traen los valores al presente, considerando que la planta tendrá una vida útil de 15 años y finalmente se calcula el interés con que se recupera el capital.

En el primer año se considerará que la planta operará a un 50% de su capacidad instalada, los 4 años siguientes con el 80% y desde el sexto hasta el último con el 100%.

Los flujos de dinero se muestran en la tabla 21.

El cálculo del TIR se presenta a continuación:

$$\begin{aligned} P_w &= - 3906,2 + 1688,75(pwf, i, 10)(pwf', i, 5) \\ &+ 1350,97(pwf, i, 5)(pwf', i, 2) \\ &+ 844,37 (pwf, i, 1) \\ P_w &= 0 \quad \text{si } i = 26.5\% \end{aligned}$$

La TIR es de un 27% aproximadamente.

Abreviaciones de la Tabla 21.

IFT: inversión física total

IB ingreso bruto

CP : costo de producción
 D : depreciación
 FFI: flujo frente a impuestos
 I : impuestos
 FDI: flujo después de impuestos

Simbología en el cálculo de la TIR:

(pwf,i,10): factor que trae las anualidades correspondientes a 10 años, al año cero, si i es el interés.

(pwf',i,5): factor que trae una cantidad del año 5 al presente, si i es el interés.

Nomenclatura del Capítulo 5 y del Diagrama de Flujo.

capachos: E

correas: C

harnero: H

molino: M

clasificación por aire: CA

estanque almacenamiento de biogas: A1

torre de absorción: TA

torre de desorción: TD

torre de relleno: TR

estanque almacenamiento del gas puro: A2

filtro: F

intercambiadores de calor: IC

bombas: B

sopladores: V

estanque premezclador: P

compresor: Z

caldera: D

estanque pulmón: EP

agitadores: A

cabezal: L

sedimentadores: S

fermentadores: FF

CAPITULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1.- Conclusiones generales

El problema Energético y de contaminación ya no es un problema de los países más ricos, sino un problema de todos, por lo que urge el desarrollo y búsqueda de nuevas fuentes de energía, existe la urgencia del desarrollo de proyectos de investigación a corto y mediano plazo.

El biogas como energía alternativa, está siendo implementado en la mayoría de los países en desarrollo ya sea en el área industrial como rural y es hoy un aporte a la solución del problema energético y de residuos orgánicos, desarrollandose equipos y maquinarias que funcionan con este combustible, así como accesorios para su uso directo como gas para quemar.

Este trabajo de tesis no es una idea aislada, ni la única alternativa de solución, es una propuesta para un problema puntual de contaminación y energético. Es una propuesta apoyada en tecnología no solamente de países desarrollados, sino también en países como Brasil, Cuba y Chile que están compitiendo en este campo con bastante éxito, en bibliografía de estos países e Italia es que esta tesis se apoya en su orientación y contenido.

Al tener que estudiar la posibilidad de algún residuo como materia prima de algún proceso es recomendable analizar los siguientes factores que permitan establecer una pauta de evaluación.

TIPO	Origen, propiedades físicas y químicas.
VOLUMEN	Cantidad, tasa de producción.
ESTACIONALIDAD	Disponibilidad todos o algunos meses
LOCALIZACION	Concentrada, dispersa.
CONDICION	Estable, Inestable, característica de manejo
METODO ACTUAL	Influyen en volumen disponible.
DEPOSICION	
USOS ALTERNATIVOS	Actuales y Potenciales.
CONTENIDO	Considerar como posible combustible
ENERGETICO	

Por, ejemplo en muchos casos una ciudad o la planta agroindustrial no disponen de una cantidad suficientemente elevada como para justificar la inversión en equipos ; o la marcada estacionalidad de producción de algunas plantas, aún contando con grandes volúmenes de residuos, no justifica adquirir costosas instalaciones de alta capacidad para ser usada por un período de corto tiempo. Pero no hay que olvidarse por otro lado que existen procedimientos de aprovechamiento de los residuos de muy baja inversión, y que requieren cantidades reducidas de desechos, que son económica y técnicamente factibles especialmente en zonas rurales.

- A nivel rural la implementación de biodigestores es mucho mas viable de implementar por la disponibilidad de materia orgánica y por la urgencia de contar con energía, además de contar con bastante información y experiencias a nivel Mundial y latinoamericano sobre esta materia. A parte de la energía a nivel rural la fermentación anaerobia nos permite:

- Evita los tiempos muertos en las actividades rurales de la mayoría de los campesinos (monocultivos, pastoreo, etc).

- Mueren huevos de larvas que son plagas (gallina ciega, palomillas, nemátodos, etc).

- Transforma las excretas, estiércoles, basura, jacinto acuático, esquilmos agrícolas y forestales en nutrientes de modo que coadudan a mejorar los suelos y cosechas.

- Permite el uso intensivo en lugar de extensivo del suelo (y agua); de policultivos que mantengan niveles más permanentes de producción y ocupación ; aumentando así la productividad y diversificación.

- Finalmente libera gastos de divisas , internas y externas, crean fuentes amplias de trabajo, produciendo con tecnología adecuada fertilizantes con el valor adicional de producir energía, en lugar de gastarla en una tecnología tradicional.

- Desde el punto de vista de la contaminación, disminuye sensiblemente el contenido de bacterias patógenas, y

erosionados superficialmente con el consiguiente desequilibrio en dietas y crecimiento.

- Al permitir el uso intensivo del suelo en policultivos perennes, aumenta la diversidad vegetal y la animal, mejorando las defensas naturales de los ecosistemas. Así al no requerir pesticidas : existen bichos para todas las especies y se establece un autocontrol biológico (cada bicho y su depredador en cadena).

A nivel local se han realizado exitosos trabajos de aplicación de bioabono en cultivos de alfalfa, maíz, avena y hortalizas (cebolla, tomate, ajos, pepino, melón etc.). En éstas, el bioabono ha sido empleado en combinación, en diversas proporciones, con estiércol y lodo, para optimizar el crecimiento de los cultivos. En la mayoría de los casos se observa que la producción agrícola se incrementa entre el 10 y el 20 %.

Cuando el Biogas es utilizado en forma directa en motores de combustión interna es necesario retirar el ácido sulfhídrico que pueda estar presente. Esto se logra fácilmente haciendo pasar el biogas a través de virutas de hierro.

7.2.- Analisis de Costos Generales

Cuantificando los costos y su influencia en las diferentes etapas globales en las cuales se subdivide el proceso para la obtención de metano y fertilizantes.

Las etapas son:

- Clasificación
- Fermentación
- Purificación.

-Purificación.

En el costo de equipos instalados para la clasificación de la basura, se considera además de los equipos propios de la etapa, el estanque de almacenamiento de material orgánico.

El costo para la clasificación de la basura es :

US\$ 435.300.00

En el costo de equipos de la etapa de fermentación se incluye: estanque de almacenamiento inicial, sedimentador primario, fermentadores, bombas, intercambiadores de calor, laboratorio, caldera y estanque de almacenamiento de gas.

La mitad del costo y la parte restante va en el costo de purificación.

El costo de la etapa de fermentación es:

US\$ 1'992.510

El costo de la etapa de purificación es:

US\$ 1'302.050

Los porcentajes con respecto al costo total son:

- Clasificación 13.2 %
- Fermentación 39.2 %
- Purificación 47.2 %

Dentro del costo de purificación, el 78% corresponde a la obtención de metano y el 22 % restante es el costo involucrado en el tratamiento del efluente del fermentador para obtener el abono.

7.2.1.- Análisis Del Proceso sin etapa de purificación
 Como resultado de este análisis se estudiará la factibilidad económica del proceso de producción de biogas seco y abono.

El costo de equipos instalados debe incluir la torre de secado del gas con el doble del costo considerado en al tabla 17, debido a que aumenta el flujo a secar. También se considerará el doble del costo del estanque de almacenamiento de gas.

Costo total de equipos:

US\$ 2'385.860

Costo físico de la planta:

US\$ 2'926.930

Capital fijo

US\$ 3'570.850

Capital de trabajo:

US\$ 93.700

Costo por depreciación:

US\$ 229.160

Ingreso Bruto:

La producción neta de metano en este caso es de 1214 m³/hr. La producción es mayor que en el caso del proceso con purificación, debido a que hay un menor consumo de metano en la planta. El flujo de gas sale con la misma cantidad de CO₂.

Ingreso por gas : US\$ 3.9*10⁶

Ingreso por abono : US\$ 874.500

Ingreso Bruto : US\$ 4'775000

Los flujos se muestran en al tabla 22.

La tasa interna de retorno es 36%.

El aumento es de un 9% con respecto al obtenido en el proceso de purificación. El aumento del TIR no es lo sustancialmente más grande que podría esperarse, debido al costo de almacenamiento de gas.

7.3.- Análisis de Sensibilidad.

Se determino la influencia del costo de los desechos en el TIR, debido a que es lógico que si la basura es la materia prima de éste proceso y se fuera a desarrollar se produciría un alza en el precio considerado.

Dentro de parametros y experiencias de otras plantas se concluye que la influencia sobre el TIR de las variaciones de costo de la materia prima no tienen gran incidencia.

La mayor influencia en el TIR es la variación en el precio de los productos, aumentando considerablemente si por ejemplo los abonos se comercializan sobre un 20%.

Se puede concluir que la puesta en marcha de este proyecto es viable económica y técnicamente, por lo que es una alternativa real para la solución del problema de la BASURA de Lima.

7.3.-Recomendaciones.

- Encuadrar cualquier proyecto de desechos sólidos dentro de un programa integral de desarrollo comunal.
- Desarrollar el sistema de recojo y clasificación de la basura en base a la participación comunitaria.

Lo que permitira abaratar los costos de clasificación.

- Incentivar la compra de Basura preclasificada.
- Desarrollar proyectos alternativos en torno a la planta, tales como :
 - Lombricultura.
 - Piscicultura.
 - Reciclaje.
 - Recuperación y tratamiento de aguas.
 - Alimentos para aves y cerdos.

Propuestas a desarrollar en torno a la tesis;

- Optimizar el tiempo de operación de los fermentadores.
- Diseño de Fermentadores continuos.
- Diseño de torres de recuperación de MEA y regeneración de silica gel.
- Análisis de mercado más específico.
- Evaluación de una planta ya sea menor o mayor.

Como última conclusión puedo afirmar que la experiencia así como los conocimientos adquiridos me permiten señalar con optimismo que el problema de la basura y el energético tienen una perspectiva de solución en las energías renovables o no convencionales, y es que con el desarrollo de estas que se lograra parar la depredación de nuestros recursos naturales así como parar la contaminación, el desafio es nuestro y sólo nos queda crear la conciencia y el compromiso para que se destinen

recursos económicos como humanos para avanzar en este camino.

(1) Propuesta para un Programa Nacional de Fertilizantes Orgánicos. Dr. Benjamín Marticorena e Ing. Gerardo Ramos Lima, diciembre, 1987.

CUADRO # 1

POTENCIAL ENERGETICO NACIONAL			
FUENTES	UNIDADES	POTENCIAL	NIVEL DE UTIL. ACTUAL EN %
Petroleo	Millon.barriles	586(1)	12
Gas	Millon. M ³	32.332(2)	4
Carbon Min.	Millon. Tn-M	1100	Insignificante
Hidroenergía	Miles de Kw	56800	3
Energ. Eólica	-----	Considerable	Insignificante
Energ. Solar	-----	Considerable	Sin utilización
Energ. Geoter.	Miles de Kw	400	Sin utilización.
Biomasa	Millon. Kw	6600	0.2

(1) Reservas probadas

(2) Nor-Este y Aguayta

(3) Respecto a las reservas N-E

Fuente:La energía y sus perspectivas 1984

Cuadro: Ministerio Energía y Minas

TABLA # 2

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ENERGIA PRIMARIA
 POR FUENTES Y UNIDADES DE REQUIRIMIENTO

FUENTES	UNID	1990		2000		
		10 ¹⁵ J	%	UNID	10 ¹⁵ J	%
(1)	43.3	250.3	55	71.5	413.1	56.8
(2)	655.5	22.7	5	696	24.1	3.3
(3)	0.8	2.2	0.5	2	58.6	8
(4)	6.354	28.6	6.3	15444	69.5	9.6
(5)	10	151	33.2	10.8	162.4	22.3

- (1) : Petroleo : Unidades en millones de barriles
 (2) : Gas : Unidades en millones de m³
 (3) : Carbon Min. : Unidades en millones de TM
 (4) : Hidroenergia : Unidades en millones de Kw-H
 (5) : Leña y resid. : Unidades en millones de TM
 vegetales

Fuente : La energia y sus perpectivas
 Primer simposium Nacional

TABLA # 3

PRODUCCION ESTIMADA DE DESECHOS DE LIMA (1)
M³/DIA

AÑO	PROMEDIO MENSUAL
1977	1500
1980	2220
1985	4200

TABLA # 4

PROYECCION DE GENERACION DE BASURA AÑO 1995(1)

HABITANTES	m ³ /dia
10'000.000	10.000

(1) Estimación de la empresa de saneamiento de la municipalidad de Lima. 1984

TABLA # 5

PRODUCCION DE DESECHOS ORGANICOS Y MATERIAL NO
BIODEGRADABLE (2)

MATERIAL	1990	1995	2000	2005
Orgánicos ton/día	242	253	263	270
No biodegradable	40	55	71	90

(2) Proyección y porcentajes de biodegradables
en la basura urbana en América Latina.

Empresa Metropolitana de Residuos Sólidos Ltda. Santiago-Chile 19

TABLA # 6

PROYECCION DE LA COMPOSICION DE LOS DESECHOS (2)

MATERIAL % PESO	1985	1990	1995	2000	2005
METALES	2.5	2.7	3.0	3.4	3.8
VIDRIOS Y PORCELANA	1.2	2.0	2.8	3.9	5
PIEDRAS Y TIERRA	3.1	3.2	3.4	3.8	4.2
PLASTICOS	0.6	1.4	2.4	3.4	4.5
PAPELES Y CARTONES	13.1	19.4	26.2	37.2	42
MADERA, CUEROS Y GOMAS	1.9	2.4	2.9	3.2	3.4
TRAPOS	1.6	2.2	2.8	3.2	3.5
VERDURAS, ALIMENTOS	76	66.5	56.1	45	33
OTROS	0.1	0.2	0.4	0.4	0.5

(2) Proyección y porcentajes de biodegradables en la basura urbana en America Latina.

Empresa Metropolitana de Residuos Sólidos Ltda. Santiago-Chile 1990

TABLA # 7

CONSUMO DE NITROGENO EN FERTILIZANTES (3)

AÑO	1980	1985	1988	1990
TONELADAS	6525	7632	8289	9675

(3) Propuesta para un programa nacional de fertilizantes Orgánicos. Dr. Benjamin Marticorena e Ing. Gerardo Ramos.1987

TABLA # 8

Porcentaje de Remoción de los materiales no degradables en las
diferente etapas de clasificación
% de remocion con respecto a la cantidad inicial

MATERIAL	Clasificacion Manual	Harneo	Clasifica. con aire
Metales	80	—	20
Vidrios y porcelana	50	10	40
Plasticos	90	—	5
Papeles y Cartones	—	—	—
Madera, cuero	70	—	20
Trapos	95	—	—
Verduras y huesos	—	—	—
Piedras y Tierra	—	70	30
Otros	—	—	—

Tabla #9

Balance de Materiales en al clasificación Manual

MATERIAL	Entran	Salen	Retiran
Metales	19.15	3.83	15.32
Vidrios y porcelana	25.2	12.6	12.6
Plasticos	22.6	2.27	20.41
Papeles y Cartones	211.68	211.68	0
Madera, cuero	17.13	5.14	11.99
Trapos	18.14	0.9	17.24
Verduras y huesos	166.32	166.32	0
Piedras y Tierra	21.17	21.17	0
Otros	2.53	2.53	0
Totales	504	426.44	77.56

Tabla #10

Balance de Materiales en el harnero

MATERIAL Ton/dia	Entran	Salen	Retiran
Metales	3.83	3.83	0
Vidrios y porcelana	12.6	10.08	2.52
Plasticos	2.27	2.27	0
Papeles y Cartones	211.68	211.68	0
Madera,cuero	5.14	5.14	0
Trapos	0.9	0.9	0
Verduras y huesos	166.32	166.32	0
Piedras y Tierra	21.17	6.35	14.82
Otros	2.53	2.53	2.53
Totales	426.44	409.1	17.34

Tabla # 11

Balance de Materiales en la clasificación por Aire

MATERIAL Ton/día	Entran	Salen	Retiran
Metales	3.83	0	3.83
Vidrios y porcelana	10.08	0	10.08
Plásticos	2.27	1.14	1.13
Papeles y Cartones	211.68	211.68	0
Madera, cuero	5.14	1.71	11.99
Trapos	0.9	0.9	3.43
Verduras y huesos	166.32	166.32	0
Piedras y Tierra	6.35	0	6.35
Otros	2.53	2.53	0
Totales	409.1	384.28	24.82

TABLA #12

DESECHOS UTILIZADOS EN LA FERMENTACION ANAEROBICA

	Humedad	solidos	Carbono*	Nitrogeno	
	totales	seco	seco	seco	
	%	%	%	%	C/N
Vacuno	79	21	32	1.5	21
Ovinos	73	27	60	3.7	17
Equinos	75	25	47	2.4	20
Porcinos	44	31			28
Gallinazas	57	56			12
Auquenidos	32	43		3.7	11
Cuyes	20	68		2.22	17
Conejo		80		2.02	23
Chala de maiz	15	85		0.7	56
Paja de arroz	8	92		0.7	59
Paja de cebada	9	93		0.88	48
Totorales	8	92		0.53	87
Hojas de Platanos	35	65		0.23	178
Pastos	89	11		1.2	38
Hojas secas	67	33		2.52	16
Aserrin	_____	_____	_____	0.1	300
Basura	_____	_____	_____	_____	25
Aguas Residuales	_____	_____	_____	_____	11
Algas Marinas	_____	_____	_____	_____	19

* base seca

TABLA # 13
 RENDIMIENTO DE ALGUNOS DESECHOS ORGANICOS

RESIDUOS	BIOMASA	
	Kg/dia/unid.	l/kg
Estiercol de Vacuno	16	37
Estirecol de	12	57
Estiercol de	2.3	60
Estiercol de	1.8	50
Estiercol de	1.8	50
Maiz	9980	110
Trigo	3360	152
Cebada	3379	190
	3382	190

FUENTE : UNIVERSIDAD MILAN ITALIA.1990

RESIDUOS	BIOGAS	
	m3/un/dia	m3/un/año
Estiercol de Vacuno	0.592	216.08
Estirecol de Equino	0.683	249.66
Estiercol de Porcino	0.138	50.37
Estiercol de ovino	0.09	32.85
Estiercol de Caprinos	0.09	32.85
Maiz Kg/Ha/año	0.0048	1098
Trigo Kg/Ha/año		510
Cebada Kg/Ha/Año		641
ArrozKg/Ha/Año		638

TABLA # 14

DENSIDAD DE LOS COMPONENTES DEL DESECHO

MATERIAL	% EN EL DESECHO SALIDA HARNERO	% DENSIDAD Kg/m ³ 10 ³
METALES	0.94	6.4
MADERAS Y GOMAS	1.2	0.63
VIDRIOS	2.46	2.6
PAPEL	51.74	0.93
PLASTICOS	0.55	1.76
VERDURAS	40.66	0.9
TRAPOS	0.2	0.9
PIEDRAS	1.5	2.3

TABLA # 15

ESTIMADO DEL POTENCIAL NACIONAL DE BIOGAS

Materia Prima	Desecho Fresco TM/año	Biogas 10 ³ m ³ /año	Energia 10 ⁶ Kcal/año
Estiercol			
Animales	52966450	3848877	18299884
Vacuno	25131600	944895	445600
Equino	6632700	380053	1811716
Porcino	6425700	334136	1592778
Ovino	12235300	1859721	8865285
Caprino	1617120	245802	1171739
Aves	924030	84271	410722
Desperdicios			
Cultivos	5299867	1006974	4800256
Maíz	385999	731500	3487070
Arroz	450000	85500	407578
Trigo	449988	85497	478567
Cebada	549879	104477	489041
excreta			
Humana	1369320	57262	272967
TOTAL	59636237	4913113	23373107

Fuente ITINTEC 1984

TABLA # 16

COSTOS FOB DE EQUIPOS ACTUALIZADOS

EQUIPO	UNIDADES	US \$ 1980	US \$ 1987
E	8	810	1690
C	4	5600	11690
H	2	27700	57810
M	1	4530	9450
CA	1	2600	5430
E	8	810	1690
P	1	6000	12520
A1	1		10500
TA	1	3500	7300
TD	4	3400	7100
TR	2	1000	2090
A2			426000
F	2	30500	63650
IC-1	1	31000	64700
IC-2	1	14000	29220
IC-3	2	7900	16490
IC-4	2	42150	87970
#IC-5	1	800	1670
B-1	2	3500	7300
B-2	6	1350	2820
#B-3	6	1550	3230
B-3	1	1250	2610
B-4	6	1740	3630
B-5	1	1160	2420
B-6	1	1160	2420
B-7	1	1740	3630
B-8	1	2120	4420
B-9	2	2510	5240
V-1	1	6000	12520
V-2	1	3000	6260
EP	1	2100	4380
#Z	2	2000	4170
D	1	56500	117920

TABLA # 17

COSTOS DE EQUIPOS INSTALADOS (US\$)

EQUIPO	COSTO FOB	A'	B'	C'
E	13520	19630	2580	22210
C	46760	67900	7550	75450
H	115620	167880	5090	172970
M	9450	13720	1520	15240
CA	5380	7810	220	8030
E	13520	19630	2580	22210
P	12520	18180	2110	20290
A1	10500	15250	1770	17020
TA	7300	10600	2910	13510
TD	28400	41240	11340	52580
TR	4180	6070	3430	9500
A2	426000	618550	74150	692700
F	127300	184840	21250	206090
IC-1	64700	93940	12910	106850
IC-2	29220	42430	5830	48260
IC-3	32980	47890	6580	54470
IC-4	175940	255460	35120	290580
#IC-5	3340	4850	670	5520
B-1	7300	10600	450	11050
B-2	5640	8190	350	8540
#B-3	19380	28140	1200	29340
B-3	15660	22740	970	23710
B-4	3630	5270	230	5500
B-5	14520	21080	900	21980
B-6	2420	3510	150	3660
B-7	3630	5270	230	5500
B-8	4420	6420	270	6690
B-9	10480	15220	650	15870
V-1	12520	18180	1540	19720
V-2	6260	9090	770	9860
EP	4380	6360	760	7120
#Z	8340	12110	1030	13140
D	117920	171220	42950	214170
#A	5880	8540	1230	9770
A	12560	18240	2620	20860
L	29640	43040	4860	47900

TOTAL :

US\$ 2'220.090
US\$ 2'263290

TABLA # 18

DISTRIBUCION Y NUMERO DE OPERARIOS

LABOR	NUMERO	TOTAL
RECEPCION	1	2
CORREAS	32	64
HARNERO	1	2
MOLINO	1	2
CLAS. AIRE	1	2
PREMEZCLADOR	2	8
FERMENTADORES	6	24
TORRES	1	4
FILTRO	1	4
CALDERA	2	8
TOTAL		120

TABLA # 19

SUELDOS e IMPOSICIONES

PERSONAL	NUMERO	IMPOSICIONES % SUELDO	US\$ TOTAL/MES
----------	--------	--------------------------	----------------

OPERARIOS	120	28	19968
TECNICOS	8	44	3460
SECRETARIAS	2	44	370
INGENIEROS	3	0	3000

TOTAL : US\$ 26798

TABLA # 20

CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA

EQUIPO	POTENCIA KW	EFICIENCIA	ENER. CONSUMIDA KW-hr
E	352	0.7	1890
C	1784	0.7	9580
H	1120	0.7	6020
M	7600	0.7	40820
CA	2990	0.7	16060
E	128	0.7	690
S1	250	0.7	2820
P	750	0.7	8460
#FF	11200	0.7	126340
FF	1600	0.7	18050
S2	780	0.7	8800
F	31730	0.7	357910
#B	26485	0.7	298750
B	25245	0.7	284760
V	17060	0.7	192440
I	4000	0.9	17550

TABLA # 21

FLUJO DE DINERO (MILES DE US\$)

AÑO	IFT	A:IB	B:CP	C:D	D:FFI D=A-B-C	E:I E=D/2	F:FDI F=A-B-E
0	-3906.2						
1		1937.25	363.08	114.58	1459.59	729.8	844.37
2		3099.6	580.3	183.32	2335.35	1167.7	1350.97
3		3099.6	580.3	183.32	2335.35	1167.7	1350.97
4		3099.6	580.3	183.32	2335.35	1167.7	1350.97
5		3099.6	580.3	183.32	2335.35	1167.7	1350.97
6		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
7		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
8		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
9		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
10		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
11		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
12		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
13		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
14		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75
15		3874.5	726.16	229.16	2919.18	1459.59	1688.75

TABLA # 22

FLUJO DE DINERO (MILES DE US\$)

AÑO	IFT	A:IB	B:CP	C:D	D:FFI D=A-B-C	E:I E=D/2	F:FDI F=A-B-E
0	-3664.55						
1		2387.5	281.1	114.58	1991.82	995.91	1110.49
2		3820	449.8	183.33	3186.91	1593.45	1776.79
3		3820	449.8	183.33	3186.91	1593.45	1776.79
4		3820	449.8	183.33	3186.91	1593.45	1776.79
5		3820	449.8	183.33	3186.91	1593.45	1776.79
6		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
7		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
8		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
9		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
10		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
11		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
12		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
13		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
14		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98
15		4775	562.2	229.16	3983.64	1991.82	2220.98

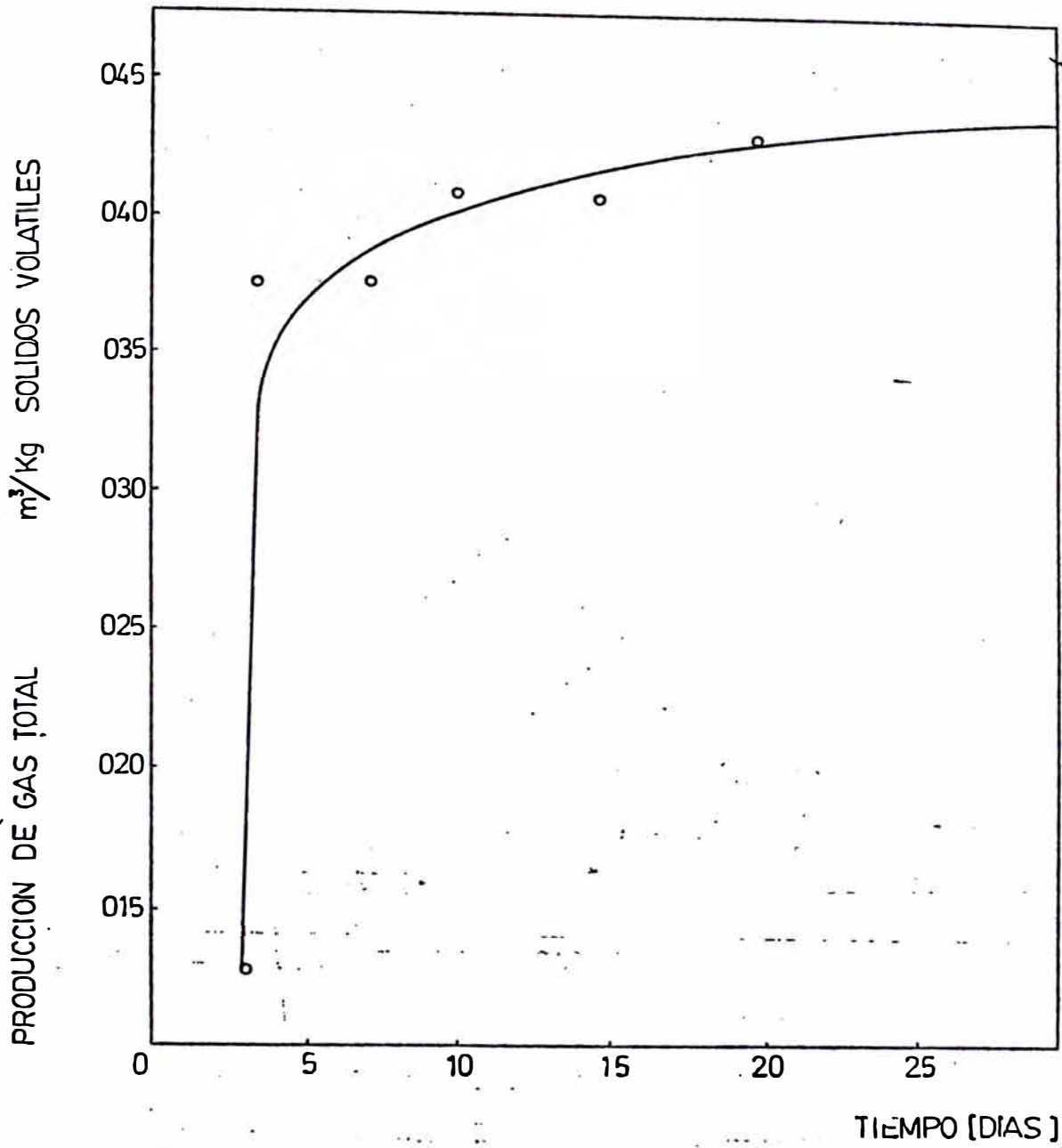
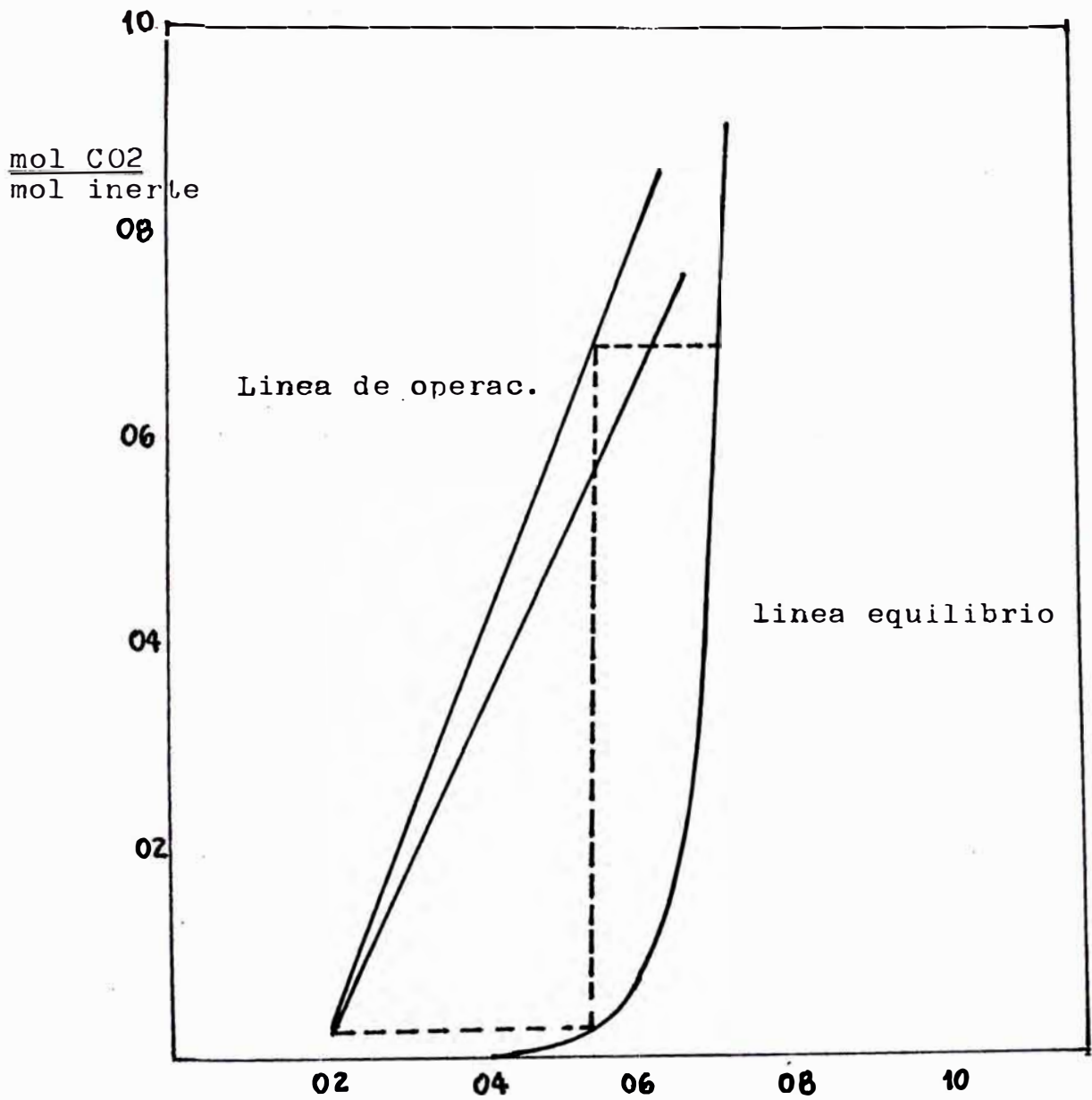


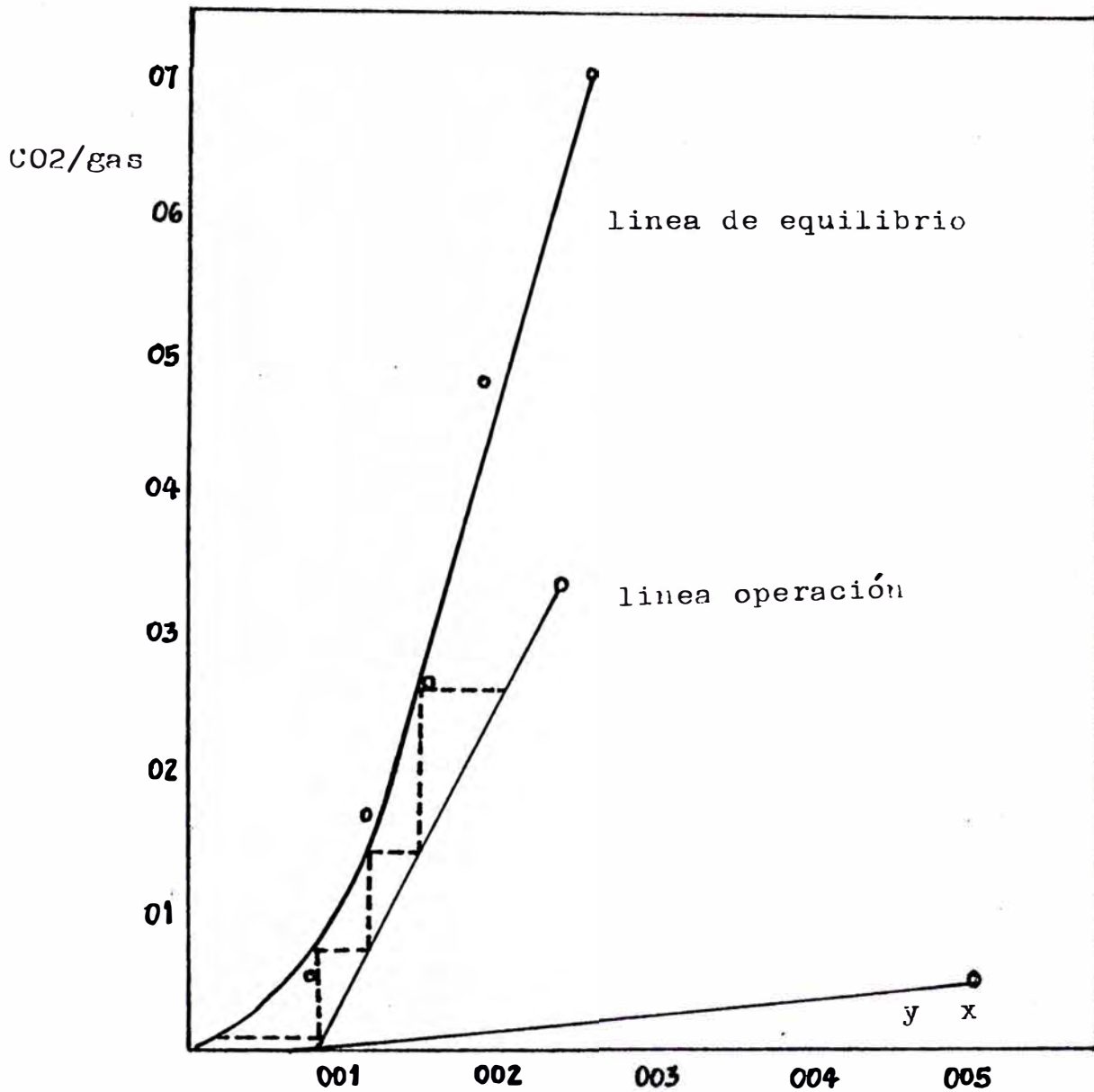
FIGURA 4

PRODUCCION DE GAS A PARTIR DE DESECHOS MUNICIPALES A 60°C.



Absorción de CO₂ en solución de MEA $\frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol MEA}}$

FIGURA 5



Fracción molar de CO₂ en equilibrio
 CURVA DE EQUILIBRIO Y LINEA DE OPERACION
 EN LA REGENERACION DE LA SOLUCION DE MEA

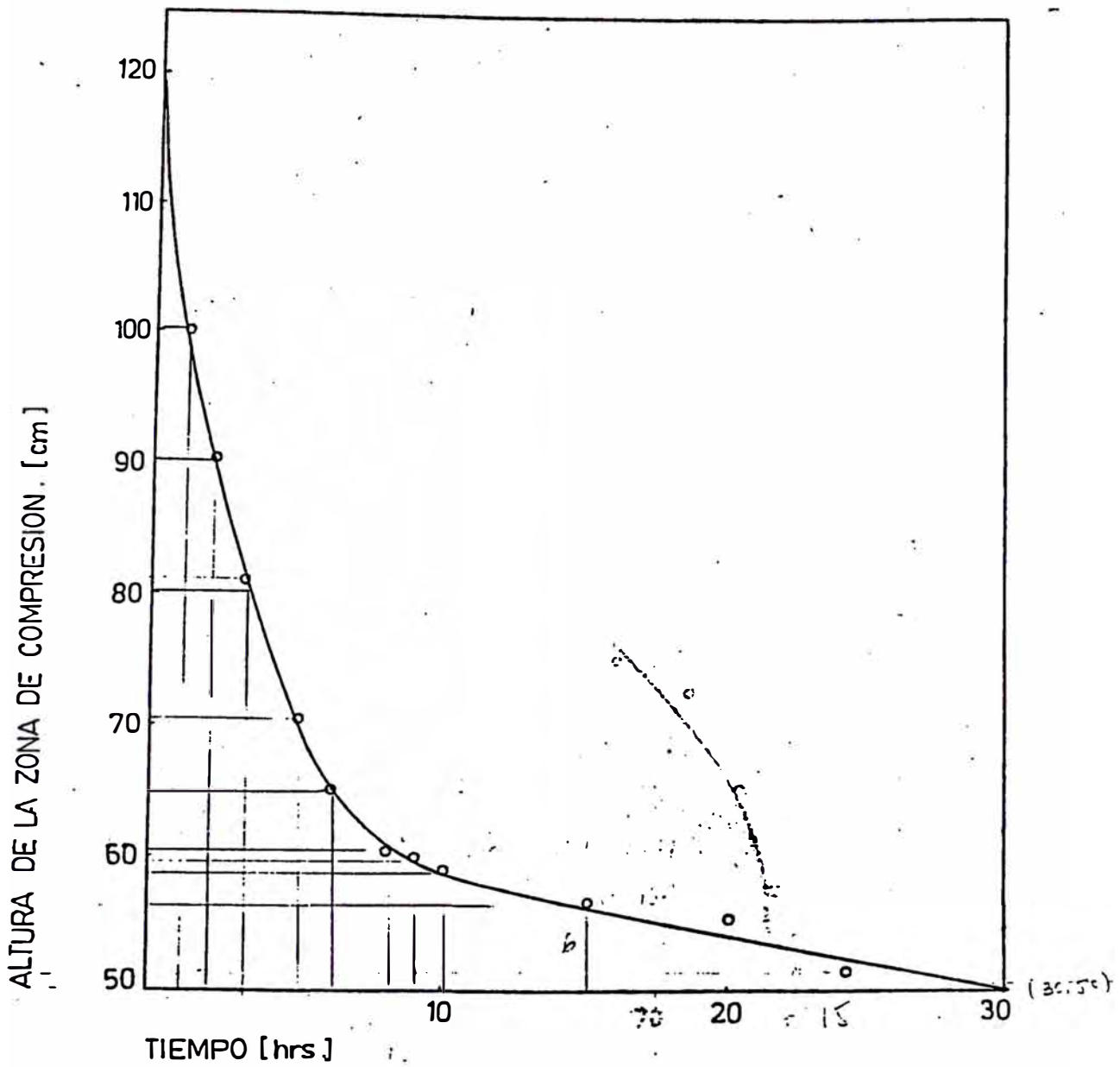


FIGURA 7

ALTIURA DE LA INTERFASE EN FUNCION DEL TIEMPO

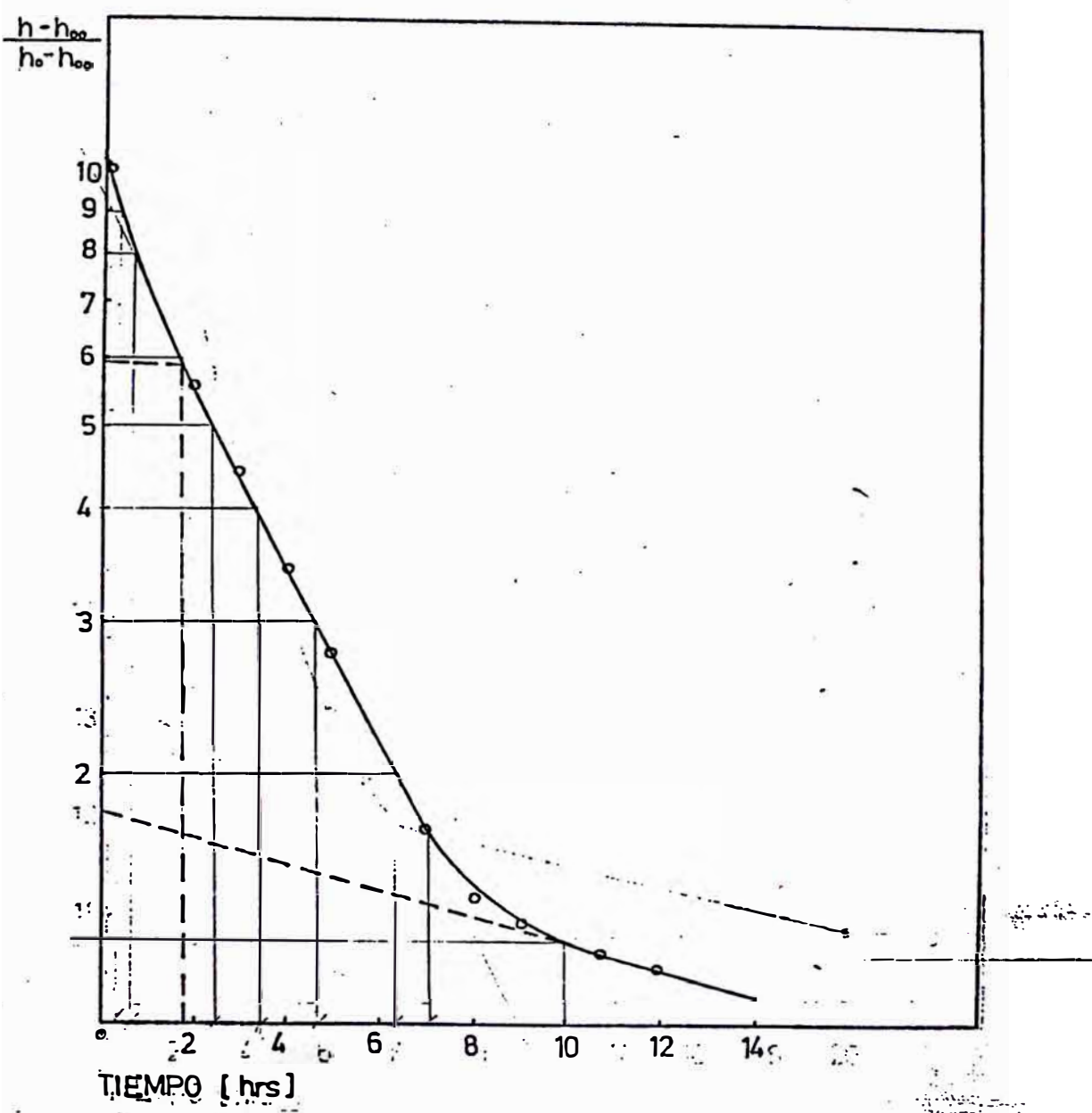


FIGURA. 10

CURVA CARACTERISTICA DE SEDIMENTACION POR DEL LODO:

RAZON MASA [LIQUIDO/SOLIDO] EN LA SEDIMENTACION.

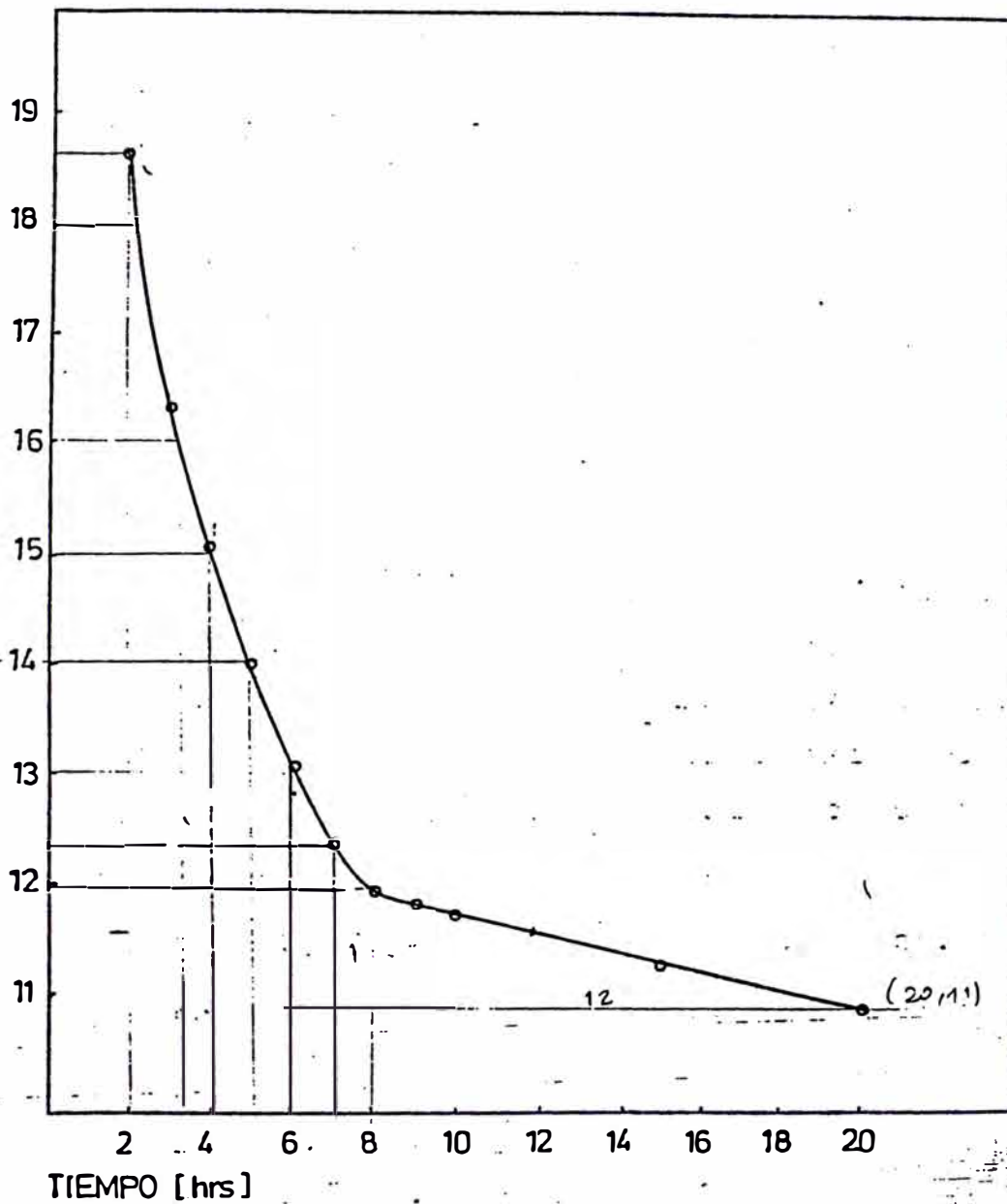
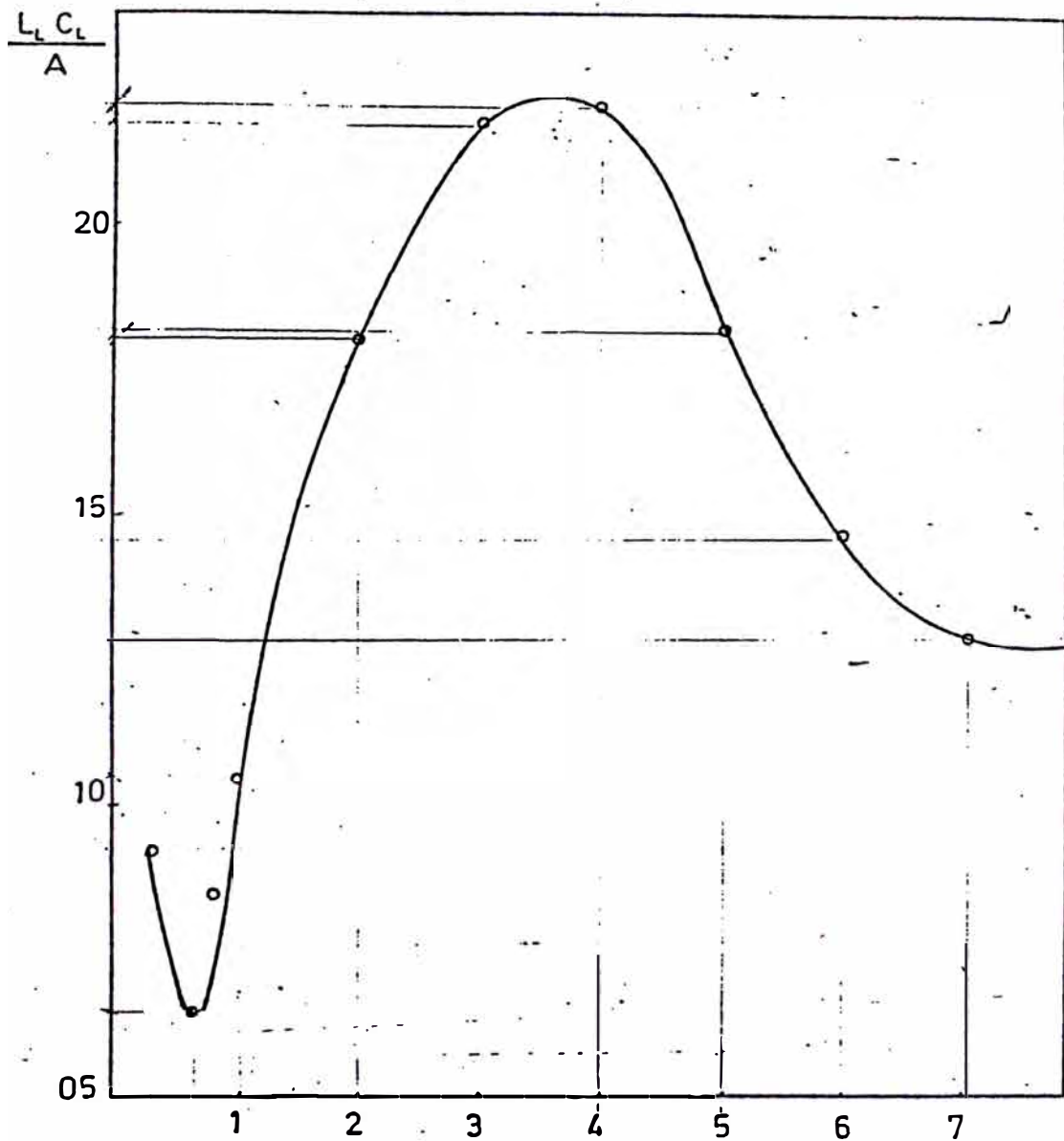


FIGURA 11

DETERMINACION DEL VOLUMEN OCUPADO POR EL LIQUIDO EN EL SEDIMENTADOR.



VELOCIDAD DE SEDIMENTACION

FIGURA 9

DETERMINACION DE $\left(\frac{L_L C_L}{A}\right)$ MINIMO.

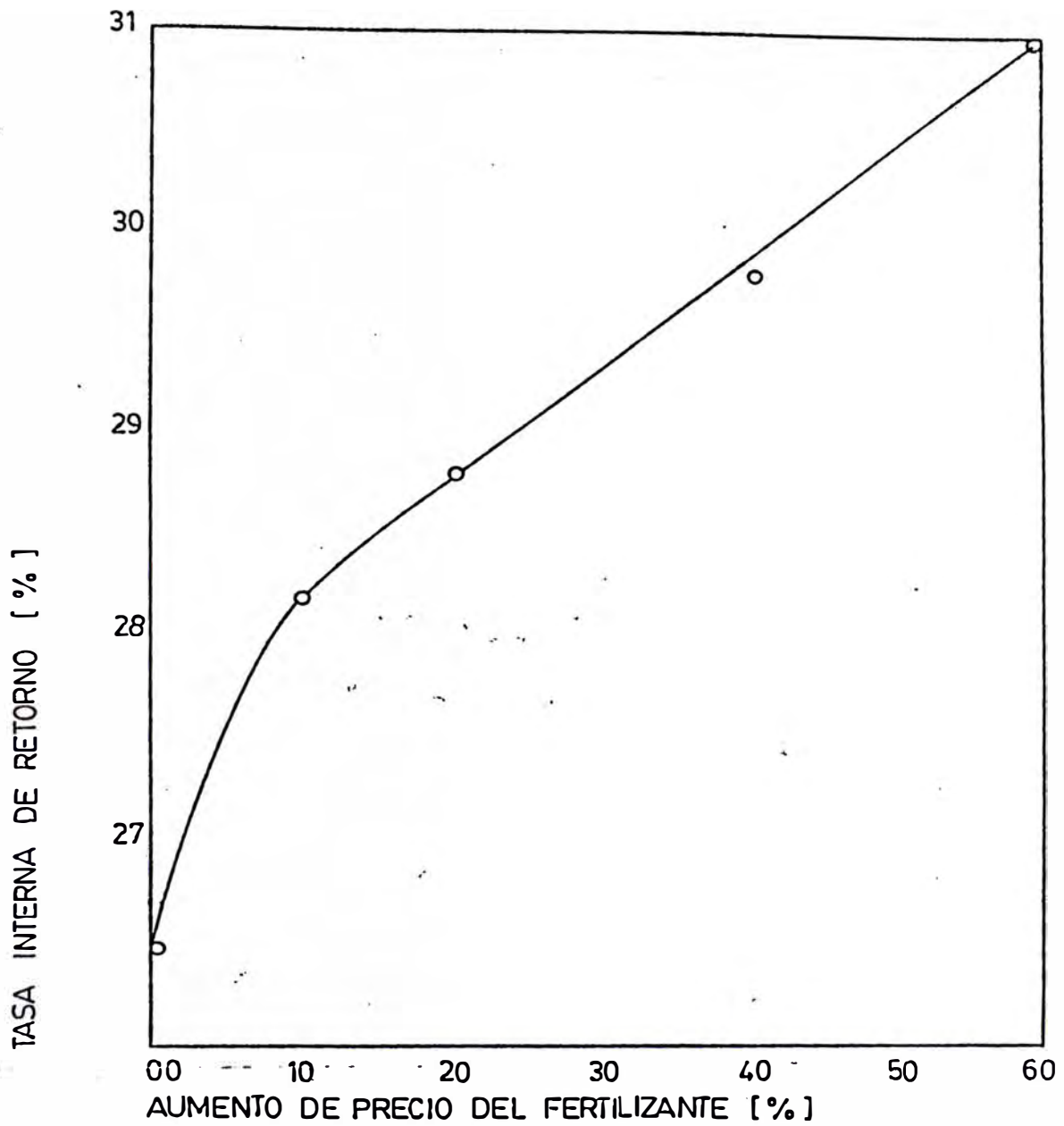


FIGURA 13 RELACION ENTRE EL AUMENTO DE PRECIO DEL FERTILIZANTE Y EL TIR.

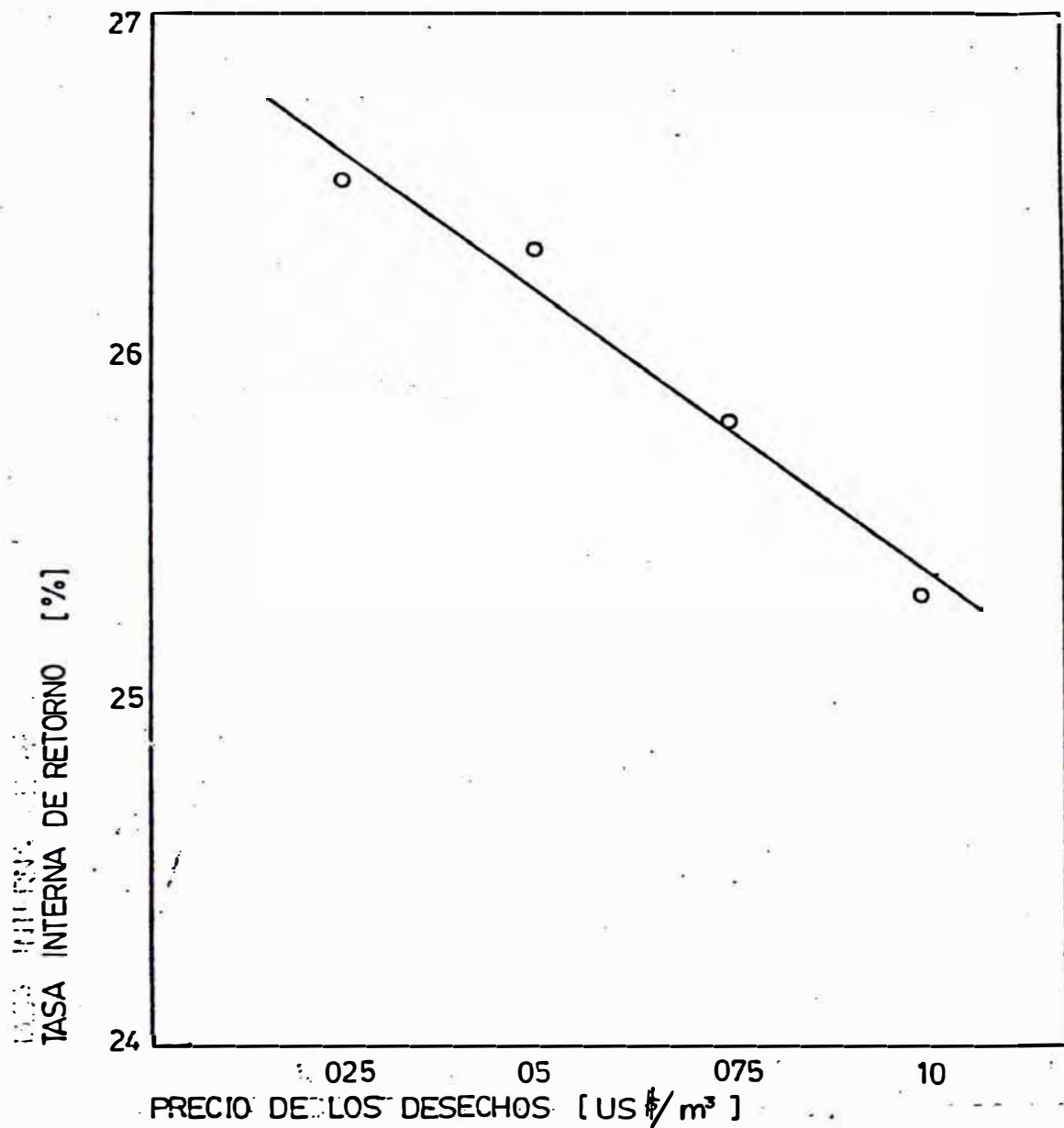
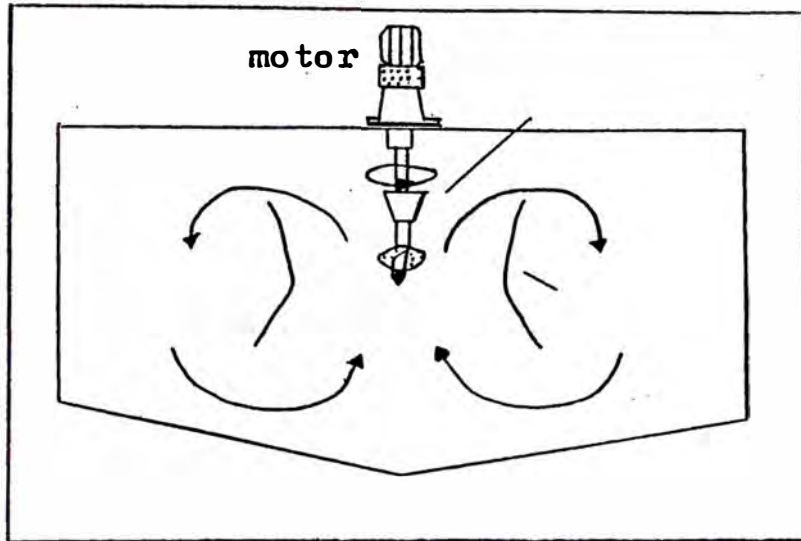
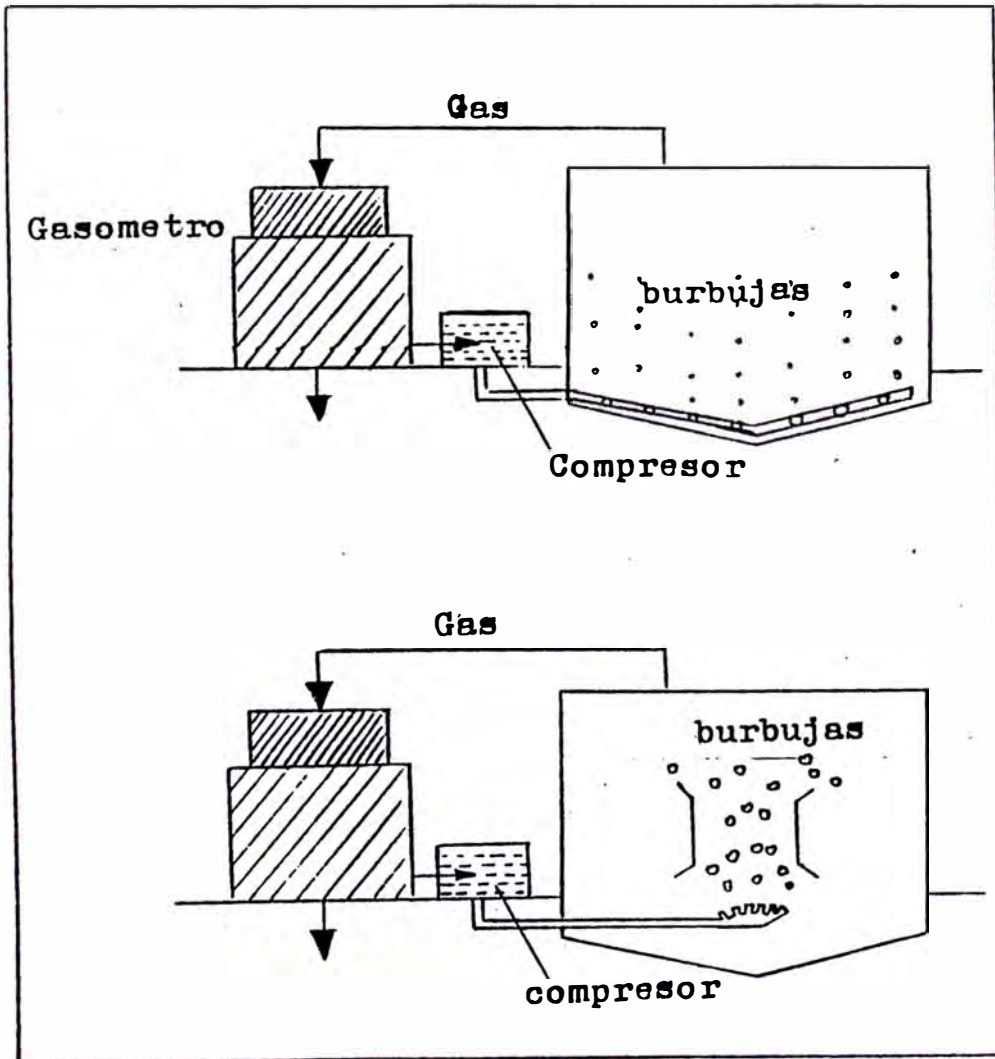


FIGURA 12 RELACION ENTRE EL PRECIO DE LOS DESECHOS Y EL TIR

TIPOS DE AGITACION

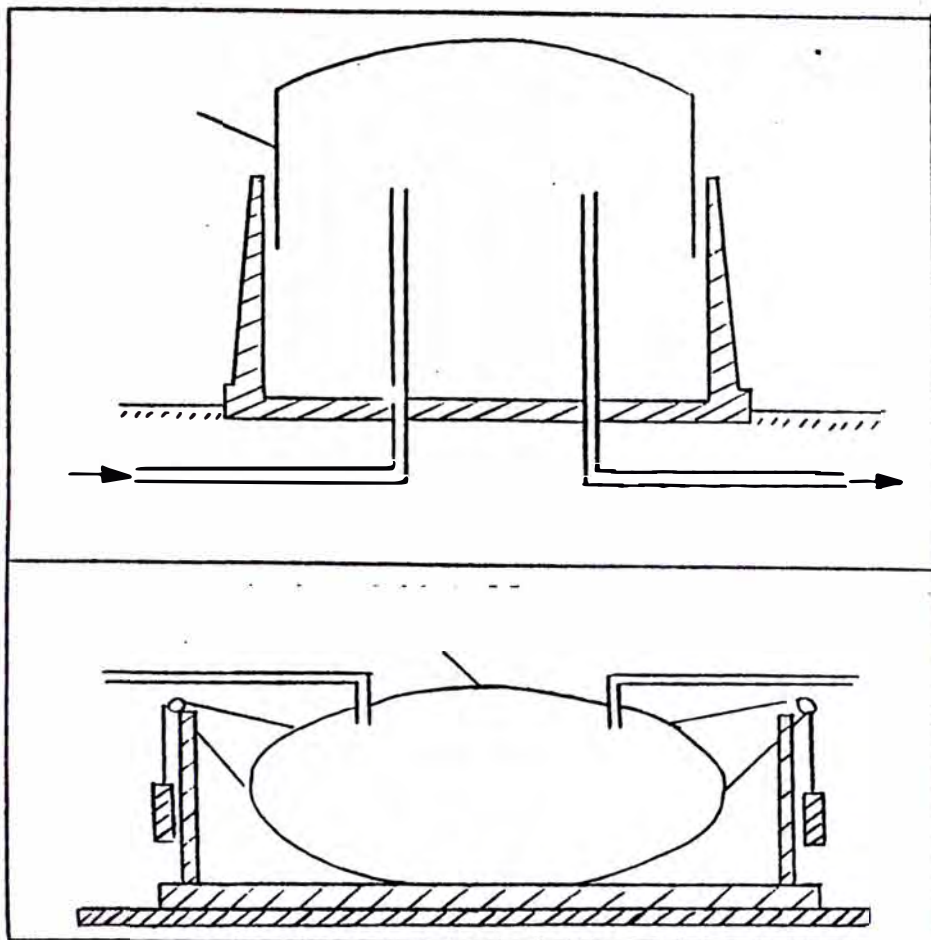


Agitación Mecánica

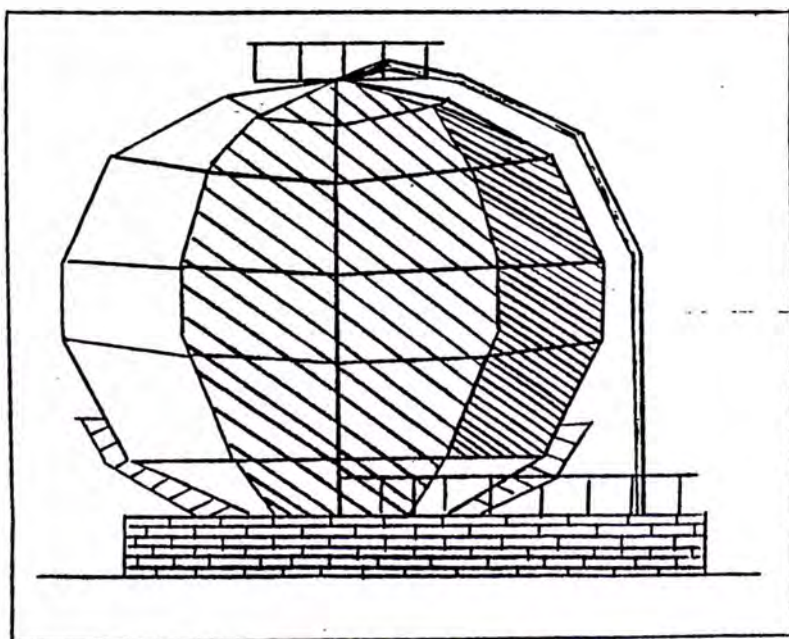


Agitación Neumatica

TIPOS DE GASOMETROS

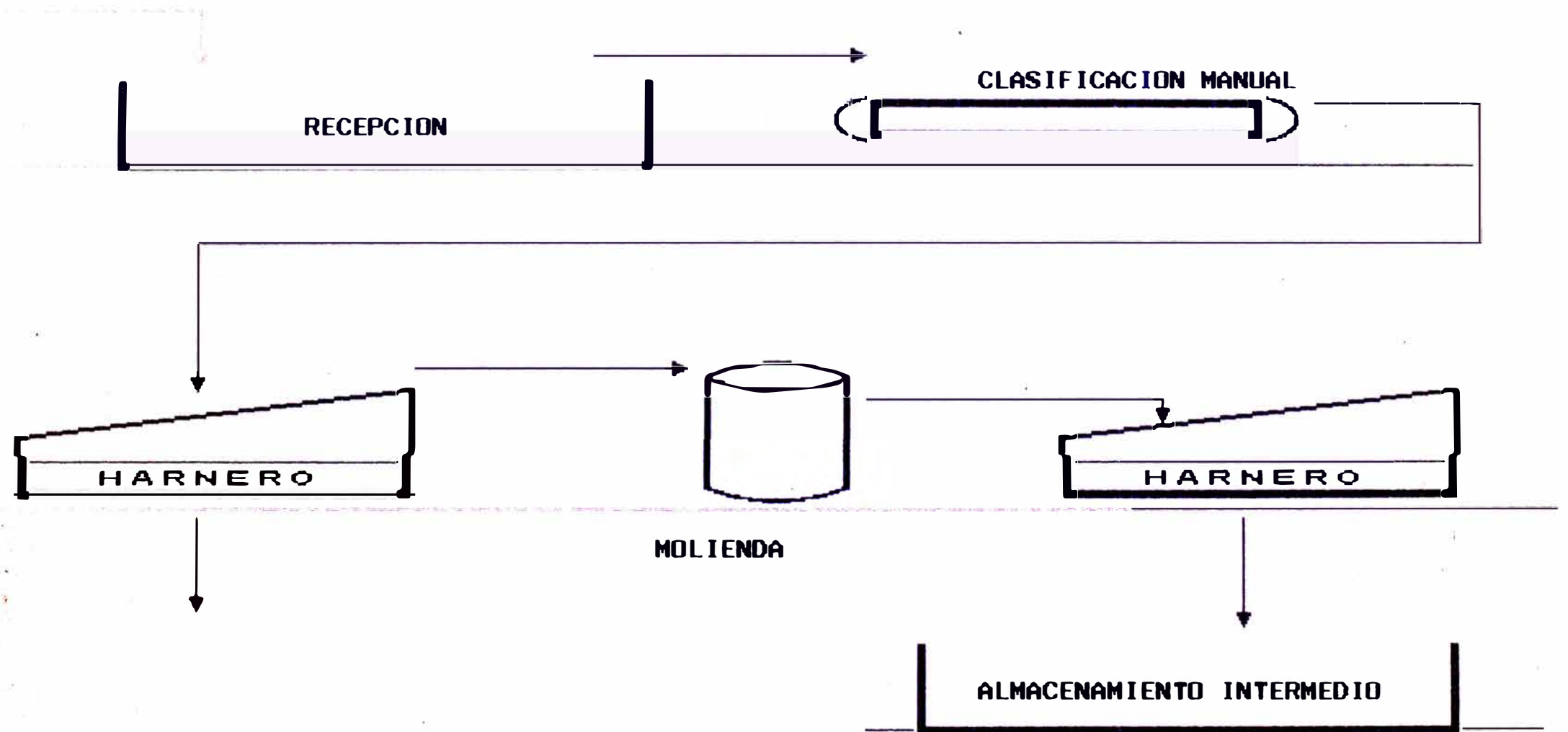


Gasómetros de Volumen variable

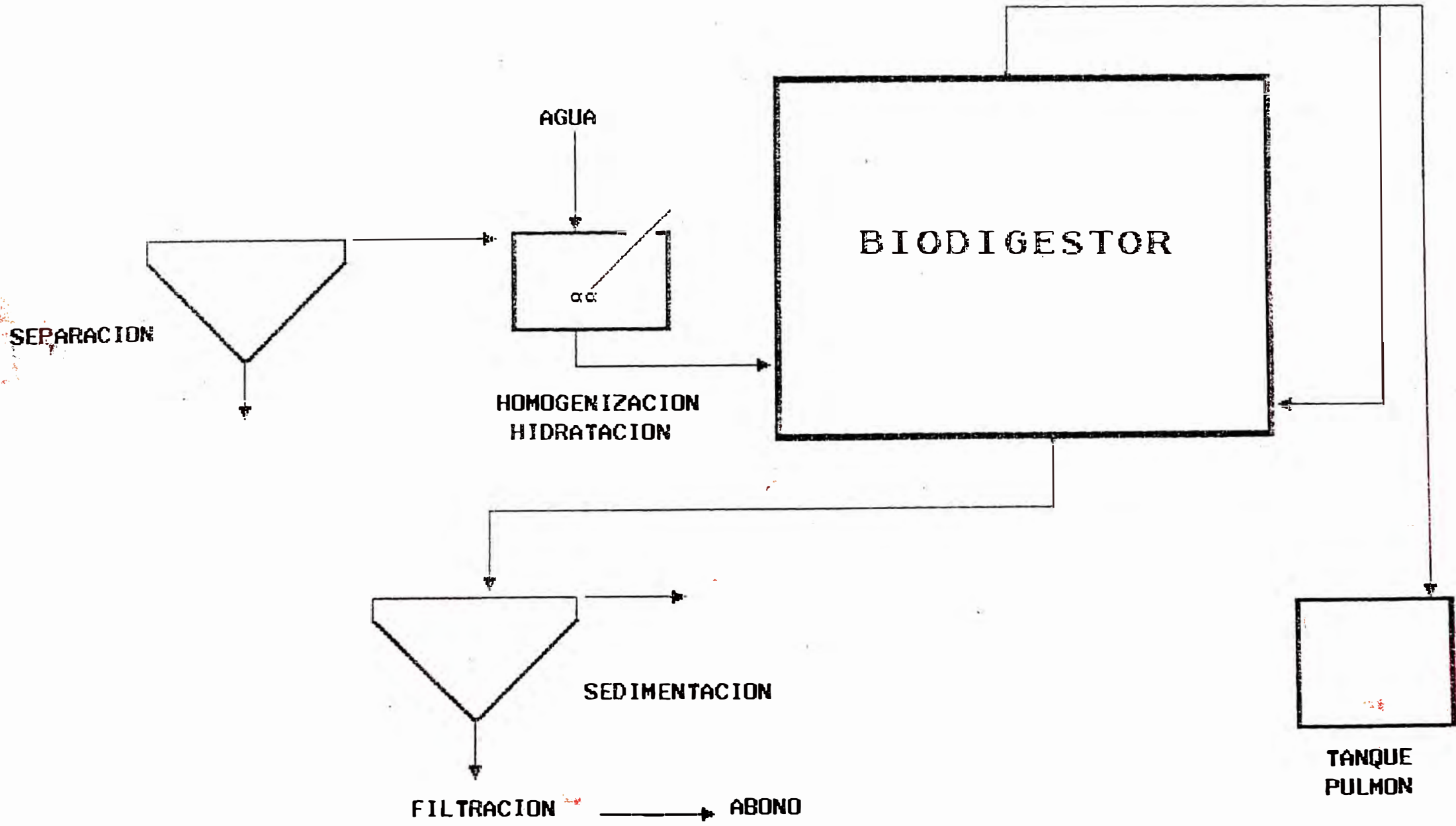


Gasómetro de volumen fijo

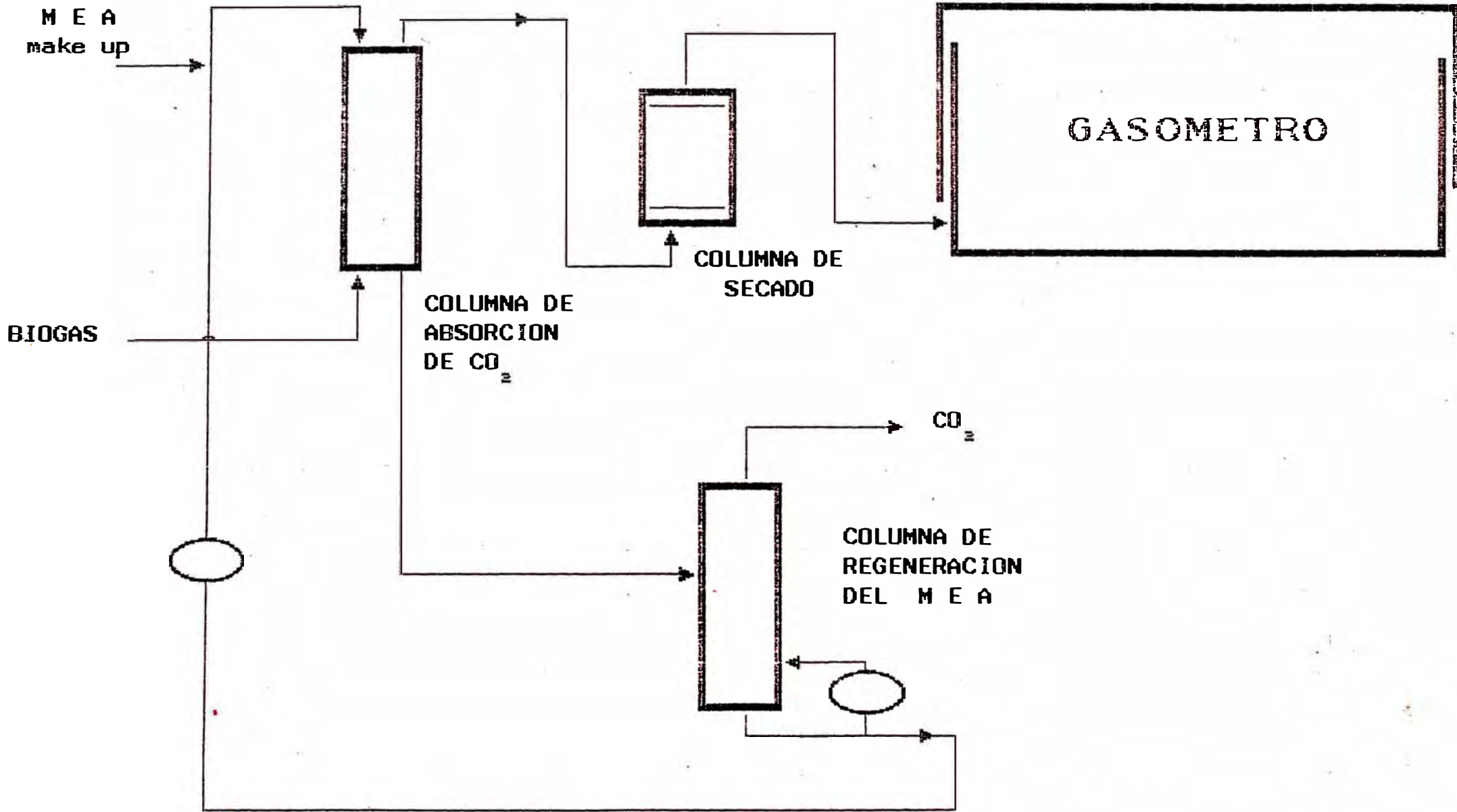
ETAPA DE CLASIFICACION



ETAPA DE FERMENTACION



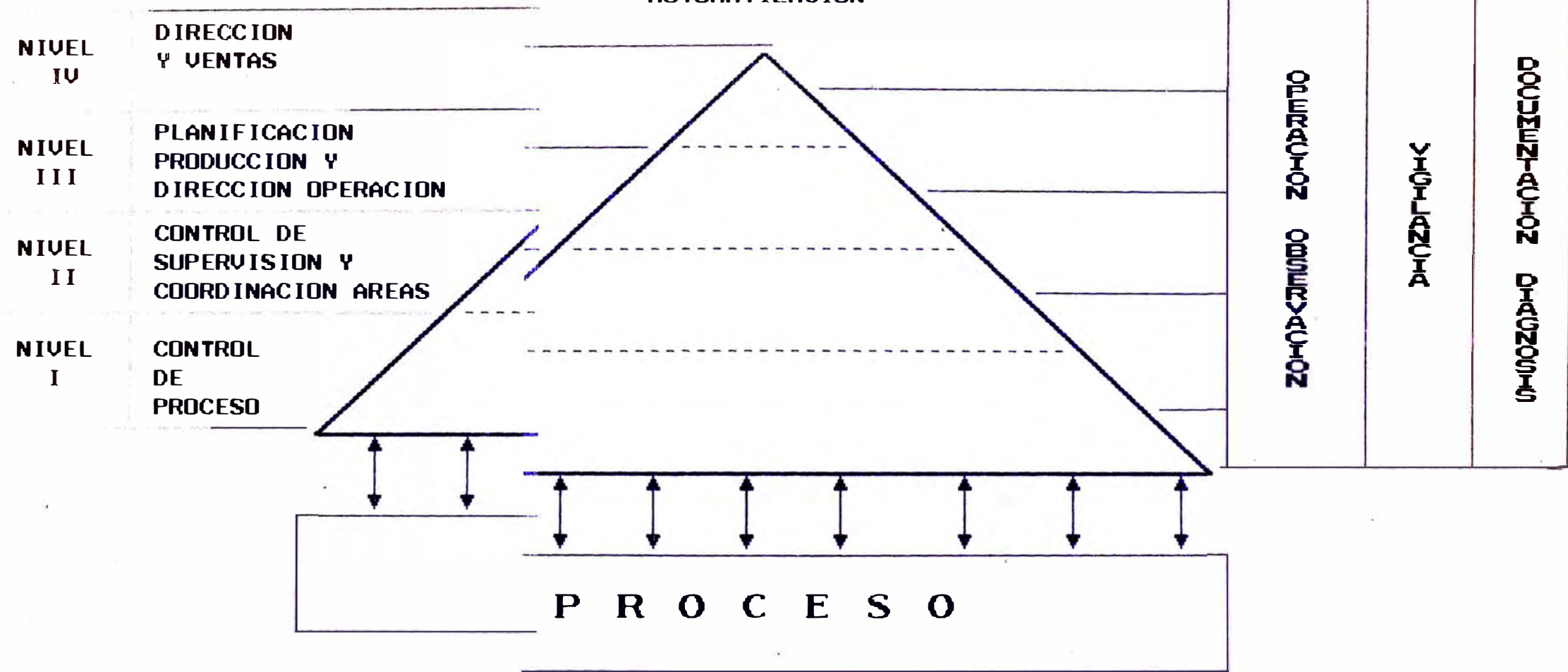
ETAPA DE PURIFICACION



ESTRUCTURA JERARQUIZADA POR NIVELES DE LOS SISTEMAS DE ADMINISTRACION

COMUNICACION

AUTOMATIZACION



APENDICE

Diseño y estimación del compresor que alimenta de metano al gasómetro:

Nomenclatura:

- V : Volumen del gasómetro
- F : Flujo Masico
- G : Flujo Volumetrico
- P1 : Presión en la entrada del gasómetro
- P2 : Presión a la salida del gasómetro
- hp : Potencia requerida

Consideraciones : El tiempo de residencia del gas en los gasómetros debe ser tal que si algún fermentador deja de producir biogas, por diferentes motivos, el volumen almacenado sea suficiente para que el consumidor no se vea afectado. Por este motivo se supondrá que la posibilidad extrema es que falle un fermentador solamente, y el tiempo necesario para que vuelva a producir es igual al tiempo de residencia en el biodigestor, es decir 21 días.

La magnitud del volumen (140.000 m³) hace necesario dividirlos, de tal manera de lograr gasómetros que estén disponibles en el mercado dejando pendiente la elección .

Por esta razón es que los compresores que alimentan a estos tanques no han sido diseñados, una estimación para el flujo de 1560 m³/hr de un compresor, y asumiendo una caída de presión de 3 psi.

Considerando el metano como gas ideal, que es comprimido isotermicamente el hp (1) viene dado por:

$$hp = 3.03 \cdot 10^{-5} \times P_1 \times G \times \ln P_2/P_1$$

Reemplazando los datos :

resulta aproximadamente : 35 hp

Según los costos se pueden elegir compresores de varias etapas como compresores simples los costos varían desde us\$ 7500 compresor de una etapa hasta us\$ 15.000 de 3 etapas.

(1) Diseño de plantas y su evaluación económica para ingenieros químicos, pag. 485-486-487, Editorial GEMINIS, 1978

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- (1).- Estimación de la empresa de saneamiento de la Municipalidad de Lima. 1984
- (2).- Obtención de biogas en laboratorio, Magda Mateo, ITINTEC. 1988.
- (3).- Proyección y porcentajes de biodegradables en la basura urbana en America Latina. Empresa Metropolitana de Residuos Sólidos Ltda. Santiago-Chile. 1990.
- (4),(6),(15),(26).- Rapporto sul biogas, Editado por universita di Milano, verona Italia. pag. 27-28.
- (5).- La energía y sus perspectivas, primer simposium nacional, 1979. Ministerio de Energía y minas.
- (7),(16),(19),(24),(25).- Taggart Arthur, Handbook of Minerals Dressing and industrial Minerals, editora Wiley. New York.
- (8),(9).- Ingeniería Química, junio 1988. Absorción de CO₂.
- (10),(11),(12),(13),(14),(27).- Depuración de aguas residuales industriales por digestión anaerobia, M.T. Vincent, Revista Ingeniería química, Octubre 1987.
- (16),(17),(22),(23).- Tratamiento y depuración de aguas residuales Metcalf-Eddy, editorial labor. 1980.
- (28),(29),(30),(31),(39),(40),(41),(42),(43),(44),(45),(46).
-Perry, R.H. and Chilton, C.H. (1973. Chemical Engineer Handbook. 5 th. edition. Mc Graw-Hill.

(32), (33), (34), (35), (36), (37), (38).- Transferencia de calor, Watson. 1980.

(50), (51), (52), (53).- Cost and Equipment, Paper Chemical Engenary 1987.

(50), (51), (52), (53).- Marshall and Stevens. Cost and equipment. 1988

Textos Guia :

Producción de Biogas a partir de aguas residuales, Tesis . Universidad Católica de Valparaiso-Chile. Facultad de Bioquímica.

Rapporto Sul Biogas, Editado por Università di Milano Verona, Italia. 1986

SOFTWARE S.I.E.N.A. Sistema integrado de energía alternativas. Universidad Agraria de Milan, italia.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Rapporto Sul Biogas, Editado por Università di Milano, Verona, Italia 1986
- 2.- " Producción de Biogas a Partir de Desechos Orgánicos . Parte I, Planta piloto a Escala Familiar", J.Verastegui, M. Mateo, ITINTEC, Lima-Perú, 1980.
- 3.- "Ministerio de Energía y Minas, Balance Nacional de Energía Lima-Perú, 1980.
- 4.- Boletín Técnico de OLADE (Organización Latino-Americana de Energía), Quito, Ecuador.
- 5.- Utilización Biológica de Residuos, Jorge Retamal Marchant, Guillermo Schaffeld Graniffo , Universidad católica de Valparaíso, Chile 1987..
- 6.- Estrategias y tecnologías Disponibles para Implementar Programas rurales de Biogas en América Latina, OLADE
- 7.- Métodos de Análisis, Bertha Sulca Oскорina, Lima-Perú, 1985
- 8.- Perry, R.H. and Chilton, C.H. (1973). Chemical Engineer Handbook. 5th Edition. Chapter 9 pág. 12 Mc Graw-Hill
- 9.- Propuesta para un Programa Nacional de Fertilizantes Orgánicos, Benjamín Marticorena, Gerardo Ramos, Lima-Perú, 1987.
- 10.- Methane Generation from Human, Animal and agricultural wastes, por la academia Nacional de ciencia de EEUU, Washington.DC 1977.
- 11.- Tratamiento y Depuración de las Aguas Residuales, Metcalf-Eddy, Editorial Labor, 1980
- 12.- Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho, Michael

Winkler, Editorial Limusa.

- 13.- Biogas Plants with plastic film holder, Tentscher, W. (Asian Institute of Tecchnology, Bangkok, Thailan, Div. of Energy Technology). ASEAN, 1987 pp. 45-172, En. Anaerobic digester/Construction/Cost/Gas Holder/Plug Flow digester. Recommendations.
- 14.- Biotechnology, A Textbook of Industrial Microbiology, Wulf Crueger and Nneliese Crueger. 1984.
- 15.- Thomas, K y Evison, L.(1978),Process control of anerobic digestion for SCP recovery, Cap. 23 en New Processes of Waste-Water Treatment and Recovery. de. Mattock, G., Ellis Horwood/Wiley, Chichester, 349-469.
- 16.- Badger and MacCabe, Elements of Chemical Engineering cuarta edición, MacGraw-Shill.
- 17.- Watson-Ragatz, Principio de los procesos Químicos, editorial Reverte.
- 18.- Robert e Traybal, Operaciones de Transferencia de Masa segunda edición.
- 19.- Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus, Diseño de Plantas y su evaluación económica, Editora Geminis, 1982.
- 20.- Frank Kreit, Transferencia de calor, Editora Herrero Hns., 1968.
- 21.- Smhit Van Ness, Introduucción a la Termodinamica en Ingeniería Química, McWraw-Shill, 1980.
- 22.- Glenn A. Welsch, Planificación y Control de utilidades, 1990.
- 23.- Dominick Salvatore, Microeconomia, McGraw-Shill, 1985.
- 24.- Tagart Arthur, Handbook of Minerals Dressing and industrial Minerals, Editora Wiley, New York 1945.

- 25.- Muller A., Diseño de Plantas en Procesos Industriales. Masachusset, 1980.
- 26.- Castillo Nibaldo, Tesis de Bachiller " Biogas, Energía Alternativa" ,Universidad Nacional de Ingeniería, Lima-Perú 1991.
- 27.- Castillo Nibaldo, Curso Seminarios en Ingeniería Química " Ahorro de Combustibles". Universidad Nacional de Ingeniería, Lima Perú 1991.
- 28.- Bernal P. Nora, Proyecto "Sistema Integral de optimización de Recursos Energéticos no Convencionales a nivel comunal en el asentamiento Humano " El Amauta" de Ate-Vitarte",Proyecto Multidisciplinario, Universidad Nacional de Ingeniería, 1989. Lima-Perú.
- 29.- Bryant, M.P., Microbial Methane Production - Theoretical aspects. J. animal Sci. 48(1) 193-201.
- 30.- Meynell, P.J., Methane: Planning a Digester. C.T. Series N°2 Prism Press, 1980. Great Britain.
- 31.- Gonzales Jorge , Erika Brunner. Tesis Ingeniería Bioquímica " Producción de Biogas a partir de Aguas residuales ". Universidad católica de Valparaíso Chile. 1981.