

# Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Ingeniería

## ASPECTOS TECNICOS Y DISEÑO DEL EQUIPO NECESARIO PARA LA OBTENCION DE PULPA CELULOSICA

### SEMINARIO DE TESIS

Que para obtener el título de

INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

P r e s e n t a n

FERNANDO GABRIEL MADRIGAL HINOJOSA

JOEL JAIME MARTIN MUNGUIA

NICOLAS VAZQUEZ VILLARREAL



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

A nuestra querida FACULTAD, DE INGENIERIA,  
que nos brindó la oportunidad de forjarnos  
un porvenir, a ella nuestro eterno recono-  
cimiento.

A nuestros queridos Maestros:

A todos y cada uno de ellos, que se  
esforzaron en darnos la luz del co-  
nocimiento, para ellos nuestros respe  
tos.

A nuestro Asesor:

Ing. CARLOS FLORES RUIZ,

Que con su valiosa y desinteresada  
colaboración, pudimos lograr la ter-  
minación de este trabajo, a él, nuestro  
agradecimiento.

## I N D I C E

	Página
CAPITULO 1:	
INTRODUCCION	1
I. HISTORIA DEL PAPEL	2
II. GENERALIDADES DE LOS PROCESOS PARA LA FABRICACION DE PULPA	6
CAPITULO 2:	
DESCRIPCION DEL PROCESO	11
I. PROCESO SEMIQUIMICO AL SULFITO NEUTRO (NSSC)	12
CAPITULO 3:	
BALANCE DE MATERIALES	18
I. INTRODUCCION	19
II. MEMORIA DE CALCULO	20
A) Astillas de madera y volumen útil del digestor	20
B) Licor Blanco	23
C) Licor Negro	24
D) Agua Total	25
III. PRODUCTOS DE LA DIGESTION	26
CAPITULO 4:	
DISEÑO DEL DIGESTOR	28
I FORMA DEL DIGESTOR	30
II CAPACIDAD UTIL	37

III. PRESION INTERIOR	38
IV. SOLDADURA	41
V. MAMPARA O COLADERA	44
CAPITULO 5:	
BALANCE DE ENERGIA	55
I PERDIDAS DE ENERGIA DEBIDO A LOS MATERIALES	57
II. PERDIDAS DE ENERGIA EN EL EQUIPO UTILIZADO PARA EL PROCESO	59
A) Pérdidas de Energía en el Digestor	59
B) Pérdidas de Energía en Tuberías	77
CAPITULO 6:	
DISEÑO Y SELECCION DEL CAMBIADOR DE CALOR	88
I. INTRODUCCION	89
II. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR	91
III. CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION	96
IV. ARREGLO DE LOS TUBOS	101
CAPITULO 7:	
SELECCION DE BOMBA	103
I INTRODUCCION	104
II. DESCRIPCION DEL PROCESO DE BOMBEO	108
III DESCRIPCION DE ACCESORIOS DE TUBERIAS	110
IV. MEMORIA DE CALCULO DE LAS PERDIDAS DE DESCARGA POR ACCESORIOS Y TUBERIAS	115
V POTENCIA DE LA BOMBA	137
C O N C L U S I O N E S	140

## CAPITULO 1

### I N T R O D U C C I O N

- I. HISTORIA DEL PAPEL
  
- II. GENERALIDADES DE LOS PROCESOS PARA LA FABRICACION DE LA PULPA.

## I N T R O D U C C I O N

La fabricación de pulpa y papel es una de las industrias más antiguas y grandes del mundo. Es difícil compararla en tamaño con otras industrias, debido a los múltiples usos tanto de la pulpa, como del papel, en la elaboración de muchos productos. La industria de la pulpa, papel y cartoncillo ocupa un lugar preponderante entre las múltiples industrias manufactureras. De esta fabricación pueden obtenerse productos finales como: Libros, Cajas, Bolsas, Periódicos, etc.

En México, se cuentan hasta 1977 con fábricas localizadas en 14 Estados, con una producción de 499,000 toneladas anuales.

### I. HISTORIA ANTIGUA DEL PAPEL.

Antes de que se inventara el papel, el hombre esculpía sus anotaciones en piedra, las inscribía en lápidas de arcilla y, las escribía en pergamino y papiros.

El papiro fué el precursor del papel y se hacía en Egipto desde épocas remotas aproximadamente en el siglo III A.C., se preparaba descortezando las fibras gruesas de la planta de papiro, dejándolas entrecruzadas sobre una superficie dura y lisa y, compromiéndola con marfil o con piedra. Actualmente existen muchos manuscritos en papiro

El pergamino se hacía de la piel de los animales y, en nuestra época encuentra usos para diplomas y ciertos documentos públicos.

El descubrimiento del arte de fabricar papel se le atribuye a los chinos. No se conoce la fecha exacta, pero la mayoría de los historiadores coinciden en señalar el año 105 de la era cristiana.

#### PROCESO DEL ARTE CHINO EN LA PRODUCCION DEL PAPEL.

Los primeros papeles, se hicieron a partir de la corteza inferior del árbol de la morera y en mayor escala a partir del bambú. La descripción del método de fabricación, que ha llegado hasta nuestros días a través de los chinos, es interesante, porque es básicamente el mismo que se emplea actualmente en la elaboración de los papeles hechos a mano, en lo que se refiere a las operaciones mecánicas del formado de la hoja.

Los tallos del bambú se cortaban cerca del suelo, se escogían en lotes cercanos de acuerdo con sus edades, recogándose en atados, --- mientras más joven era la planta, mejor resultaba la calidad del papel -- que de ella se obtenía. Los atados se dejaban dentro de un recipiente -- con cieno y agua y, se enterraban en el fango durante dos semanas; ésto se hacía con el objeto de ablandarlos. Se sacaban después de ese período se cortaban en trozos de un largo adecuado y se colocaban dentro de unos morteros con un poco de agua, para machacarlos con grandes piezas de madera hasta convertirlos en pulpa. Entonces, se extraía una hoja en un -- molde o marco de dimensiones apropiadas, el que se construía con peque--

ñas tiras de bambú alisadas y redondeadas; esto permitía que el agua dre  
nara, dejando una hoja de fibras entrelazadas. Sobre un horno se coloca-  
ba una hoja quitando el molde y, dejando el papel en forma plana sobre -  
el horno, al que se adhería. Se pasaba sobre las hojas después de su pro  
ceso inicial de manufactura, una ligera capa de solución de cola de pes-  
cado o de alumbre con la finalidad de obtener un papel más liso. Los pa-  
peles finos de escritura se pulían frotándolos con piedras lisas.

La primera fábrica se estableció en Samarkanda, en el siglo VI  
en Asia Central, de ahí se extendió el arte de la fabricación de papel -  
debido a las guerras que asolaban en esa época.

Posteriormente los árabes edificaron una fábrica en Bagdad en-  
el año 795 D.C., aplicando la técnica que utilizaban los chinos, reali--  
zando modificaciones, la más importante de ellas fué la sustitución de -  
trapo de lino por las fibras de madera. La fábrica trabajaba como monopo-  
lio del Estado y su secreto se guardó celosamente durante 500 años.

El arte fué introducido en Europa a través de las cruzadas en  
el siglo XII.

Los moros en España manufacturaron el primer papel hecho en --  
Europa. Contaron en 1135 con una fábrica en Toledo y después otra más fa-  
mosa en Valencia.

Las mejoras más importantes atribuídas a los Españoles fueron:  
El uso de molinos de agua para accionar los elementos trituradores en lu

gar de la energía manual usada anteriormente y el uso de alambre en lugar del carrizo para los moldes.

Poco después, en 1189 apareció en Francia la industria del papel con una fábrica localizada en Essonnes, floreciendo a tal grado que fué un estímulo para los países bajos, destacando Holanda; siendo estos países durante mucho tiempo los mejores productores de papel en Europa, a los holandeses pertenece el haber inventado la pila batidora holandesa en 1750 que, en forma, es sustancialmente igual a la usada en la actualidad.

Italia aprendió en España también el arte de la manufactura de papel y en el año 1200 fabricaba papel con marca de agua, generalizándose la marca entre los fabricantes principales de aquella época.

La primera fábrica de papel en Alemania se erigió en 1356, habiéndose introducido la técnica por la frontera con Francia. Una de las primeras fábricas se estableció en Nuremberg, en el siglo XIV, con el invento de la imprenta por Gutemberg, contribuyó enormemente al avance de la industria del papel, considerándose como la más notable contribución de Alemania al desarrollo de la industria papelera.

Hasta el siglo XVIII, Inglaterra empezó a elaborar el papel, - en una fábrica erigida en Dartford, con una técnica traída de Alemania;- durante esa época todo el papel que se elaboraba era hecho a mano.

Debido a que las empresas editoras y otras manufactureras de -

productos hechos con papel como materia prima, requerían papeles considerablemente mayores a las que se obtenían en los moldes, se forzó a la industria papelería a buscar la manufactura de equipos para la satisfacción de la demanda de las empresas consumidoras. En el siglo XVIII, en Francia, se hicieron los primeros intentos, en 1798 se inventó una máquina que haría papel en longitudes de 12 a 15 metros y, en Inglaterra los hermanos Fluodolriener perfeccionaron la máquina, conociéndose en la actualidad con ese nombre y siendo la mesa de formación actual, obteniéndose papeles en longitudes hasta de 8 Km. de largo, tales como los que se emplean en los periódicos.

## II. GENERALIDADES DE LOS PROCESOS PARA LA FABRICACION DE PULPA.

### PROCESO PARA PASTA MECANICA

El primer proceso para obtener pulpa a partir de madera; se inventó en 1884, en Alemania. Este se conoce como proceso de pasta mecánica o pasta de madera. Un alemán, Keller, observó que los nidos de avispas estaban compuestos de pequeñas fibras de madera que, entretretejidas, formaban un cuerpo burdo de papel. Por sugestión de Keller, un fabricante de papel y maquinista práctico, llamado Voelter, construyó una máquina e inventó un proceso para convertir por molienda la madera en pulpa, mismo que ahora se conoce como proceso Keller-Voelter; dicho proceso se introdujo en América en 1867 teniendo un éxito inmediato.

### PROCESO A LA SOSA

El primer proceso para la fabricación de pulpa química de madera fué inventado por el inglés Burgess en 1851, pudo obtener una buena pulpa por este método, el cual se describió como un "Método para obtener una buena pulpa, hirviendo madera en álcali cáustico a una temperatura alta". Este se conoce ahora como proceso a la sosa. La pulpa a la sosa no encontró una rápida aceptación en Inglaterra, desarrollándose este -- proceso en Filadelfia.

Comparada con la pulpa de sulfito y con la pasta mecánica, la pulpa a la sosa no ha hecho gran número de fábricas o cantidades de producto y, su producción está ahora en decaencia.

### PROCESO DE SULFITO

El proceso de sulfito fué inventado por el químico americano - Benjamín Tilgham, quién encontró que tratando la madera con soluciones de bisulfito de manganeso con ácido sulfuroso, se podían obtener fibras-celulósicas.

Al llevar a la práctica este proceso, la base usada fué el cal cio y ocasionó numerosas dificultades.

Un poco más tarde el sueco Ekman, trató la madera con sulfito- de magnesio y construyó la primera fábrica de pulpa, utilizando pequeños digestadores rotatorios calentados indirectamente

En Alemania, desarrolló su técnica utilizando un digestor cilíndrico horizontal estacionario, con calentamiento suministrado indirectamente por medio de serpentines hechos de cobre; el cocimiento se lleva a cabo en temperaturas y presiones más bajas y, por períodos más prolongados que los procesos mencionados anteriormente.

La introducción del vapor en el digestor se efectuó por primera vez en Austria por el año 1878, con objeto de reducir el tiempo para calentar el digestor y, por consiguiente el tiempo total de cocción.

El proceso al sulfito ácido de calcio tiene dos defectos; sólo se utiliza con éxito para procesar tiras de madera de bajo contenido de resina y; los procesos de recuperación de licor originadas por las incrustaciones en la evaporación, ya que no existe proceso químico para la recuperación de productos químicos. Por estas razones se ha modificado fundamentalmente en los productos químicos y en los métodos utilizados

El proceso al sulfito tiene muchas variantes de acuerdo con el país en que se utilice.

#### PROCESO DE PULPA DE SULFATO

El proceso de pulpa al sulfato (también llamado Kraft) se originó en Suecia, debido a la curiosidad de un operario de digestores

Por un error, uno de los digestores se descargó antes de que-

se efectuara completamente la cocción de las astillas, considerándolas - de poca resistencia, el superintendente de la fábrica decidió elaborar - un papel de inferior calidad, haciendo pasar las astillas por un molino- Killergang. El resultado, sin embargo, fué un papel de mayor resistencia a cualquier otro obtenido anteriormente, este proceso llegó a ser, tiempo después, utilizado en muchas fábricas para producir papel de envoltura suficientemente resistente.

Se considera como el proceso universal de obtención de pulpas, porque casi todas las clases de madera se pueden utilizar con éxito; --- siempre que tengan las suficientes longitudes para fines de fabricación- de papel.

B I B L I O G R A F I A

- - Ciencias y Tecnología sobre Pulpa y Papel  
C. Earl Libby
  
- Fabricación de papel y últimos avances sobre  
procesos y máquina  
Dr. Otto Wurz
  
- Modern Pulp and Paper Making  
John B. Calvin

## CAPITULO 2

### DESCRIPCION DEL PROCESO

- I. PROCESO SEMIQUIMICO AL SULFITO NEUTRO (NSSC).

## DESCRIPCION DEL PROCESO

La materia prima que se emplea en la fabricación del papel corrugado para empaques y cajas de cartón, es la pulpa que se obtiene a partir de la separación de fibras de celulosa de maderas duras (pino y encino), mediante la eliminación de lignina (fuerza que mantiene unidas las fibras de celulosa), de tal manera que se produzcan propiedades comercialmente deseables.

Para la obtención de pulpa celulósica existen varios procesos tales como:

- 1) Mecánico
- 2) Químico-mecánico
- 3) Semiquímico.

En el primero, la pulpa se obtiene por medio de la molienda de madera.

Los otros procesos se llevan a cabo en dos etapas:

- A) Tratamiento químico para degradar o afectar las uniones entre las fibras.
- B) Tratamiento mecánico, denominado desfibración que produce, la separación de las fibras en una pulpa adecuada para la fabricación del papel.

Por otra parte los procesos quimimecánicos difieren de los semiquímicos, porque en aquellos no se producen cambios mayores en la lignina de las uniones entre fibras y, además, la mayoría de las maderas -duras han resultado ser comercialmente apropiadas para los procesos semiquímicos, por lo que el proceso que se tratará en el desarrollo de este trabajo es el semiquímico de pulpa de sulfito neutro (NSSC).

#### I. PROCESO SEMIQUIMICO DE SULFITO NEUTRO (NSSC).

Este proceso está compuesto por las siguientes fases:

- A) Preparación de la madera
- B) Preparación del licor de cocimiento
- C) Relación de baño
- D) Digestión
- E) Desintegración o refinación de las astillas (desfibración)

las cuales a continuación se describen:

##### A) Preparación de la madera:

La madera se recibe en troncos y trozos de varias dimensiones; estos son descortezados y conducidos después por transportadores de banda y rodillos a las máquinas astilladoras, en donde son reducidos a las siguientes dimensiones:

- Longitud: 1/2 a 1 pulgada
- Ancho : 5/8 a 7/8 pulgada
- Espesor : 1/3 a 1/4 pulgada

Al salir del astillador se pasan a un tamiz para eliminar el aserrín y partículas que no son del tamaño deseado, que pueden interferir en la circulación del fluido durante el proceso de cocción (las cuales se vuelven a pasar a otro astillador, hasta lograr las astillas deseadas).

Dichas astillas se envían por transportadores de banda sin fin a una báscula programada, la cual vierte a un recipiente llamado digestor la cantidad de astillas requeridas para la producción. (Fig. 2-1)

#### B) Preparación del licor de cocimiento:

En un horno se introduce carbonato de sodio y azufre, los cuales reaccionan químicamente al aplicarles vapor de agua, obteniéndose sulfito de sodio más bióxido de carbono que se desprende a la atmósfera.

Haciendo una solución de sulfito de sodio y agua con una alcalinidad de 7 (solución neutra) se efectúa la preparación del licor de cocimiento llamado licor blanco.

Un exceso de sulfito de sodio origina pérdidas en los constituyentes de la madera, afectándose con esto el rendimiento y la calidad de la pulpa.

El Licor Blanco, al introducirlo al digestor ataca a las astillas y conforme al proceso de cocción va avanzando se degrada, convirtiéndose en Licor Negro.

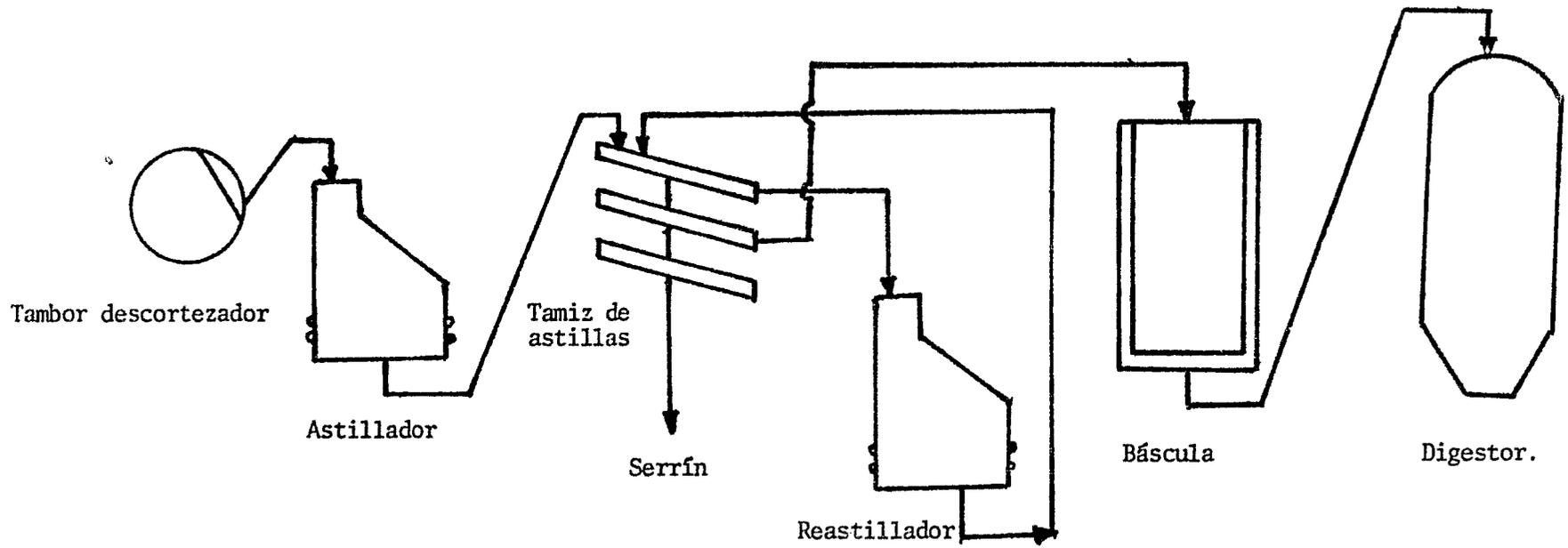


Fig. 2-1 Preparación de la madera para el proceso de digestión.

### C) Relación de Baño:

La proporción de agua que se requiere para el proceso va a depender de una relación de baño, que está comprendida en el rango de --- 1.5:1 hasta 4:1 la cual indica que por 1 Kg. de astilla seca se requiere de 1.5 hasta 4 Kg. de agua; así mismo, esta relación incluye la cantidad de agua que contiene las astillas, el licor blanco y el licor negro.

### D) Digestión:

El equipo que principalmente interviene en la digestión es un digestor, una bomba y un intercambiador de calor, los cuales se describirán con detalles en capítulos posteriores. (Fig. 2-2)

La cocción de los materiales cargados al digestor se lleva a cabo mediante energía que se suministra al licor negro en un intercambiador de calor, en cantidad tal que la mezcla de materiales alcance -- una temperatura de 170°C, para lograr ésto, el proceso de digestión requiere un tiempo de 2.5 Hrs. aproximadamente.

### E) Desintegración o refinación de las astillas (desfibración)

(Etapa del tratamiento mecánico).

Al terminarse la digestión, se obtiene pulpa, licor negro y vapor en donde los dos primeros pasan a un tanque de descarga y el vapor es expulsado a la atmósfera (Fig. 2-3).

Posteriormente la pulpa y el licor negro pasan a un molino de discos de fricción (constituído por un disco que gira libremente y un -

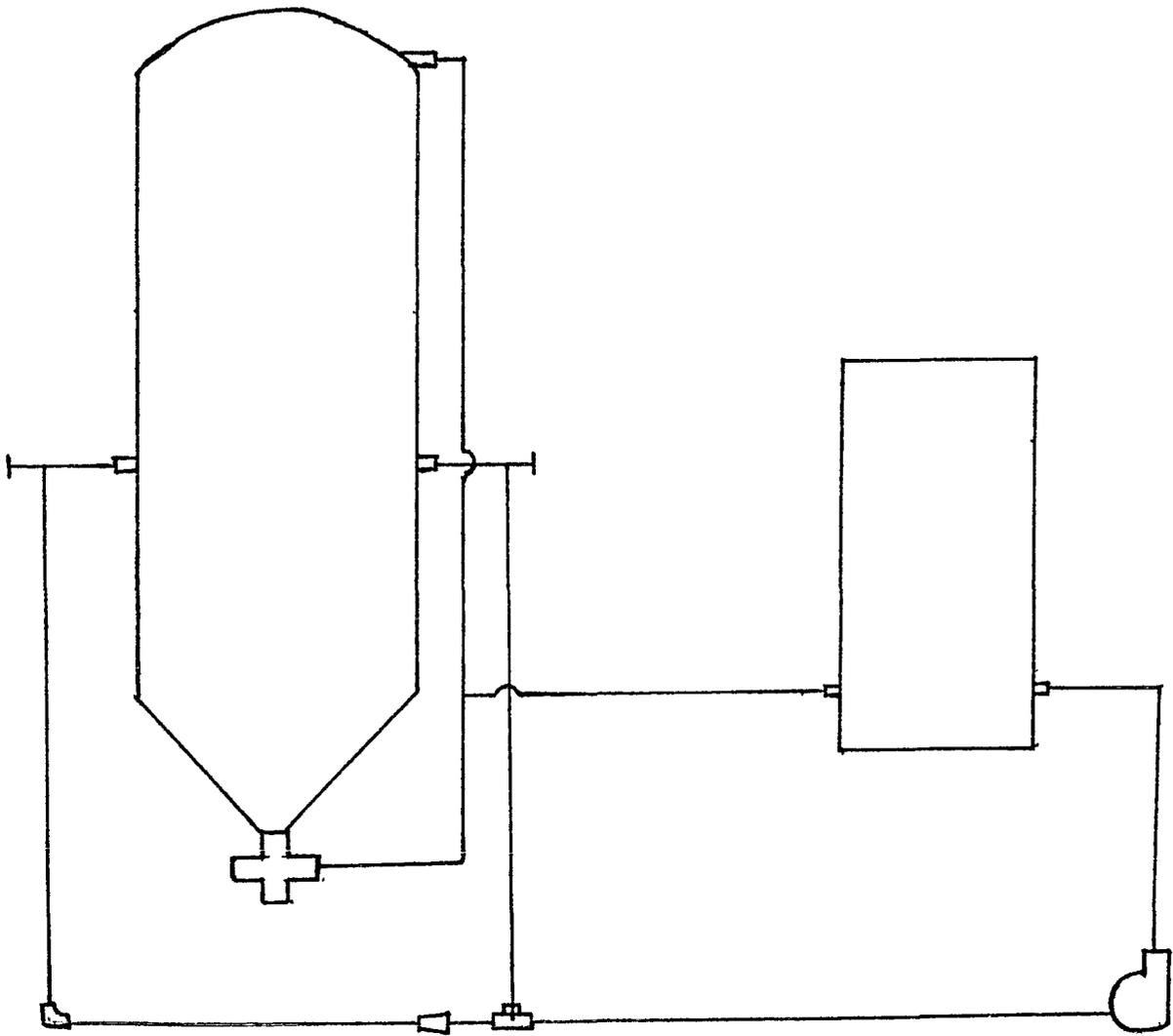


Fig. 2-2 Diagrama del Equipo necesario para la digestión

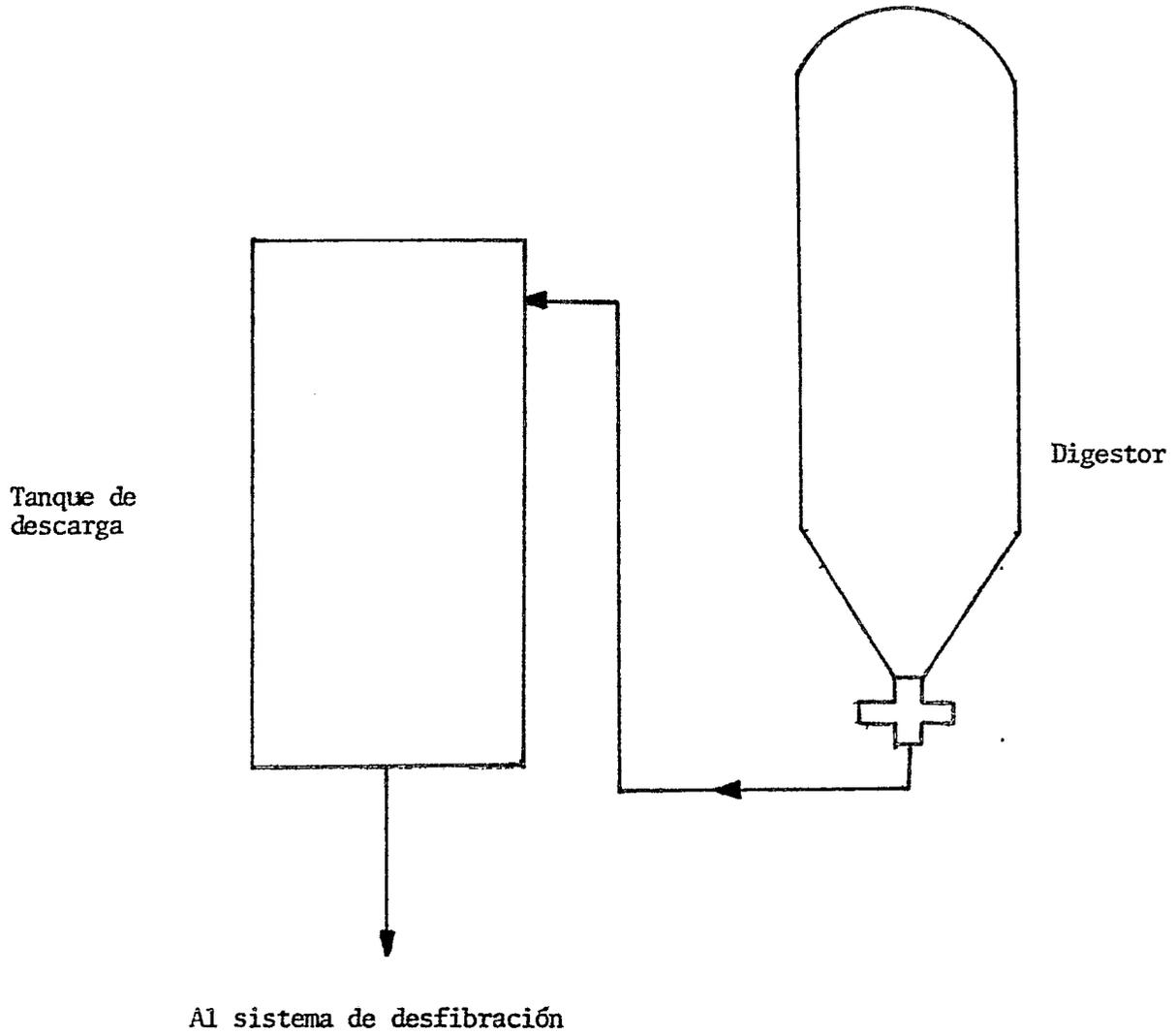


Fig: 2-3 Diagrama del sistema de descarga.

disco móvil montado excéntricamente), en donde la pulpa es impulsada entre las placas por efecto de la fuerza centrífuga del disco rotatorio - y, al haber compresión entre las placas se efectúa la desfibración. --- (Fig. 2-4)

En esta etapa es separado el licor negro, el cual se envía a un tanque de almacenamiento y puede ser utilizado en otros procesos de digestión.

Una vez efectuada la molienda, la pulpa pasa a un sistema de lavado para quitarle los residuos de licor negro. Posteriormente la pulpa es enviada al proceso de secado en donde se prepara de tal forma que puede ser utilizada para la elaboración de papel.

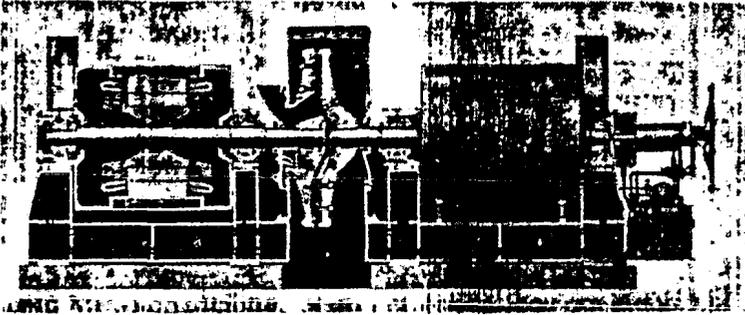
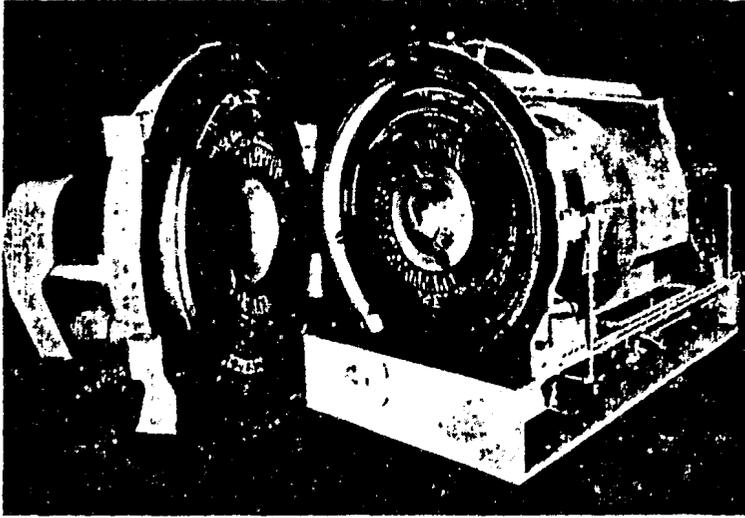


Fig. 2-4 Máquinas desfibradoras de disco vertical de fricción .

## B I B L I O G R A F I A

- Equipo para producción de pulpa y papel  
Guión del proyecto industrial No. 64 Nafin, S.A.
  
- Fábrica de pasta celulosa, Guión del proyecto industrial No. 61  
Nafin, S. A.
  
- Ciencia y Tecnología sobre pulpa y papel  
C. Earl Libby
  
- Preparation and Treatment of wood pulp  
Stephenson J. N.
  
- Apuntes de Ingeniería de Procesos Industriales  
Andrés López León
  
- Ediciones y Reportes Técnicos  
Planta Celulosa del Pacífico, S.A. de C.V.

### CAPITULO 3

#### BALANCE DE MATERIALES

##### I. INTRODUCCION

##### II. MEMORIA DE CALCULO

##### A) ASTILLAS DE MADERA Y VOLUMEN

##### UTIL DEL DIGESTOR

##### B) LICOR BLANCO

##### C) LICOR NEGRO

##### D) AGUA TOTAL.

##### III. PRODUCTOS DE LA DIGESTION

## BALANCE DE MATERIALES

### I. INTRODUCCION.

Este capítulo tiene como finalidad determinar la cantidad de los materiales necesarios para la obtención de pulpa destinada a la producción de papel corrugado, pues de ello dependerá el volumen útil del digestor.

De acuerdo con el criterio establecido por Libby el rendimiento de pulpa está comprendido entre el rango de 65 - 80% (\*) sobre la cantidad de astilla seca introducida al digestor.

Para este trabajo se propone una producción de 14,660.00 Kgs. de pulpa seca con objeto de tener un punto de partida. Asimismo, se elige un rendimiento de 67%. Con estos parámetros y por las relaciones matemáticas que serán desglosadas conforme avance el capítulo se determinará la cantidad de cada uno de los materiales que deben ser introducidos al digestor para la obtención de la pulpa e inicio del proceso.

La elaboración de pulpa se lleva a cabo mediante el cocimiento de las astillas, que se realiza por la acción de los licores y energía calorífica suministrada.

Los materiales que intervienen en la digestión o cocción son los siguientes:

(\*) "Ciencia y Tecnología de la Pulpa y Papel" - Earl C. Libby

Astillas de madera de pino  
Astillas de madera de encino  
Licor blanco  
Agua.

El licor blanco es un reactivo químico de color amarillo transparente, el cual al fin del proceso de cocimiento toma un color café obscuro y se le denomina licor negro.

Debido a que el licor negro posee aún propiedades reactivas, - es reaprovechado en siguientes procesos y se reduce el consumo de licor-blanco.

Por lo tanto, en una producción continua se tiene que los materiales cargados al digestor son:

Astillas de madera de pino  
Astillas de madera de encino  
Licor blanco  
Licor negro  
Agua.

## II. MEMORIA DE CALCULO:

A) Astillas de Madera y volumen útil del digestor.

Una de las primeras relaciones que se toman como base para la-fabricación de papel corrugado es que por cada 100 Kgs de "Astilla Se--

ca" que se introduce al digestor, 75 Kgs. son de encino y 25 Kgs. de -- pino. (\*\*)

Se denomina "Astilla Seca" a la astilla de madera que se encuentra sin contenido de agua o humedad.

La cantidad de agua que poseen las astillas es determinada en laboratorio (\*\*).y se toma como dato que el promedio de humedad en ambas maderas es del 35% promedio anual.

De igual manera, en laboratorio (\*\*) se obtiene la densidad - de las maderas:

Encino = 365 Kgs./M3

Pino = 273 Kgs./M3

Con los datos anteriores puede calcularse la cantidad de asti llas, así como su contenido de agua y posteriormente el dato que es necesario: la astilla seca.

Cálculo de la Densidad Promedio de Astillas (DPA)

$$\begin{aligned} \text{Volumen de encino} &= \frac{\text{Kgs. de encino}}{\text{densidad del encino}} \\ &= \frac{75 \text{ Kg.}}{365 \text{ Kgs./M3}} = 0.20547 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

---

(\*\*) Laboratorio de Pruebas en "Celulosa del Pacífico S A. de C V."

$$\begin{aligned} \text{Volumen de pino} &= \frac{\text{Kgs. de pino}}{\text{densidad del pino}} \\ &= \frac{25 \text{ Kg.}}{273 \text{ Kg./M}^3} = 0.0915 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volumen de Pino + Volumen de encino} = 0.29704 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{D.P.A.} &= \frac{\text{Masa Total}}{\text{Volumen}} \\ &= \frac{100 \text{ Kgs.}}{0.29704 \text{ m}^3} + 336.65 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

Para determinar el volumen útil del digestor se toma en cuenta la cantidad de pulpa seca de producción propuesta y de acuerdo al --rendimiento elegido se obtiene la cantidad de kilogramos de astilla seca, que equivalen al 65% de los kilogramos totales de astilla introducidas al digestor, ya que el otro 35% restante será el contenido del agua o humedad que poseen las astillas; al dividir la cantidad anterior entre su densidad promedio se obtendrá el volumen útil del digestor, esto es:

Pulpa seca	14,660.00 Kg	
Por rendimiento del 67%	<u>7,222.64 Kg</u>	
Astilla Seca	21,882.64 Kg	
Por Humedad del 35%	<u>11,782.96 Kg</u>	
Kilogramos de astilla		
al digestor		33,665.6 Kg
Entre la D P A		<u>336.65 Kg/m<sup>3</sup></u>
VOLUMEN UTIL DEL DIGESTOR		<u><u>100</u> m<sup>3</sup></u>

Por lo tanto, los kilogramos de astilla seca serán:

$$\begin{aligned} \text{Kg. de encino} &= 21,882.64 \times .75 \\ &16,411.98 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kg. de pino} &= 21,882.64 \times .25 \\ &5,470.66 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

#### B) Licor Blanco.

Los kilogramos totales de astilla seca determinan la cantidad de licor blanco; que es un reactivo químico compuesto de sulfito de sodio más agua, donde el sulfito de sodio se calcula al 19% (\*\*) del peso de astillas secas.

$$\begin{aligned} \text{Sulfito de Sodio} &= \frac{(19/100 \text{ del Compuesto}) \times}{(\text{Kg. de astilla Seca})} \\ &= 0.19 \times 21,882.64 \\ &= 4,157.62 \text{ Kgs.} \end{aligned}$$

Para determinar la cantidad de agua de este licor, se requiere que la solución sea neutra (\*\*); esto es, con un P.H. 7, lo cual se logra con una concentración de 0.17354 Kg. de sulfito de sodio por litro de agua.

Por lo tanto, la cantidad de agua será:

Si para 0.17354 Kg. de sulfito de sodio se requiere de un litro de agua, para 4,157.62 Kg. se requerirán 23,957.74 litros de agua, - que multiplicados por su gravedad específica serán 23,957 74 kg de agua.

Una vez determinados los componentes del licor blanco se tiene:

$$\begin{aligned}\text{Licor Blanco} &= (\text{Sulfito de sodio}) + (\text{agua}) \\ &= 4,157.62 + 23,957.74 \\ &= 28,115.36 \text{ Kg.}\end{aligned}$$

### C) Licor Negro:

Las astillas secas también determinan la cantidad de licor negro.

Para este licor se calcula la cantidad de sulfito de sodio al 1% (\*\*) del peso de las astillas y para que la solución se mantenga neutra P.H. 7, se requiere de una concentración de 0.035 Kg. de sulfito de sodio por litro de agua, ésto es:

$$\begin{aligned}\text{Sulfito de sodio} &= (1/100 \text{ del compuesto}) \times \\ &\quad (\text{kgs. de astilla seca}) \\ &= 0.01 \times 21,882.64 \\ &= 218.82 \text{ Kgs.}\end{aligned}$$

Por lo que, si se requiere un litro de agua para 0.035 Kgs., - de sulfito de sodio, para 218.82 Kgs. de sulfito de sodio se requerirán 6,252.07 litros de agua, que multiplicados por su gravedad específica se tendrán 6,252.07 Kg. de agua.

La cantidad de licor negro introducido al digestor será:

$$\begin{aligned}\text{Licor Negro} &= (\text{sulfito de sodio}) + (\text{agua}) \\ &= 218.82 + 6,252.07 \\ &= 6,470.89 \text{ Kg}\end{aligned}$$

## D) Agua Total.

Es un elemento indispensable para la obtención de la pulpa y también se determina por la cantidad de astillas secas.

Existe una relación de baño, la cual indica que por cada kilo gramo de astilla seca se deberán utilizar cierta cantidad de agua que - puede variar en el rango de 1.5:1 hasta 4:1. (\*)

Para este proceso se utilizará 3.42 litros de agua por kilog-- gramo de astilla seca.

Esta relación es variable para cada uno de los procesos en -- las plantas productoras de pulpa, ya que se deberá tomar en cuenta la - calidad de materia prima que se pretende elaborar.

El agua total utilizada en el proceso será:

$$\begin{aligned} \text{Agua Total} &= (\text{Relación de baño}) \times (\text{Kgs. de astilla seca}) \\ &= 3.42 \times 21,882.64 \\ &= 74,992.77 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

A esta cantidad de agua para el proceso, se le deberá restar-- las cantidades' de agua obtenidas en los puntos anteriores.

Agua Total	74,992.77	Kg.
Agua en Astillas	(11,782.96)	Kg.
Agua en Licor Blanco	(23,957.74)	Kg.
Agua en Licor Negro	<u>( 6,252.07 )</u>	Kg.
Agua al Digestor	33,000.00	Kg.
	=====	

Por lo tanto los materiales cargados al digestor son:

Astillas de madera	33,665.6	Kg.
Licor Blanco	28,115.36	Kg.
Licor Negro	6,470.89	Kg.
Agua	<u>33,000.00</u>	Kg.
TOTAL	101,251.85	Kg.

### III. PRODUCTOS DE LA DIGESTION

De la cantidad total de materiales que son introducidos al digestor, se hará un desglose para cuantificar los productos finales:

Por experiencias (\*\*) el 80% de los materiales cargados al digestor, se convierten en licor negro, es decir, la diferencia que resulte del total cargado al digestor y la suma de licor negro con la pulpa - seca de producción será vapor:

Materiales cargados al digestor	101,251.86	Kg.
Pulpa Seca	( 14,660.00)	Kg.
Licor Negro	<u>( 82,277.56)</u>	Kg.
	4,314.29	Kg.
	=====	

La pulpa y el licor negro producto de la digestión, pasan a un tanque de almacenamiento y posteriormente a unos separadores donde el licor negro es eliminado para obtener la pulpa seca. El vapor es expulsado a la atmósfera durante la descarga.

B I B L I O C R A F I A

- Ciencia y Tecnología sobre pulpa y papel  
C. Earl Libby
  
- Ediciones y reportes técnicos  
Planta celulosa del Pacífico S.A. de C.V.
  
- Apuntes de Ingeniería de Procesos Industriales  
Andrés López León.

## CAPITULO 4

### DISEÑO DEL DIGESTOR

- I. FORMA DEL DIGESTOR
- II. CAPACIDAD UTIL
- III. PRESION INTERIOR
- IV. SOLDADURA
- V. MAMPARA O COLADERA

## DISEÑO DIGESTOR

El objetivo de este capítulo es determinar las características de diseño que un recipiente apropiado para efectuar el cocimiento de la madera por medio de reactivos químicos, con el fin de obtener pulpa para papel. Este recipiente recibe el nombre de Digestor.

Para el diseño se tomarán en consideración los siguientes puntos:

- I. Forma del Digestor,
- II. Capacidad Util,
- III. Presión Interior,
- IV. Soldadura Adecuada,
- V. Mampara o coladera.

## 1.- Forma del Digestor.

En la Industria de fabricación del papel se utilizan digestores de varias formas: esférica, cilíndrica (pueden ser verticales, horizontales, giratorios o fijos) de las cuales el cilíndrico vertical fijo o estacionario ofrece mayores ventajas con respecto a los demás, como son:

- 1) El más adecuado para el manejo de astillas de madera y pulpa, puesto que no se acumulan en sus paredes y se puede obtener una mezcla más homogénea de los materiales.
- 2) Ocupan menor área horizontal que los esféricos o los cilíndricos horizontales para un volumen dado, pudiéndose aprovechar mejor el área disponible en una planta y en caso de incremento en la producción, se necesita solamente una pequeña área extra para colocar nuevos digestores en paralelo con los ya existentes.
- 3) No requieren de mecanismos especiales para hacer la mezcla o para vaciar el digestor, como en el caso de los digestores giratorios y de los horizontales.
- 4) El costo de fabricación es menor con respecto a los digestores esféricos, puesto que la maquinaria para rolar un recipiente de éste tipo debe ser más especializada y más precisa.

Una vez estudiadas las ventajas del digestor cilíndrico con respecto a otros, se adoptará esta forma como base para su diseño.

Se debe construir un recipiente cilíndrico que pueda contener un volumen (V) que es la capacidad útil del digestor determinada en el capítulo de Balance de Materiales: ¿Cuáles deben ser las dimensiones de este cilindro? Se piensa inicialmente en encontrar las dimensiones de un cilindro que pueda contener el volumen (V) y que se pueda construir con una mínima cantidad de material; para esto, deberá encontrarse el área total del cilindro y determinar para qué valor del Radio (R) se hace mínima dicha área (Fig. 4-1).

El área total del cilindro es la suma de el área lateral y -- las áreas circulares superior e inferior.

$$1 \quad A = 2\pi RH_1 + 2\pi R^2$$

El volumen del cilindro es:

$$2 \quad V = \pi R^2 H_1$$

despejando H de 2

$$3 \quad H_1 = \frac{V}{\pi R^2}$$

Substituyendo en 1 el valor de H<sub>1</sub>

$$A = 2\pi R \left( \frac{V}{\pi R^2} + \pi R \right)$$

$$A = \frac{2V}{R} + 2\pi R^2$$

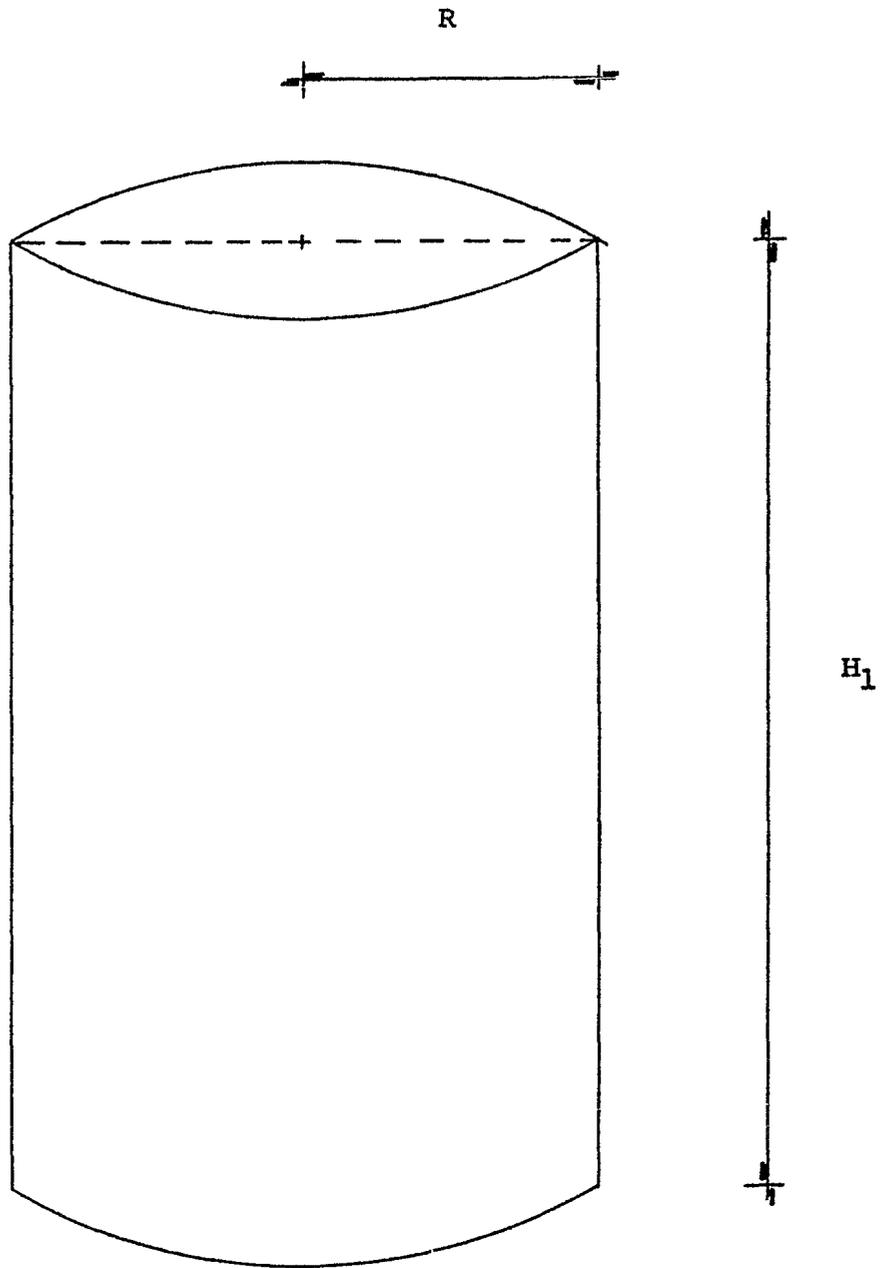


Fig. 4.1.- Dimensiones de la parte cilíndrica del digestor

derivando A con respecto a R

$$\frac{dA}{dR} = -\frac{2V}{R^2} + 4\pi R$$

Igualando esta derivada a cero y despejando R se tiene el valor que minimiza el área.

$$-\frac{2V}{R^2} + 4\pi R = 0$$

$$-2V + 4\pi R^3 = 0$$

$$4\pi R^3 = 2V$$

$$R^3 = \frac{2V}{4\pi}$$

$$R^3 = \frac{V}{2\pi}$$

$$4 \quad R = \sqrt[3]{\frac{V}{2\pi}}$$

Sustituyendo 4 en 3 resultará el valor de  $H_1$

$$H_1 = \frac{V}{\pi \left(\frac{V}{2\pi}\right)^{2/3}}$$

$$H_1 = \frac{2^{2/3} V^{1/3}}{\pi^{1/3}}$$

$$H_1 = \frac{4^{1/3} V^{1/3}}{\pi^{1/3}}$$

$$H_1 = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Si multiplicando el numerador y el denominador del radicado por 2

$$H_1 = \sqrt[3]{\frac{8V}{2\pi}}$$

$$H_1 = 2 \sqrt[3]{\frac{V}{2\pi}}$$

$$H_1 = 2R = D$$

De aquí se concluye que para construir con la mínima cantidad de material un recipiente cilíndrico que pueda contener un volumen (V), debe cumplirse que el diámetro del cilindro sea igual a su altura.

Para los propósitos del recipiente mencionado, la experiencia ha demostrado que los cilindros demasiado bajo no son adecuados para tener una mezcla uniforme dentro de ellos si se está recirculando líquido por una o dos entradas. En este caso sería necesario adicionar entradas radiales al cilindro que removieran la mezcla en las áreas cercanas a la pared lateral. Estas tuberías extras aumentarían considerablemente los costos y complicarían el cálculo de tuberías, por lo que puede pensarse en una segunda alternativa.

Para que la mezcla se mantenga uniforme con solamente una o dos entradas de recirculación, el cilindro debe hacerse más alargado, es decir, aumentar la relación  $\frac{H_1}{D}$  para que la pared del cilindro esté más cerca de una corriente de recirculación vertical. La práctica ha demostrado que los valores de 4 o de alrededor de 4 para esta relación --

proporcionan una buena mezcla, con una mejor relación de baño y mayor -- uniformidad en la temperatura dentro de digestores cilíndricos. Por lo -- tanto se tomará ese valor para el diseño.

Analizando ahora el problema de salida de la pulpa una vez terminado el proceso de cocción; la pulpa se puede sacar del digestor por -- la parte inferior colocando una compuerta; pero ésto tiene sus desventa-- jas, porque habría que poner un recipiente debajo del digestor y trans-- portar la pulpa a un tanque de almacenamiento efectuando numerosos via-- jes.

Si en lugar de eso se descarga la pulpa por una tubería que la conduzca hasta el tanque de almacenamiento aprovechando la presión inte-- rior del digestor, esta operación se simplifica considerablemente.

Aún así, la parte inferior del digestor presenta un inconve--- niente al permitir que se acumule pulpa en la esquina que forman la pa-- red lateral y la tapa inferior (Fig. 4-2).

Para mejorar la salida de la pulpa en el digestor deberá ponerse una tolva cónica en lugar de la tapa inferior, y así eliminar la acu-- mulación de material (Fig. 4-3).

Estudios efectuados en recipientes cilíndricos con tolvas infe-- riores de salida indican que un ángulo de  $63^\circ$  entre la pared de la tolva y la horizontal es suficiente para evitar que se acumule material en la-- salida.

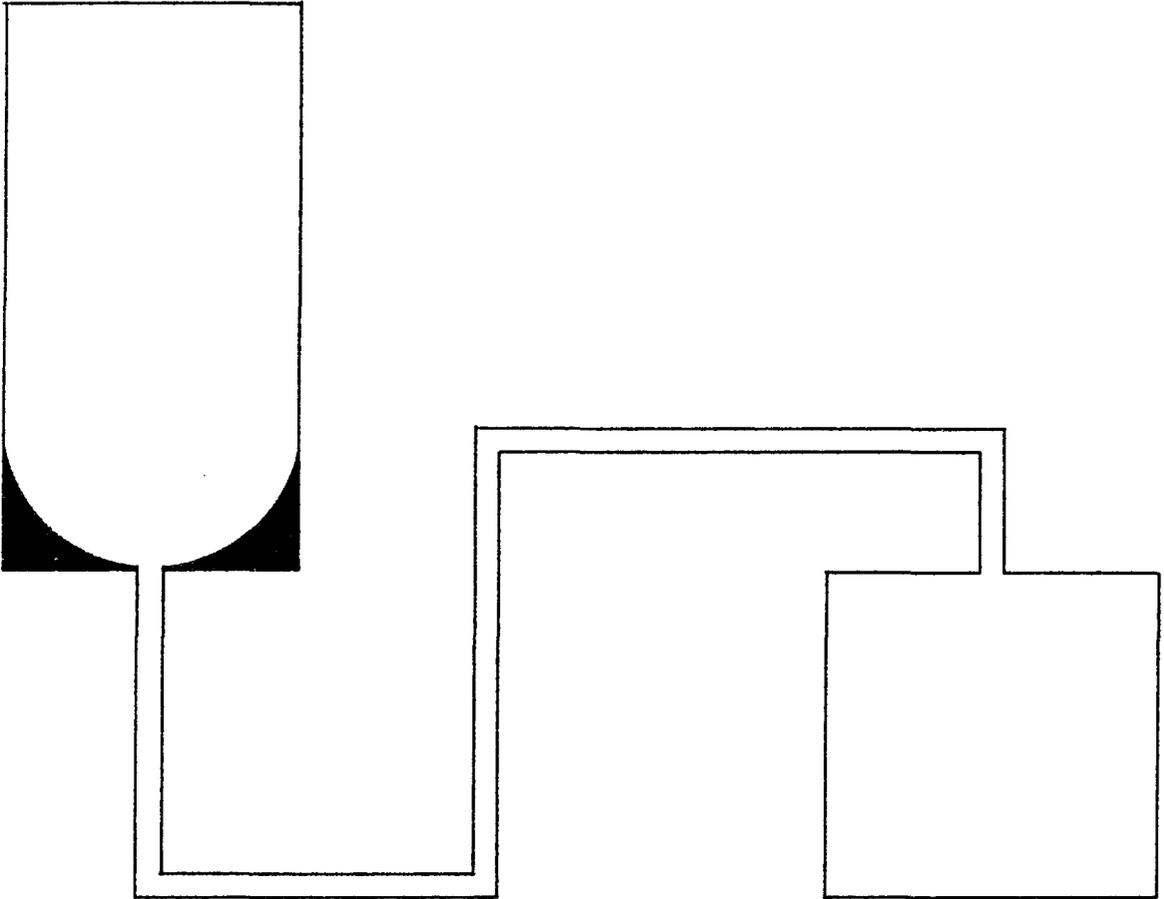


Fig. 4.2.- Acumulación de material en las esquinas inferiores

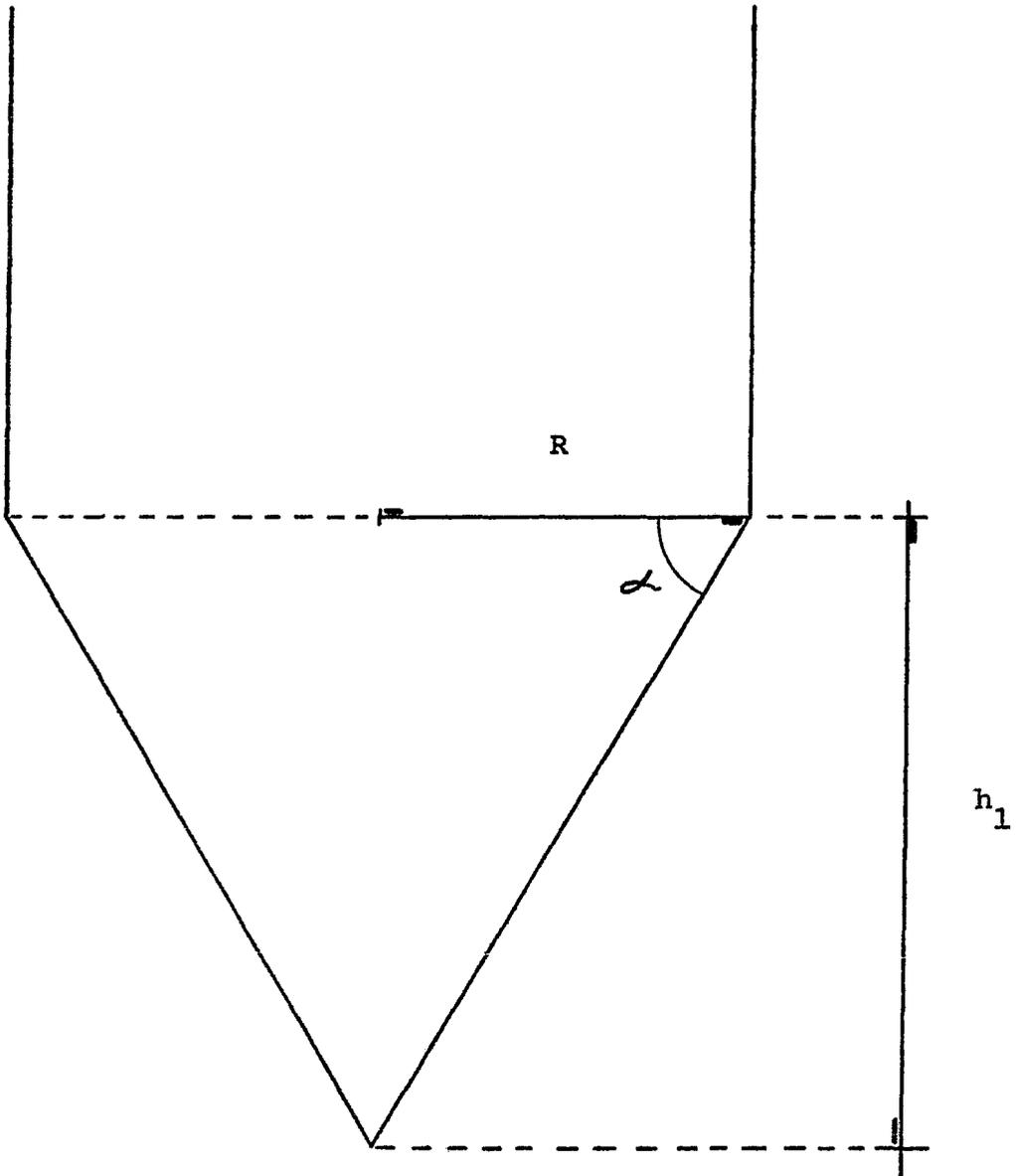


Fig. 4.3.- Dimensiones iniciales de la tolva de salida.

Para calcular la altura ( $h_1$ ) del cono se utiliza la siguiente relación:

$$\tan \alpha = \frac{h_1}{R}$$

entonces

$$h_1 = R \tan \alpha = R \tan 63^\circ = 2.64 R$$

Pero el cono no va a terminar en vértice puesto que debe colocarse la tubería de salida que es de 0.254 m. de diámetro, de esta manera - quedaría un cono truncado cuya altura ( $h$ ) se determinará (Fig. 4-4)

Al calcular la altura  $h_2$  y restarla de la altura del cono  $h_1$  tenemos la altura  $h$  del cono truncado.

$$h_2 = \frac{.254}{2} \tan \alpha = 0.127 \tan 63^\circ = 0.33 \text{ m.}$$

$$h = h_1 - h_2$$

$$h = 2.64 R - 0.33$$

Ahora, restando  $h$  de  $H_1$  se tiene la altura de la parte cilíndrica ( $H$ )

de la figura 4-5

$$H = H_1 - h = 8R - 2.64 R + 0.33$$

$$H = 5.36 R + 0.33$$

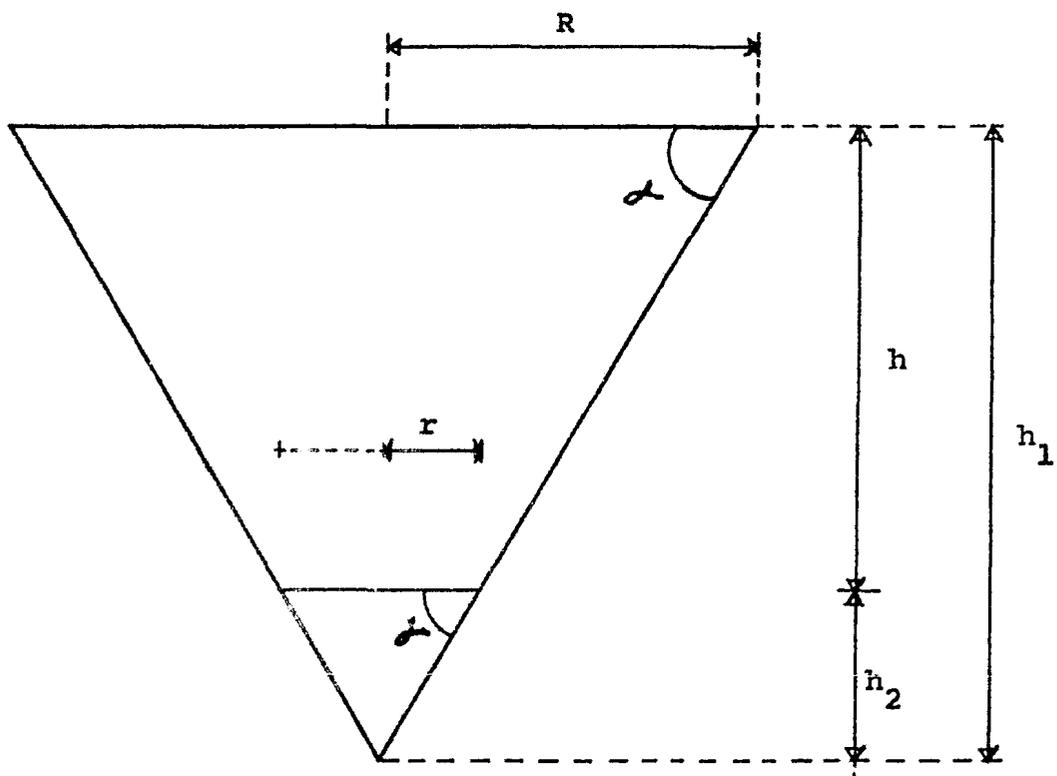


Fig. 4.4.- Dimensiones finales de la tolva de salida.

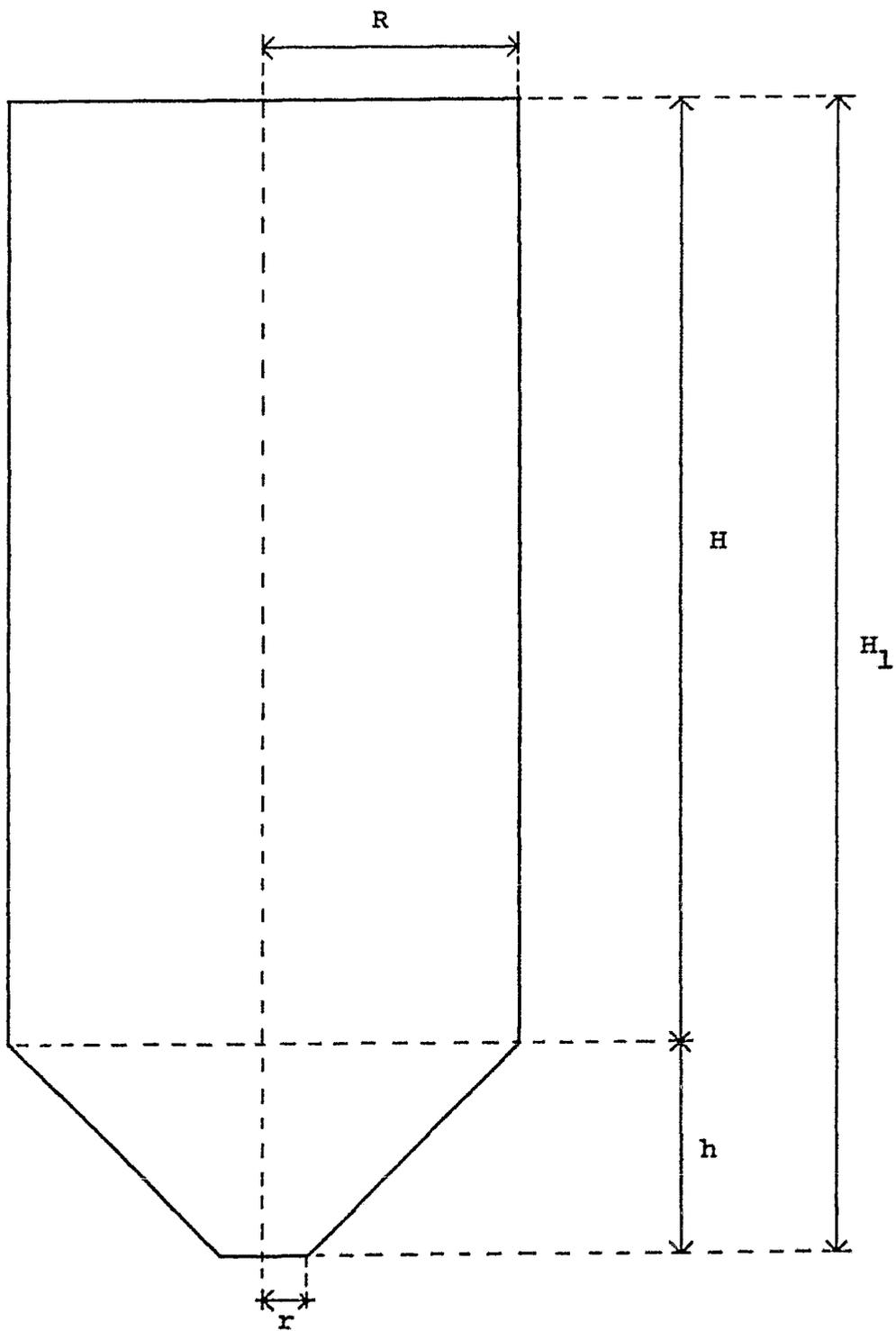


Fig. 4.5.- Dimensiones finales del Digestor.

Con lo que se tienen ya definidas las dimensiones que determinan la forma del digestor en función del radio de la parte cilíndrica -- (R) y se puede encontrar el valor de R --por consiguiente del resto de -- las dimensiones-- del digestor que pueda contener un volumen (V) que es -- el tema del siguiente punto.

## II. Capacidad Util.

Se define como Capacidad Util al espacio del digestor ocupado por la carga de material necesario para el proceso de digestión, esto es, el volumen de la parte cilíndrica y del cono truncado, así este volumen-- está determinado por:

$$V = \pi R^2 H + \frac{\pi h}{3} (R^2 + Rr + r^2)$$

donde  $H = 5.36 R + 0.33$

$$h = 2.64 R - 0.33$$

además  $r = \frac{0.254}{2} = 0.127 \text{ m}$

Sustituyendo estos valores

$$V = \pi R^2 (5.36 R + 0.33) + \frac{\pi (2.64 R - 0.33)}{3} (R^2 + 0.127 R + 0.016)$$

para  $V = 102.5$

$$102.5 = 16.8 R^3 + 1.036 R^2 + 2.76 R^3 + 0.35 R^2 + 0.4 R - 0.35 R^2 - 0.04R - 0.005$$

igualando a cero

$$19.56 R^3 + 1.036 R^2 - 102.5 = 0$$

de donde resulta que  $R = 1.72$

por lo tanto  $D = 2R = 3.44 \text{ m}$

$$H = 5.36 R + 0.33 = 9.5 \text{ m}$$

$$h = 2.64 R - 0.33 = 4.2 \text{ m}$$

con lo que quedan determinadas las dimensiones del digestor.

### III. Presión interior.

La presión total a la cual están sujetas las paredes del digestor está compuesta por:

- 1) La presión de trabajo debida al desprendimiento de los gases durante el proceso de cocción de la madera.
- 2) La presión debida al peso de los materiales introducidos al digestor.

La presión de trabajo máxima tomada del estudio de balance de materiales es de  $P_1 = 14.09 \text{ Kg/cm}^2 = 1378952 \text{ N/m}^2$

La presión debida al peso de los materiales está determinada por la expresión

$$P_2 = \rho g h$$

en donde  $\rho$  será la densidad promedio, calculada a partir de las sumas totales de las masas y los volúmenes de los materiales introducidos al -

digestor ;  $g$  es la aceleración de la gravedad y  $h$  es la altura des de la parte inferior del cono truncado hasta el nivel del líquido.

Las cantidades de materiales obtenidas en el estudio de Balance de Materiales son:

<u>Cantidad de Material</u>	$M$ <u>Masa (Kg)</u>	$\rho$ <u>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</u>	$V = \frac{M}{\rho}$ <u>Volumen (m<sup>3</sup>)</u>
Astillas de Madera	21,882.64		
+ Agua en Astillas	+ 11,782.96		
= Astillas Húmedas	33,665.60	336.65	100
Licor Negro	6,470.89	1,057.50	6.12
Licor Blanco	28,115.36	1,197.70	23.5
Agua	33,000.00	1,000.00	33
	<hr/>	<hr/>	<hr/>
T O T A L E S	101,251.85		162.62

Debido a que las astillas de madera no forman una masa compacta, quedan espacios entre ellas, los cuales son ocupados por los líquidos que son introducidos al digestor.

La densidad promedio será un promedio de la suma de las masas de los materiales entre la suma de sus volúmenes, puesto que no se puede tomar la densidad como la suma de cada uno de los materiales, ya que no son aditivas por tratarse de sustancias independientes.

$$\rho \text{ prom.} = \frac{\sum \text{masa}}{\sum \text{volumen}}$$

$$\rho \text{ prom.} = \frac{101,251.85 \text{ Kgm}}{162.62 \text{ m}^3}$$

$$\rho \text{ prom.} = 622.64 \text{ Kgm/m}^3$$

Por lo tanto la presión ( $P_2$ ) debida al peso de los materiales introducidos al digestor será:

$$P_2 = \rho \text{ prom. } g h$$

Para obtener la presión en  $\text{kg}_f/\text{cm}^2$  deberá dividirse entre el valor de  $g$ , que relaciona la unidad de masa con la unidad de fuerza.

$$P_2 = \frac{622.64 \frac{\text{kgm}}{\text{m}^3} (9.81 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}) (13.70 \text{ m})}{9.81 \frac{\text{kgm } M}{\text{Kg}_f \text{ seg}^2}}$$

$$P_2 = 8530.17 \text{ Kg}_f/\text{m}^2$$

$$P_2 = 0.853 \text{ Kg}_f/\text{cm}^2 = 83475.35 \text{ N/m}^2$$

Entonces la presión total será la suma de la presión de trabajo (P1) y la presión debida al peso de los materiales introducidos al digestor (P2).

$$P \text{ total} = P_1 + P_2 = 14.09 \text{ kg/cm}^2 + 0.853 \text{ kg/cm}^2 = 14.94 \approx 15 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$$

$$= 1\,462\,427.3 \text{ N/m}^2$$

#### IV. Soldadura Adecuada.

En este punto se establecen los requisitos mínimos que debe --  
llenar el diseño del digestor.

Para demostrar que la soldadura resista la presión dentro del-  
digestor se debe cumplir que:

$$P = S \cdot A \rightarrow \text{Peso existente dentro del digestor}$$

Partiendo de la ecuación para recipientes cilíndricos a pre---  
sión:

$$P = \frac{p \cdot D \cdot L}{2} \quad (*)$$

donde:

P = Peso dentro del digestor

p = Presión interior

D = , Diámetro de la parte cilíndrica

L = Longitud de la parte cilíndrica

---

(\*) Resistencia de Materiales.- Timoschenko.

Con los resultados obtenidos anteriormente

$$p = 15 \text{ kg/cm}^2$$

$$D = 3.44 \text{ m} = 344 \text{ cm}$$

$$L = 9.5 \text{ m} = 950 \text{ cm}$$

Sustituyendo valores, el peso dentro del digestor será:

$$p = \frac{15 \text{ kg/cm}^2 (344 \text{ cm}) (950 \text{ cm})}{2}$$

$$p = 2\,451,000 \text{ kg}_f$$

Por otra parte, tomando el esfuerzo máximo permisible para acero laminado  $S = 1470 \text{ kg/cm}^2$  (\*\*), con un factor de eficiencia  $E = 0.85$  - (\*\*\*) se puede utilizar para calcular el espesor mínimo de la placa de la envoltura mediante la siguiente fórmula:

$$P = S A$$

y considerando que el área sobre la que actúa la fuerza es la longitud - (L) multiplicada por el espesor de la pared del cilindro (t)

$$P = S L t$$

---

(\*\*) Tanques soldados para almacenamiento del petróleo - Instituto Mexicano del Petróleo (Norma 2.612.04)

Introduciendo el factor de eficiencia (E)

$$P = S L t E$$

despejando el espesor ( t )

$$t = \frac{P}{S L E}$$

sustituyendo valores  $\frac{2\,451\,000 \text{ Kg}_f}{(1470 \text{ kg}_f/\text{cm}^2) (950 \text{ cm}) (0.85)} = 2.06 \text{ cm} = 0.0206\text{m}$

que es el espesor mínimo de la placa de la envolvente, por lo tanto:

$$P = S A = S L t = (1470 \text{ kg}/\text{cm}^2) (950 \text{ cm}) (2.06)$$

$$P = 2\,876,790 \text{ Kg}_f$$

Como se puede apreciar:

$$P = S A > \text{Peso existente dentro del digestor}$$

Por lo que se concluye que la soldadura resistirá la presión dentro del digestor.

La envolvente se fabricará de tal manera que los anillos queden perfectamente verticales, esto es, que las placas de la envolvente tendrán un eje vertical común como lo indican las figuras (4-6) y (4-7).

Como las placas se encuentran en el mismo plano en contacto -- por sus bordes, deberán llevar soldadura a tope con penetración completa

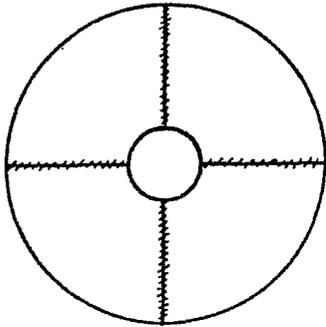


Fig. 4.6.- Vista superior de la envolvente del digestor.

Fig. 4.8.- Junta Vertical (Vista Superior)

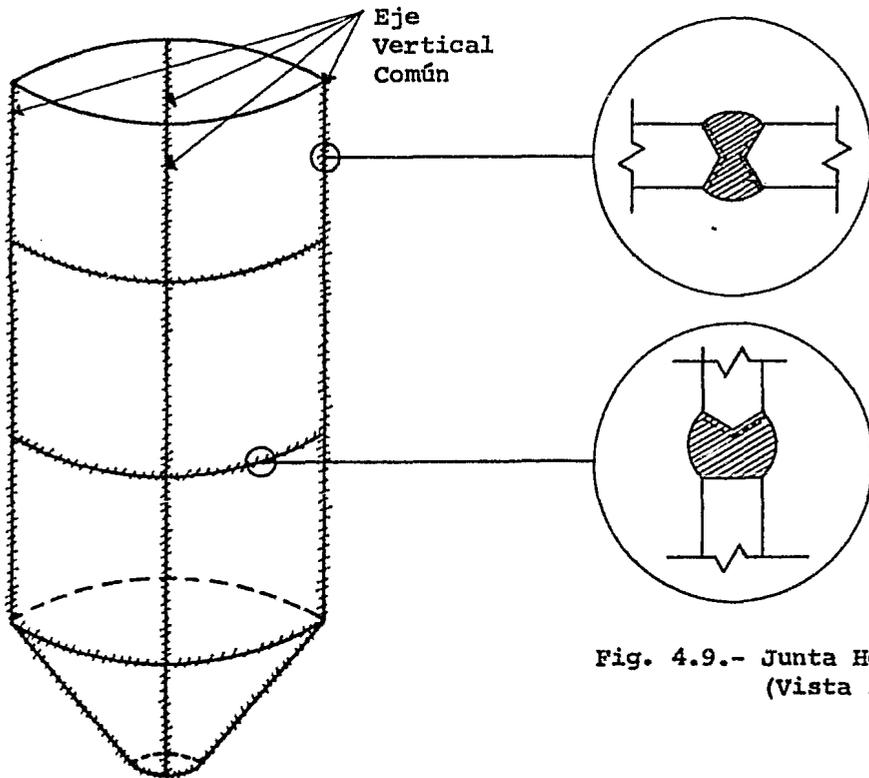


Fig. 4.9.- Junta Horizontal (Vista Lateral)

Fig. 4.7.- Vista frontal de la envolvente con un eje vertical común.

y bisel doble en "V" para las juntas verticales; mientras que para las juntas horizontales la soldadura será a tope con penetración completa - en bisel doble como se indica en las figuras (4-8) y (4-9).

#### V. Mampara o Coladera.

Para evitar el paso de las astillas de madera y de la fibra - de celulosa hacia las tuberías de recirculación, la bomba y el cambiador de calor, se utiliza una mampara o coladera, la cual debe garantizar que el gasto de la bomba permanezca constante.

Este dispositivo tiene una forma trapezoidal y está colocado alrededor de la parte interna del digestor a la altura de las tuberías de succión del fluido. Está provista de orificios que se considerarán - de 1/8" (0.0031 m) de diámetro, dado que el tamaño promedio de la astilla es de:

Longitud: 1/2" (0.027 m) a 1" (0.254 m)

Espesor: 5/32" (0.0039 m) a 1/4" (0.006 m)

(Ver figuras 4-10, 4-11 y 4-12)

#### CALCULO DEL GASTO DE SALIDA DE LA MAMPARA. ( $Q_1$ )

Tomando como base que el gasto total manejado por la bomba de recirculación es de 3300 G.P.M se considerará éste como  $Q_{t/2}$  para analizar una de las salidas del digestor, ya que la otra es simétrica, por lo

DISPOSICION DE LA MAMPARA EN EL DIGESTOR

Fig. 4.10.-

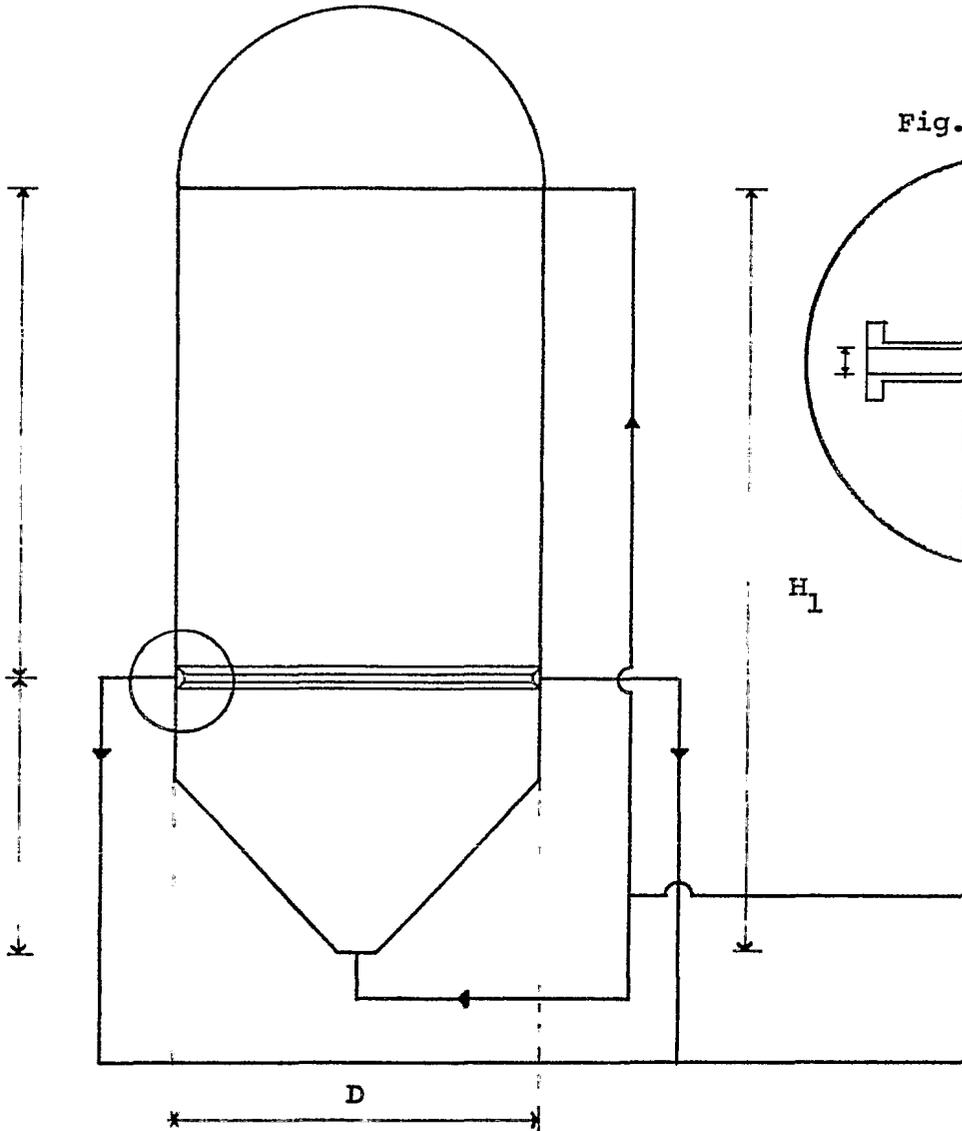


Fig. 4.11.-

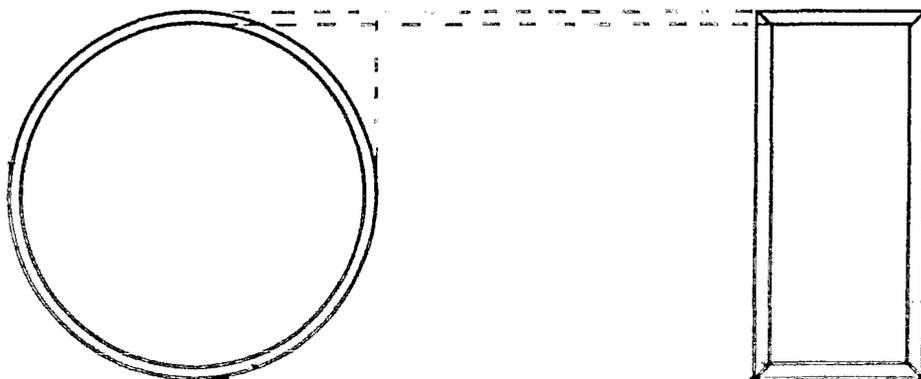
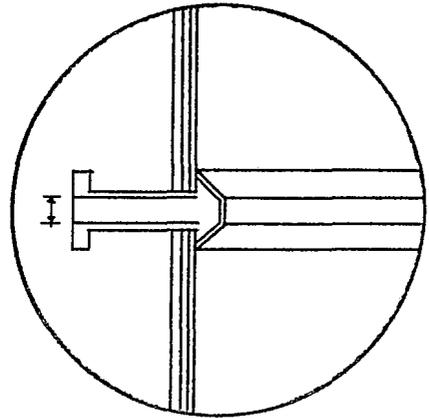


Fig. 4.12.-

resultaría:

$$Q_1 = Qt/2 = \frac{3300 \text{ GPM}}{2} = \frac{0.2079 \text{ m}^3/\text{seg}}{2} = 0.1039 \text{ m}^3/\text{seg}$$

Como el diámetro de la tubería de salida del digestor es de --  
10" (0.254 m):

$$A_s = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3.1416 (0.254)^2}{4} = 0.0506 \text{ m}^2$$

Por lo que su velocidad de salida será:

$$V_s = \frac{Q_1}{A_s} = \frac{0.1039 \text{ m}^3/\text{seg}}{0.0506 \text{ m}^2}$$

$$V_s = 2.054 \text{ m/seg}$$

y ya que el área de un orificio de 1/8 (0.17 X 10<sup>-3</sup>) de diámetro es:

$$A_o = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3.1416 (0.17 \times 10^{-3})^2}{4} = 7.88 \times 10^{-6} \text{ m}^2$$

Por lo que el número de orificios para manejar el gasto (Q1) a una velocidad de salida (Vs) es simplemente la relación de las áreas:

$$N = \frac{A_s}{A_o} = \frac{0.0506 \text{ m}^2}{7.88 \times 10^{-6} \text{ m}^2} = 6422 \text{ orificios}$$

el gasto en cada orificio será:

$$Q_0 = \frac{Q_1}{N} = \frac{0.1039 \text{ m}^3/\text{seg}}{6422} = 1.61 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg}$$

y su velocidad:

$$V_0 = \frac{Q_0}{A_0} = \frac{1.61 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg}}{7.88 \times 10^{-6} \text{ m}^2} = 2.043 \text{ m/seg}$$

Por otro lado se debe tomar en cuenta el efecto de contracción del fluido al pasar por los orificios, por lo que se tendrá:

$$Q_{0_{ct}} = C A_0 V_0 = (0.61) (7.88 \times 10^{-6} \text{ m}^2) (2.043 \text{ m}) =$$

$$Q_{0_{ct}} = 9.88 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{seg}$$

Este gasto es para un solo orificio, por lo que el gasto contraído total será el producto del gasto contraído en cada orificio por el número de éstos.

$$Q_{ct} = Q_{0_{ct}} \times N = (9.88 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{seg}) (6422)$$

$$Q_{ct} = 0.062 \text{ m}^3/\text{seg}$$

Como Q es menor que Q<sub>1</sub> es necesario compensar éste, entonces:

$$Q_{\text{comp.}} = Q_1 - Q_{ct} = 0.1039 \text{ m}^3/\text{seg} - 0.062 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$Q_{\text{comp}} = 0.0419 \text{ m}^3/\text{seg}$$

Para lo cual con una velocidad  $V_o = 2.043 \text{ m/seg}$   
se necesita una área extra de:

$$A_{ex} = \frac{Q_{comp}}{V_o} = \frac{0.0419 \text{ m/seg}^3}{2.043 \text{ m/seg}} = 0.0205 \text{ m}^2$$

Y un número extra de orificios

$$N_{ex} = \frac{A_{ex}}{A_o} = \frac{0.0205 \text{ m}^2}{7.88 \times 10^{-6} \text{ m}^2} = 2602$$

Llegando a la conclusión de que el número de orificios para --  
ajustar el gasto es de:

$$N_{tot} = N + N_{ex} = 6422 + 2602 = 9024$$

Esto es, para una sola sección de salida, por lo tanto, consi-  
derando las dos secciones; el número total de orificios en la mampara --  
será:

$$2N_{tot} = (9024)2 = 18048 \text{ orificios}$$

que forman un área total de:

$$A_{tot} = (18048) (7.88 \times 10^{-6}) = 0.142 \text{ m}^2$$

De tal manera que si  $A_t$  (Área total a la salida del digestor)  
es igual a  $2 A_s = 2 (0.0506 \text{ m}^2) = 0.1012 \text{ m}^2$  puede observarse que el --  
área total de los orificios es mayor que el área total a la salida del -

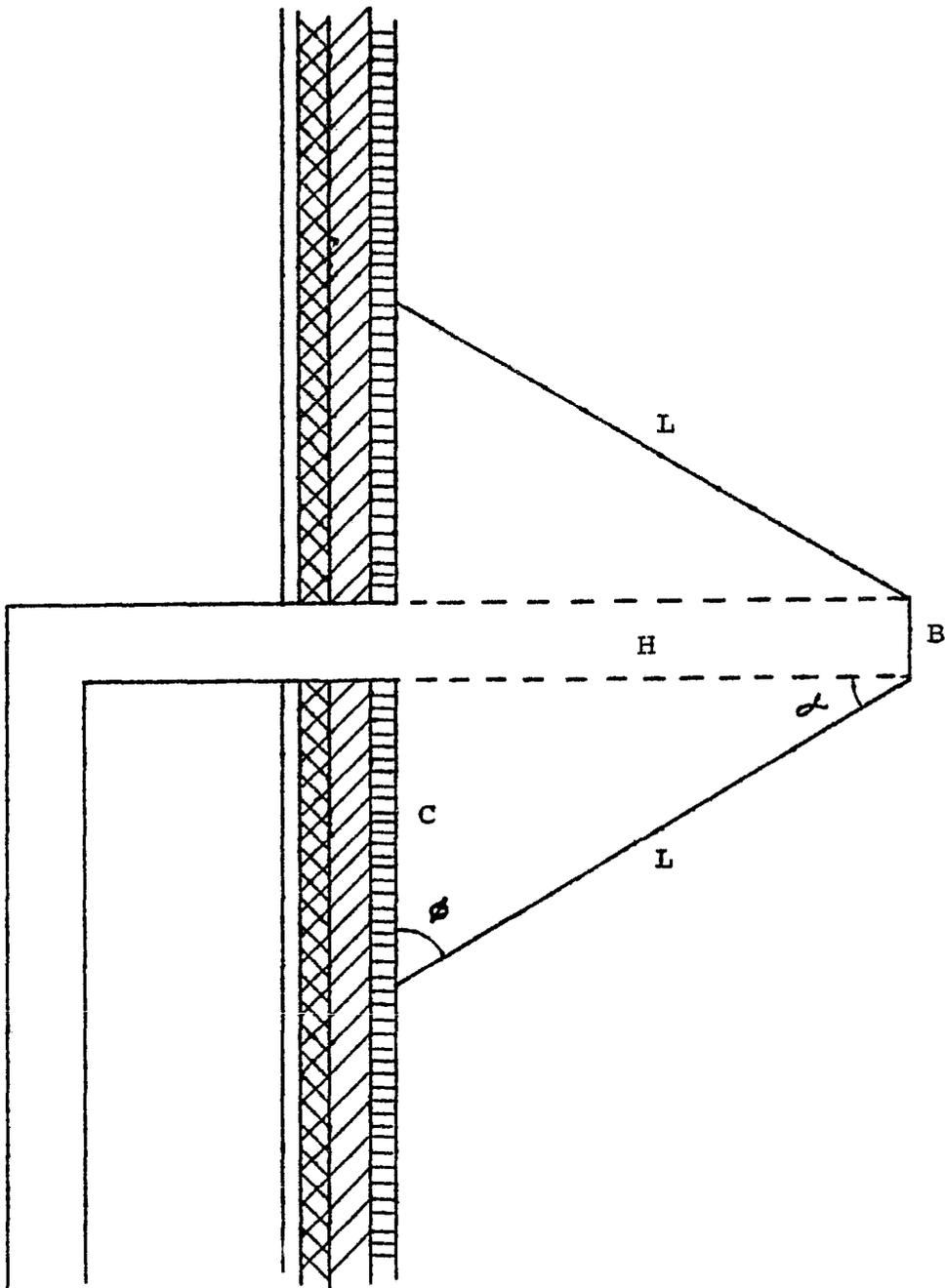


Fig. 4.13.- Dimensiones de la Mampara.

digestor; con esto se puede garantizar que el gasto manejado por la bomba se puede conservar.

Como ya se había mencionado, la mampara se debe diseñar de -- tal forma que el número de orificios en ella debe garantizar la conservación del gasto de la bomba, para lo cual se hacen las siguientes consideraciones:

- 1) De la figura 4-13 el ángulo formado por H y L es de 30°.
- 2) Se tomó un valor de B = 0.254 m que es igual al diámetro de la tubería de salida del digestor.
- 3) Se fijó un valor para C = 0.15 m

Con estas consideraciones se puede encontrar el valor de L y H y con esto dimensionar perfectamente la mampara

Utilizando relaciones trigonométricas se obtiene el valor de L:

$$\text{sen } \phi = \frac{C}{L} = \frac{0.15}{L} = \text{sen } 60^\circ$$

Despejando L

$$L = \frac{0.15}{\text{sen } 60^\circ} = \frac{0.15}{0.8660} = 0.1732 \text{ m}$$

Asimismo H se obtiene mediante el teorema de Pitágoras:

$$H^2 = L^2 - c^2$$

$$H^2 = (0.17)^2 - (0.15)^2 = 0.0289 - 0.225 = 0.0064$$

$$H = \sqrt{0.0064} = 0.08 \text{ m}$$

Con los resultados anteriores se calculará el área total de la mampara. (Fig 4-14) para lo cual primero se calcula el perímetro

$$\begin{aligned} P1 = P3 &= \pi \cdot (\text{Diámetro de la parte cilíndrica del digestor}) \\ &= 3.1416 (3.44 \text{ m}) = 10.80 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P2 &= \pi \cdot (\text{Diámetro de la parte cilíndrica del digestor} - 2H) \\ &= 3.1416 (3.44 \text{ m} - 0.16 \text{ m}) = 10.30 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Por lo que: } A1 = A3 = P1 \times L = 10.80 \text{ m} (0.17 \text{ m}) = 1.836 \text{ m}^2$$

$$A2 = P2 \times L = 10.30 \text{ m} (0.254 \text{ m}) = 2.616 \text{ m}^2$$

Entonces el área total de la mampara será:

$$A_{\text{tot. mamp.}} = A1 + A2 + A3 = 1.836 \text{ m}^2 + 2.616 \text{ m}^2 + 1.836 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{tot mamp.}} = 6.288 \text{ m}^2$$

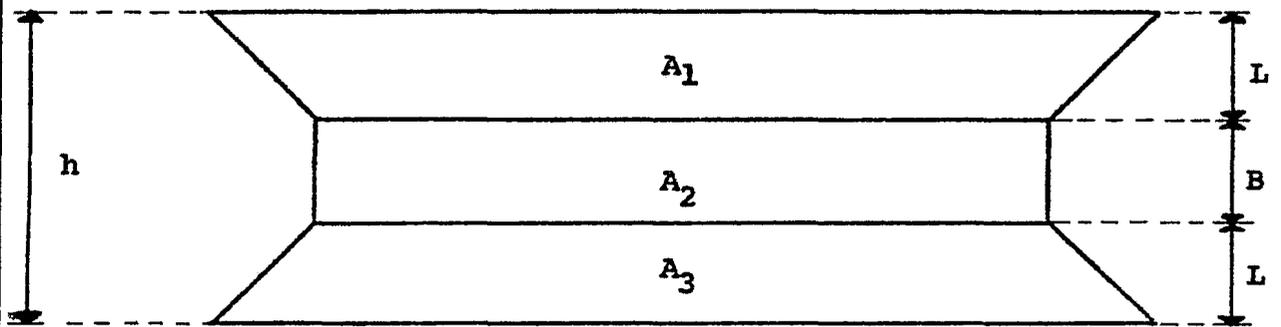


Fig. 4.14.- Area total de la Mampara.

## Distribución de los orificios

Para la distribución se deben plantear las siguientes condiciones:

$$(N_v)(N_h) \geq 18048 \quad 1$$

donde  $N_v$  = Número de orificios en posición vertical

$N_h$  = Número de orificios en posición horizontal

$$x N_h = P_2 = 10.3 \text{ m}$$

$$y N_v = \text{Altura de la mampara} = 0.6004 \text{ m}$$

donde:  $x$  = distancia entre orificios horizontales

$y$  = distancia entre orificios verticales

Si  $x = y$  se tiene que:

$$x N_h = 10.3 \quad 2$$

$$x N_v = 0.6004 \quad 3$$

Despejando  $x$  de 2 y 3 e igualando

$$x = \frac{10.3}{N_h} ; \quad x = \frac{0.6004}{N_v}$$

$$\frac{10.3}{N_h} = \frac{0.6004}{N_v}$$

despejando  $N_h$

$$N_h = \frac{10.3}{0.6004} \quad N_v = 17.15 N_v$$

Sustituyendo  $N_h$  en 1

$$N_v (17.15 N_v) = 18048$$

$$N_v^2 = \frac{18048}{17.15} = 1052.36$$

$$N_v = \sqrt{1052.36} = 32.44 \quad 33 \text{ orificios}$$

Entonces  $N_h$  será:

$$N_h = 17.15 N_v = 17.15 (33) = 565.95 \quad 566 \text{ orificios}$$

Sustituyendo  $N_h$  en 2

$$X (566) = 10.3$$

$$X = \frac{10.3}{566} = 0.018 \text{ m}$$

y como  $X = Y$

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

Por lo tanto estarán separados 0.018 m tanto en forma horizontal como vertical (esta separación es de centro a centro de cada orificio)

Además cumple con la condición de que  $(N_v) (N_h) = 18048$

Obteniéndose 18678, es decir, excediéndose 630 orificios de la cantidad total que sería un número extra de orificios para cualquier obstrucción que se pudiera tener.

B I B L I O G R A F I A

1. Ciencia y Tecnología sobre pulpa y papel  
C. Earl Libby
  
2. Resistencia de Materiales  
Timoschenko
  
3. Tanques soldados para almacenamiento de petróleo  
Instituto Mexicano del Petróleo

## CAPITULO 5

### BALANCE DE ENERGIA

I. PERDIDAS DE ENERGIA DEBIDO A LOS  
MATERIALES.

II. PERDIDAS DE ENERGIA EN EL EQUIPO  
UTILIZADO PARA EL PROCESO.

a) Pérdidas de Energía en el Digestor

b) Pérdidas de Energía en Tuberías.

### BALANCE DE ENERGIA

Una vez obtenidas las cantidades de materiales que son introducidas al digestor, se procederá en este capítulo a calcular el calor total que se utiliza en el proceso, tomando como base las cantidades mencionadas, para posteriormente poder diseñar el intercambiador de calor que se requiere para el proceso.

Como cada uno de los materiales introducidos al digestor requieren diferentes cantidades de energía para elevar su temperatura, hasta la temperatura de cocimiento (170°C); la energía necesaria para calentarlos será igual a la suma de las energías para cada uno de ellos en forma independiente.

Asimismo, existen pérdidas de calor por efecto de conducción y convección tanto en el digestor como en las tuberías que sumadas a las de los materiales, darán la cantidad de energía total en forma de calor que requiere el proceso para llevar a cabo la cocción de la madera y obtener pulpa de papel.

## I. PERDIDAS DE ENERGIA DEBIDO A LOS MATERIALES

La energía necesaria en forma de calor para elevar la temperatura de los materiales se puede obtener haciendo uso de la siguiente expresión:

$$Q = m C_p \Delta T$$

donde:

$m$  = masa

$C_p$  = Calor específico del material

$\Delta T$  = diferencia de temperaturas; que será igual a la temperatura de cocimiento menos la temperatura del material ( $t_c - T_m$ ).

Q1) Energía necesaria para calentar las astillas secas

$$m = 21,382.64 \text{ Kg}$$

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

$$C_p = 0.33 \text{ kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = m C_p (T_c - T_m)$$

$$Q_1 = 21,885.25 (0.33 \times 4.18) (170-30)$$

$$Q_1 = 4 226,005.9 \text{ K J}$$

Q2) Energía necesaria para calentar agua en astillas

$$m = 11,782.96 \text{ Kg}$$

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

$$C_p = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q2 = 11,782.75 ( 1 \times 4.18) (170-30)$$

$$Q2 = 6\,895,265 \text{ K J}$$

Q3) Energía necesaria para calentar agua para el proceso

$$m = 33,000 \text{ Kg}$$

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

$$C_p = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q3 = 33,000 (1 \times 4.18) (170-30)$$

$$Q3 = 19,311,600 \text{ K J}$$

Q4) Energía necesaria para calentar licor blanco

$$m = 28,115.36 \text{ Kg}$$

$$T_{m1} = 66^\circ\text{C} (*)$$

$$C_p = 0.91 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q4 = 28,115.32 (0.91 \times 4.18) (170-66)$$

$$Q4 = 11\,122,281 \text{ K J}$$

Q5) Energía necesaria para calentar licor negro

$$m = 6,470.89 \text{ Kg}$$

$$T_m = 74^\circ\text{C} (**)$$

$$C_p = 0.91 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

---

(\*) Incremento de temperatura debido a que el licor blanco se obtiene - por medio de una reacción química por calentamiento.

(\*\*) El licor negro suministrado es licor que se obtiene como residuo de cocimientos anteriores, por lo cual ya tiene cierta temperatura y - se recircula para obtener mayor aprovechamiento del mismo

$$Q_5 = 6,470.82 (0.91 \times 418) (170-74)$$

$$Q_5 = 2\,362,915 \text{ K J}$$

Por lo tanto, la energía necesaria para elevar la temperatura de los materiales a la de cocimiento es la suma de sus energías.

$$Q_{(1-5)} = Q_m = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

$$Q_{(1-5)} = Q_m = 43\,918,072 \text{ K J}$$

II. Pérdidas de energía en el equipo utilizado para el proceso.

Q6) Energía necesaria para cubrir las pérdidas por conducción.

Para su cálculo se deben determinar:

- A) Las pérdidas existentes en el digestor, y
- B) Las pérdidas en las tuberías que van de la salida del cambiador-de calor hasta el digestor.

#### A) PERDIDAS DE ENERGIA EN EL DIGESTOR.

Las pérdidas de energía a través de las paredes del digestor-se tienen por efecto de la conducción en los materiales y la diferencia de temperaturas.

El digestor está formado por una parte cilíndrica, un cono --

truncado en la parte inferior y una superficie toriesférica en la parte superior, en las cuales se tendrán pérdidas de energía por efecto de -- conducción. La energía necesaria para compensar estas pérdidas será --- igual a la suma de las pérdidas en las tres secciones.

De datos obtenidos en el capítulo de diseño del digestor se - tiene que  $D = 3.44 \text{ m}$  ;  $R = 1.72 \text{ m}$  y  $L = 9.5 \text{ m}$  ,  $r = 0.127 \text{ m}$  y  $L = 4.2 \text{ m}$ .

Los espesores de las paredes del digestor son:

placa de acero inoxidable 304 = 0.002 m

placa de acero dulce al 1% de C = 0.02 m

$K_{ac}$ : Coeficiente de Conductividad Térmica para acero inoxidable 304

(\*\*\*)

T (°C)	K ( $\frac{\text{KJ}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}$ )
100	58.57
300	67.92

Interpolando para  $T = 170^\circ\text{C}$

$$K_{ac} = 61.8 \frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}$$

$K_{fe}$ : Coeficiente de Conductividad Térmica para acero dulce al 1% de C(1)

---

(\*\*\*) Tabla A-1.- Apéndice III - FRANK KREITH - "Principios de Transfe-- rencia de Calor".

T (°C)	K $\left(\frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}\right)$
100	162.02
300	155.79

Interpolando para T = 170°C

$$K_{fe} = 159.8 \frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}$$

Si se considera el digestor sin aislamiento (Fig. 5-1), las -- pérdidas se pueden determinar mediante la siguiente fórmula:

$$q = A_e U \Delta T$$

donde:

$A_e$  = Area externa

$U$  = Coeficiente Total de Transferencia de - calor.

$\Delta T$  = Diferencia de temperatura

$$\begin{aligned} A_e &= \pi D L \\ &= 3.14 \cdot 16 (3.484) (9.5) \\ &= 103 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{1}{\sum \text{Resistencia de las paredes del dig.}} \\ &= \frac{1}{R_1 + R_2} = \frac{1}{\frac{r_2 \ln \left(\frac{r_1}{r}\right)}{K_{ac}} + \frac{r_2 \ln \left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{K_{fe}}} \end{aligned}$$

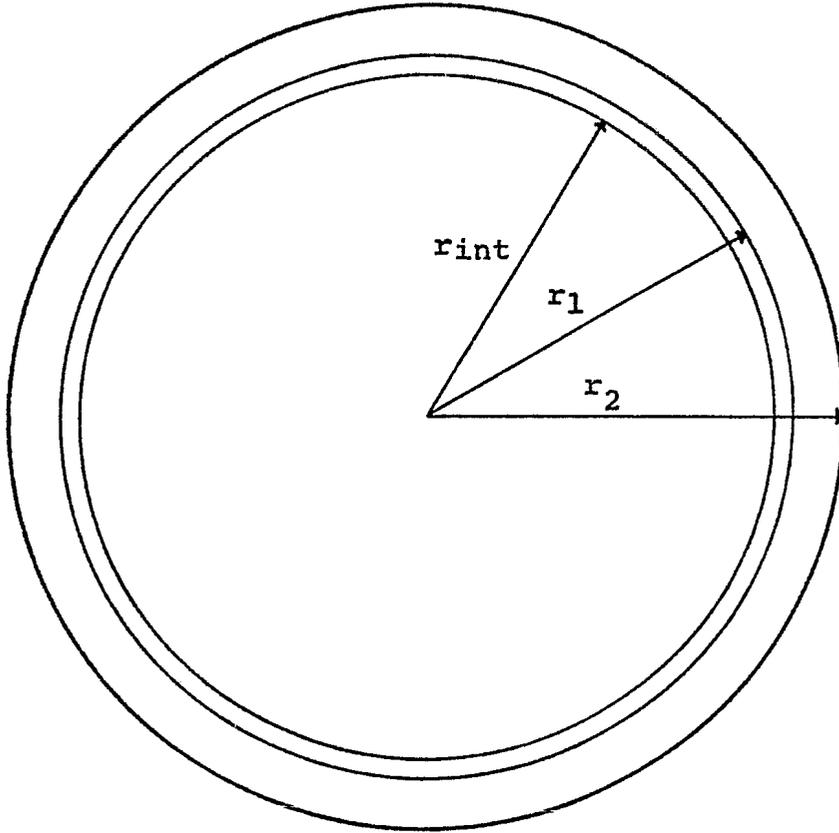


Fig. 5.1.- Paredes del cilindro sin aislamiento.

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{\frac{1.742 \operatorname{Ln} \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.8} + \frac{1.742 \operatorname{Ln} \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{159.8}} \\
 &= \frac{1}{0.0000327 + 0.000125} = \frac{1}{0.000157} \\
 &= 6341.15 \frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}
 \end{aligned}$$

$$q = 103 \text{ m}^2 \left( 6341.15 \frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}} \right) (170^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}) = 91\,439,383 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Con el objeto de disminuir las pérdidas de energía en el digestor, se aislará éste con asbesto de un espesor que se determinará a partir del radio crítico de aislamiento, además de una capa de Lámina de -- aluminio para proteger al aislante de la humedad.

$K_{\text{ASB}}$ : Coeficiente de Conductividad Térmica para el asbesto(2)

$$K_{\text{ASB}} = 0.5 \frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}$$

$K_{\text{AL}}$ : Coeficiente de Conductividad Térmica para el aluminio(1)

T ( $^\circ\text{C}$ )	K ( $\frac{\text{K J}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}$ )
100	741.56
300	828.8

Interpolando para T = 170 $^\circ\text{C}$

(2) Tabla A-2.- Apéndice III.- FRANK KREITH.- "Principios de Transferencia de Calor."

$$K_{AL} = 798.2 \frac{K J}{hr m ^\circ C}$$

Cálculo de  $h_c$  en el cilindro para obtener el radio crítico de aislamiento ( $R_c$ ).

$$D \text{ cilindro} = 3.44 \text{ m} = 11.2 \text{ f t}$$

$$L \text{ cilindro} = 9.5 \text{ m} = 31.16 \text{ f t}$$

Para el aire a  $86^\circ F$  (\*)

$$\rho = 0.071 \frac{Lb}{ft^3}$$

$$C_p = 0.24 \frac{BTU}{Lb ^\circ F}$$

$$\mu = 1.285 \times 10^3 \frac{Lb}{ft \cdot \text{seg}}$$

$$\nu = 1.8 \times 10^3 \frac{ft^2}{\text{seg}}$$

$$K = 0.0154 \frac{BTU}{hr ft ^\circ F}$$

$$Pr = 0.72$$

$$\beta = 1.79 \times 10^3 \frac{1}{^\circ F}$$

$$g = 32.2 \frac{ft}{\text{seg}}$$

---

(\*) Tabla A-3 - Apéndice III - FRANK KREITH.- "Principios de Transferencia de Calor."

$$\frac{hc L}{K_f} = 0.13 \left[ X \right]^{1/3} = 0.13 \left[ \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{2} \left( \frac{C_p \mu}{K} \right) \right]^{1/3} (**)$$

Para  $X$  de  $10^9$  a  $10^{12}$   $hc = 0.19 \Delta T^{1/3}$

Para  $X$  de  $10^9$  a  $10^4$   $hc = 0.29 \left( \frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4}$

Sustituyendo valores:

$$\frac{hc L}{K_f} = 0.13 \left[ \frac{(31.16)^3 (0.071)^2 (32.2) (1.79 \times 10^3) (338-86)(72\ 093\ 506)}{(1.235 \times 10^3)^2} \right]^{1/3}$$

$$\frac{hc L}{K_f} = 0.13 \left[ \frac{(30254.66) (0.005041) (32.2) (1790) (252)(72093506)}{1651225} \right]^{1/3}$$

$$\frac{hc L}{K_f} = 0.13 \left[ 9.67 \times 10^{10} \right]^{1/3}$$

$$X = 9.67 \times 10^{10} \Rightarrow hc = 0.19 \Delta T^{1/3}$$

$$hc = 0.19 (252)^{1/3}$$

$$hc = 1.2 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{f}} \times 18.9$$

$$hc = 22.72 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

(\*\*) HEAT TRANSMISSION - SILLIAM H Mc ADAMS.

Radio Crítico de aislamiento (  $R_c$  )

$$R_c = \frac{k_{ASB}}{hc}$$

$$R_c = \frac{0.5 \frac{K J}{hr m \text{ } ^\circ C}}{22.72 \frac{K J}{hr m^2 \text{ } ^\circ C}}$$

$$R_c = 0.022 \text{ m}$$

Se debe cumplir que:

Radio de aislamiento  $\geq$  Radio crítico

Para calcular el espesor del aislante se toma como temperatura exterior la temperatura de 30°C para evitar posibles quemaduras de los operadores o personas que trabajen en el área de proceso, y la capa de aluminio de 0.002 m tiene como finalidad recubrir el aislamiento para protegerlo de la humedad ocasionada por la lluvia.

Con el propósito de analizar la transferencia de calor a través de las paredes del digestor, se efectuarán varios cálculos con diferentes espesores de aislamiento. (Fig. 5-2)

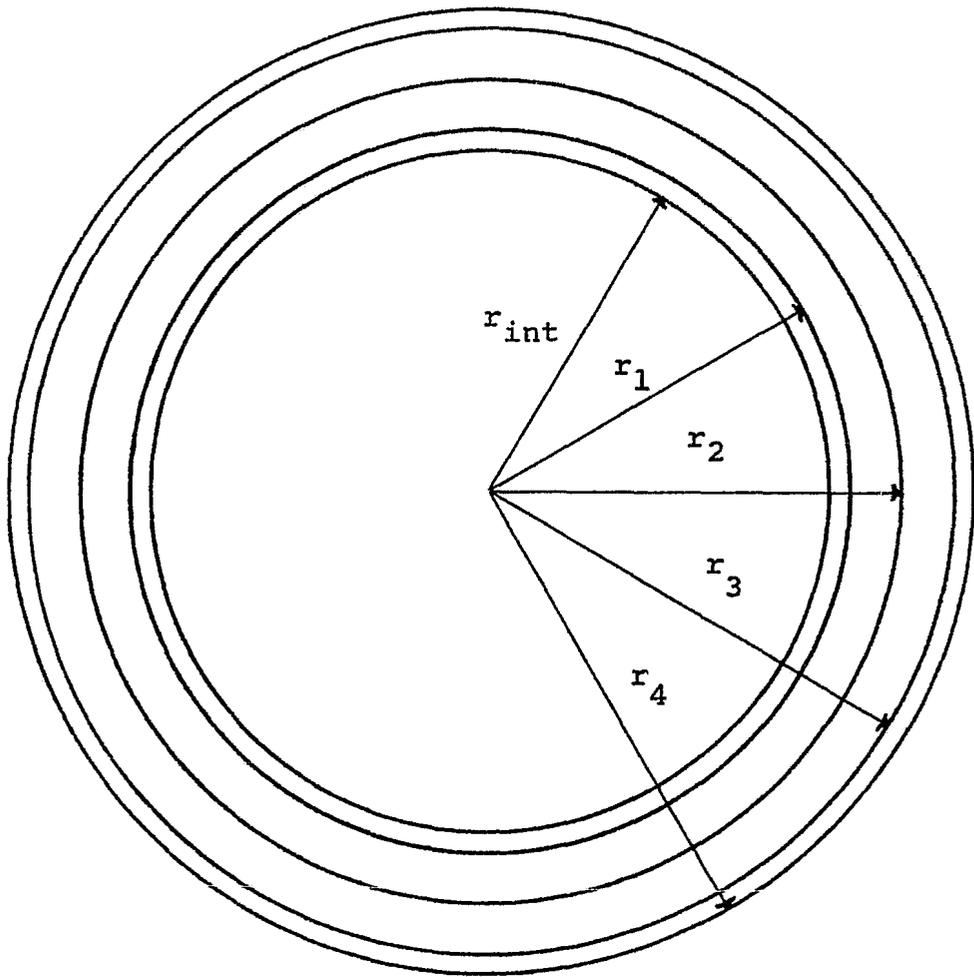


Fig. 5.2.- Paredes del cilindro con aislamiento.

Cálculo de la pérdida de calor con una capa de aislamiento de 0.025 m.

$$r = 1.72 \text{ m}$$

$$r_1 = 1.722 \text{ m (espesor acero = 0.002 m)}$$

$$r_2 = 1.742 \text{ m (espesor hierro = 0.02 m)}$$

$$r_3 = 1.767 \text{ m (espesor asbesto = 0.025 m)}$$

$$r_4 = 1.769 \text{ m (espesor aluminio = 0.002 m)}$$

$$A = \pi D_e L = 3.1416 (3.538) (9.5) \\ = 105.74 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{R_{ac} + R_{fe} + R_{asb} + R_{al}}$$

$$R_{ac} = \text{Resistencia del acero} = \frac{r_4 \ln \left( \frac{r_1}{r} \right)}{K_{ac}} = \frac{1.769 \ln \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.81} = \\ 0.0000332 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{fe} = \text{Resistencia del fierro} = \frac{r_4 \ln \left( \frac{r_2}{r_1} \right)}{K_{fe}} = \frac{1.769 \ln \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{159.8} = \\ 0.000127 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{asb} = \text{Resistencia del asbesto} = \frac{r_4 \ln \left( \frac{r_3}{r_2} \right)}{K_{asb}} = \frac{1.769 \ln \left( \frac{1.767}{1.742} \right)}{0.5} = \\ 0.0466 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$Ra1 = \text{Resistencia del aluminio} = \frac{r4 \ln \left( \frac{r4}{r3} \right)}{Ka1} = \frac{1.769 \ln \left( \frac{1.769}{1.767} \right)}{798.2} =$$

$$0.000002 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = 0.0467 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{0.0467} = 21.38 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$q = A U \Delta T$$

$$= 105.74 \text{ m}^2 \left( 21.38 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$q = 316,500.96 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}}$$

Pérdida de energía con una capa de aislamiento de 0.05 m

$$r = 1.72 \text{ m}$$

$$r1 = 1.722 \text{ m (espesor acero = 0.002 m)}$$

$$r2 = 1.742 \text{ m (espesor hierro = 0.02 m)}$$

$$r3 = 1.792 \text{ m (espesor asbesto = 0.05 m)}$$

$$r4 = 1.794 \text{ m (espesor aluminio = 0.002 m)}$$

$$A = \pi D_e L = 3.1416 (3.588) (9.5) = 107.08 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{R_{ac} + R_{fe} + R_{asb} + R_{al}}$$

$$R_{ac} = \frac{1.794 \ln \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.8} = 0.000033 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{fe} = \frac{1.794 \ln \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{154.8} = 0.000128 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{asb} = \frac{1.794 \ln \left( \frac{1.792}{1.742} \right)}{0.5} = 0.10062 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{al} = \frac{1.794 \ln \left( \frac{1.794}{1.792} \right)}{1.792} = 0.000002 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = 0.100783 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\Sigma R} = \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$q = A U \Delta T$$

$$= 107.08 \text{ m}^2 \left( 9.22 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C})$$

$$q = 148,712.7 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}}$$

Pérdida de energía con una capa de aislamiento de 0.075 m

$$r = 1.72 \text{ m}$$

$$r_1 = 1.722 \text{ m (espesor acero = 0.002 m)}$$

$$r_2 = 1.742 \text{ m (espesor hierro = 0.02 m)}$$

$$r_3 = 1.817 \text{ m (espesor asbesto = 0.075m)}$$

$$r_4 = 1.819 \text{ m (espesor aluminio= 0.002m)}$$

$$A = \pi D_e L = 3.1416 (3.638) (9.5) = 108.57 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{R_{ac} + R_{fe} + R_{asb} + R_{al}}$$

$$R_{ac} = \frac{1.819 \text{ Ln} \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.8} = 0.000034 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{fe} = \frac{1.819 \text{ Ln} \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{159.8} = 0.000131 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{asb} = \frac{1.819 \text{ Ln} \left( \frac{1.817}{1.742} \right)}{0.5} = 0.15325 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{al} = \frac{1.819 \text{ Ln} \left( \frac{1.819}{1.817} \right)}{798.2} = 0.000002 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = 0.1534 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\Sigma R} = 6.51 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$q = U A \Delta T = 108.57 \text{ m}^2 \left( 6.51 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C})$$

$$q = 98,950.69 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Pérdida de energía con una capa de aislamiento de 0.1 m

$$r = 1.72 \text{ m}$$

$$r_1 = 1.722 \text{ m (espesor acero = 0.002 m)}$$

$$r_2 = 1.742 \text{ m (espesor hierro= 0.02 m)}$$

$$r_3 = 1.842 \text{ m (espesor asbesto = 0.1 m)}$$

$$r_4 = 1.844 \text{ m (espesor aluminio= 0.002 m)}$$

$$A = \pi D_e L = 3.1416 (3.688) (9.5) = 110.06 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{R_{ac} + R_{fe} + R_{asb} + R_{al}}$$

$$R_{ac} = \frac{1.844 \text{ Ln} \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.8} = 0.000034 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{fe} = \frac{1.844 \text{ Ln} \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{159.8} = 0.000133 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{asb} = \frac{1.844 \text{ Ln} \left( \frac{1.842}{1.742} \right)}{0.5} = 0.20585 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{al} = \frac{1.844 \text{ Ln} \left( \frac{1.844}{1.842} \right)}{798.2} = 0.000002 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = 0.2060 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\Sigma R} = 485 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$q = A U \Delta T = 110.06 \text{ m}^2 (485 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}) (140^\circ\text{C})$$

$$q = 74,730.65 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Pérdida de energía con una capa de aislamiento de 0.25 m

$$r = 1.72 \text{ m}$$

$$r_1 = 1.722 \text{ m (espesor acero = 0.002 m)}$$

$$r_2 = 1.742 \text{ m (espesor hierro = 0.02 m)}$$

$$r_3 = 1.992 \text{ m (espesor asbesto = 0.25 m)}$$

$$r_4 = 1.994 \text{ m (espesor aluminio = 0.002 m)}$$

$$A = \widehat{r} \text{ De L} = 3.1416 (3.988) (9.5) = 119.02 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{R_{ac} + R_{fe} + R_{asb} + R_{al}}$$

$$R_{ac} = \frac{1.994 \text{ Ln} \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.8} = 0.0000374 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{fe} = \frac{1.994 \text{ Ln} \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{159.8} = 0.000143 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{asb} = \frac{1.994 \text{ Ln} \left( \frac{1.992}{1.742} \right)}{0.5} = 0.5348 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{al} = \frac{1.994 \text{ Ln} \left( \frac{1.994}{1.992} \right)}{798.2} = 0.000002 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = 0.5349 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\sum R} = 1.86 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$q = A U \Delta T$$

$$= 119.02 \text{ m}^2 \left( 1.86 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C})$$

$$q = 30,992.8 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Pérdida de energía con una capa de aislamiento de 0.5 m

$$r = 1.72 \text{ m}$$

$$r_1 = 1.722 \text{ m (espesor acero = 0.002 m)}$$

$$r_2 = 1.742 \text{ m (espesor hierro = 0.02 m)}$$

$$r_3 = 2.242 \text{ m (espesor asbesto = 0.5 m)}$$

$$r_4 = 2.244 \text{ m (espesor aluminio= 0.002 m)}$$

$$A = \pi D_e L = 3.1415 (4.488) (9.5) = 133.94 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{R_{ac} + R_{fe} + R_{asb} + R_{al}}$$

$$R_{ac} = \frac{2.244 \text{ Ln} \left( \frac{1.722}{1.72} \right)}{61.8} = 0.000042 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{fe} = \frac{2.244 \text{ Ln} \left( \frac{1.742}{1.722} \right)}{159.8} = 0.000161 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{asb} = \frac{2.244 \ln \left( \frac{2.242}{1.742} \right)}{0.5} = 1.13226 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_{al} = \frac{2.244 \ln \left( \frac{2.244}{2.242} \right)}{798.2} = 0.000002 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = 1.132 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\Sigma R} = 0.88 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$q = A U \Delta T$$

$$= 133.94 \text{ m}^2 \left( 0.88 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C})$$

$$q = 16,501.4 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Los resultados obtenidos para cada uno de los diferentes espesores en la capa de aislamiento, serán tabulados y representados en una gráfica para analizarlos de tal manera que se pueda determinar el espesor de aislamiento más adecuado. (Fig. 5-3)

De la gráfica se puede observar lo siguiente:

Para un espesor de aislamiento de 0.025 m la pérdida de calor disminuye, pero aún se tienen pérdidas de calor considerables. Al aumentar la capa de aislamiento a 0.050 m se tiene una reducción en la pérdida de energía en aproximadamente un 50% con relación a la capa de 0.025m

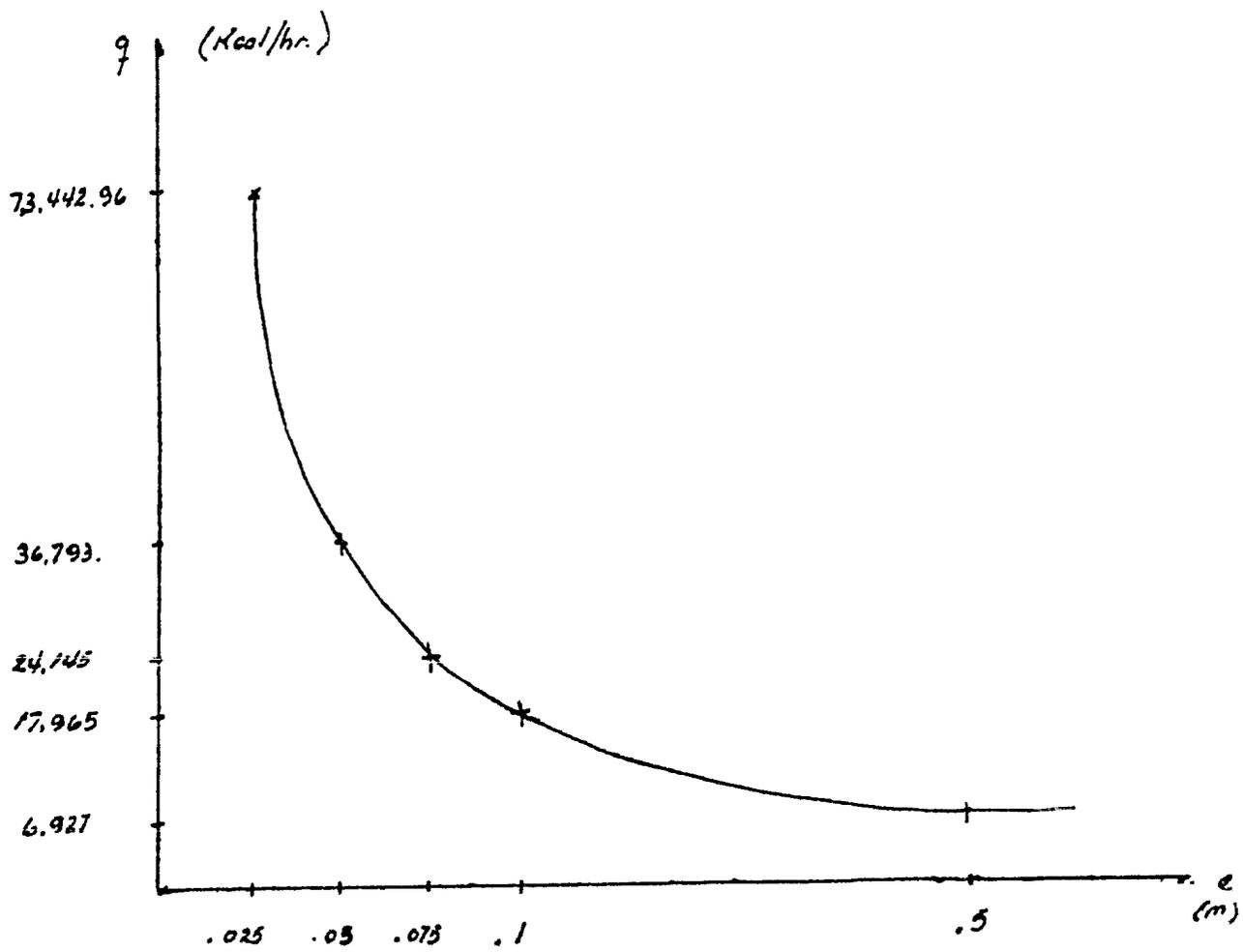


Fig. 5-3

Si se sigue aumentando la capa de aislamiento se reducen también las pérdidas de energía, pero en menor porcentaje, además, implica un mayor costo de fabricación por el área que se debe recubrir.

Por lo tanto, una capa de aislamiento de 0.05 m produce una -- disminución en pérdidas suficiente para asegurar que se tiene la temperatura exterior indicada y con un bajo costo de fabricación.

Resumiendo: El digestor quedará constituido por placas de los siguientes materiales, espesores y radios especificados en la tabla:

	$k \left( \frac{K J}{hr m ^\circ C} \right)$	$e ( m )$	$r ( m )$
Acero inoxidable 304	61.8	0.002	1.722
Acero dulce	159.8	0.02	1.742
Asbesto	0.5	0.05	1.792
Aluminio	798.2	0.002	1.794

Entonces la pérdida de energía para la sección cilíndrica se -- tomará con un espesor de aislamiento = 0.05 m

$$q_{\text{cilindro}} = 148,712.7 \frac{K J}{hr}$$

Cálculo de la pérdida de energía en la parte cónica truncada.

Haciendo uso de la siguiente expresión:

$$q = Ae U \Delta T$$

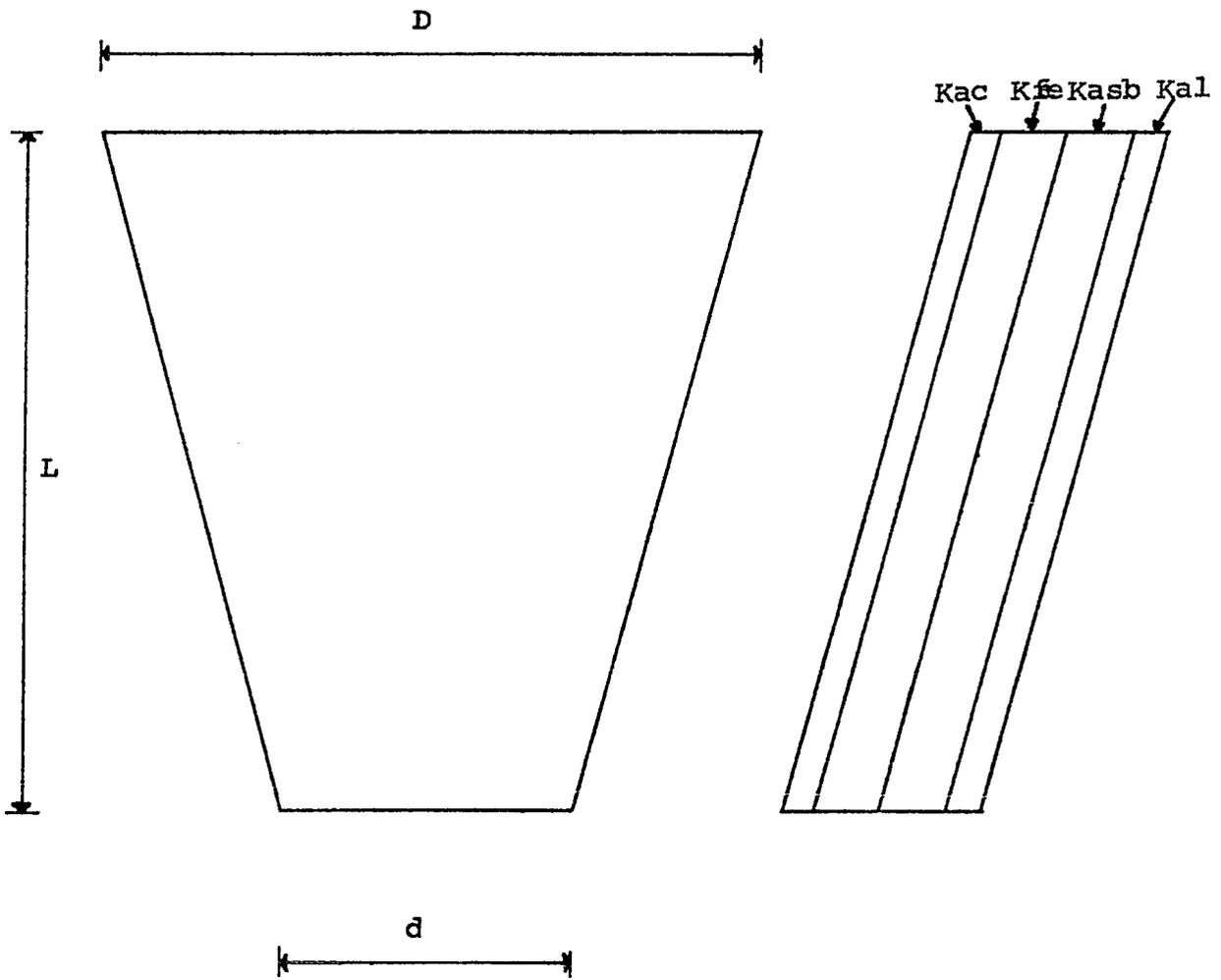


Fig. 5.4.- Dimensiones de la sección cónica truncada.

De la Fig. 5-4

$$\begin{aligned} A_e &= \pi L (R + r) \\ &= 3.1416 (4.2) (1.72 + 0.127) \\ &= 24.37 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

La parte cónica truncada está constituida por los mismos materiales y espesores que la parte cilíndrica, por lo que  $U$  que está en función de los radios tendrá el mismo valor

$$U = 9.92 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Entonces la pérdida de energía en el cono truncado es:

$$\begin{aligned} q_{\text{cono truncado}} &= q_{ct} = 24.37 \text{ m}^2 \left( 9.92 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C}) \\ &= q_{ct} = 33,845. \frac{\text{K J}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

Cálculo de la pérdida de energía en el casquete toriesférico.

El área de la superficie tomada de la tabla No. 3 del PRESSURE VESSEL (pág. 375) indica que para:

D (m)	A (m <sup>2</sup> )
3.35	10.35
3.5	11.28

En el caso del digestor mencionado se tiene  $D = 3.42$  m por lo que interpolando:

$$A = 10.85 \text{ m}^2$$

Al igual que la parte cilíndrica y cónica truncada, el casquete toriesférico (Fig. 5-5) estará formado por los mismos materiales y espesores, por lo que  $U$  tiene el mismo valor que en los casos anteriores.

$$U = 9.92 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

y la pérdida correspondiente a esta sección

$$\begin{aligned} q_{\text{casquete toriesférico}} &= q_{\text{ctor}} = A U \Delta T \\ &= 10.85 \text{ m}^2 \left( 9.92 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C}) \\ &= q_{\text{casq. tor.}} = 15,068.5 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

La pérdida de energía en forma de calor que se presenta en el digestor será igual a la suma total de las pérdidas en las tres secciones.

$$\begin{aligned} q_{\text{digestor}} &= q_{\text{cilindro}} + q_{\text{cono truncado}} + q_{\text{casquete toriesférico}} \\ &= 148,712.7 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} + 33,845 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} + 15,068.5 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

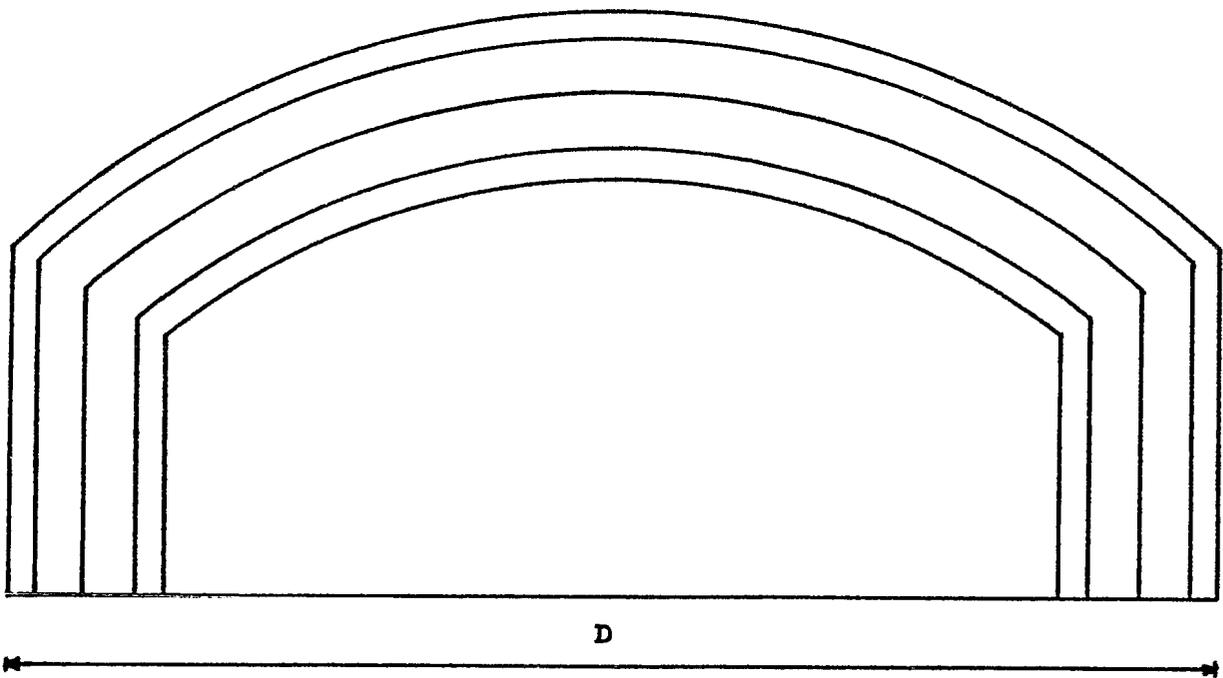


Fig. 5.5.- Dimensiones de la sección toriesférica.

$$q \text{ digestor} = 197,626.2 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Para llevar a cabo el proceso de cocción es necesario mantener la fuente de energía durante aproximadamente 2.5 hrs. a la temperatura - de cocimiento.

Por lo tanto:

$$q \text{ dig.} = 197,626.2 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} (2.5 \text{ hr}) = 494,065.5 \text{ K J}$$

$$q \text{ digestor} = 494,065.5 \text{ K J}$$

#### B) PERDIDAS DE ENERGIA EN TUBERIAS.

Las pérdidas de energía en la tubería por la que circula el licor negro, se deben principalmente a la conducción a través de las paredes y a la convección que existe entre la pared interna de la tubería y el fluido en movimiento. Esta situación se presenta en la sección de tubería comprendida entre el cambiador de calor y el digestor. (Fig. 5-6)

Para el cálculo de las pérdidas en tuberías se tomarán los siguientes datos (\*) de la siguiente tabla:

---

(\*) Manual Universal de la Técnica Mecánica.- OBERG - JONES.

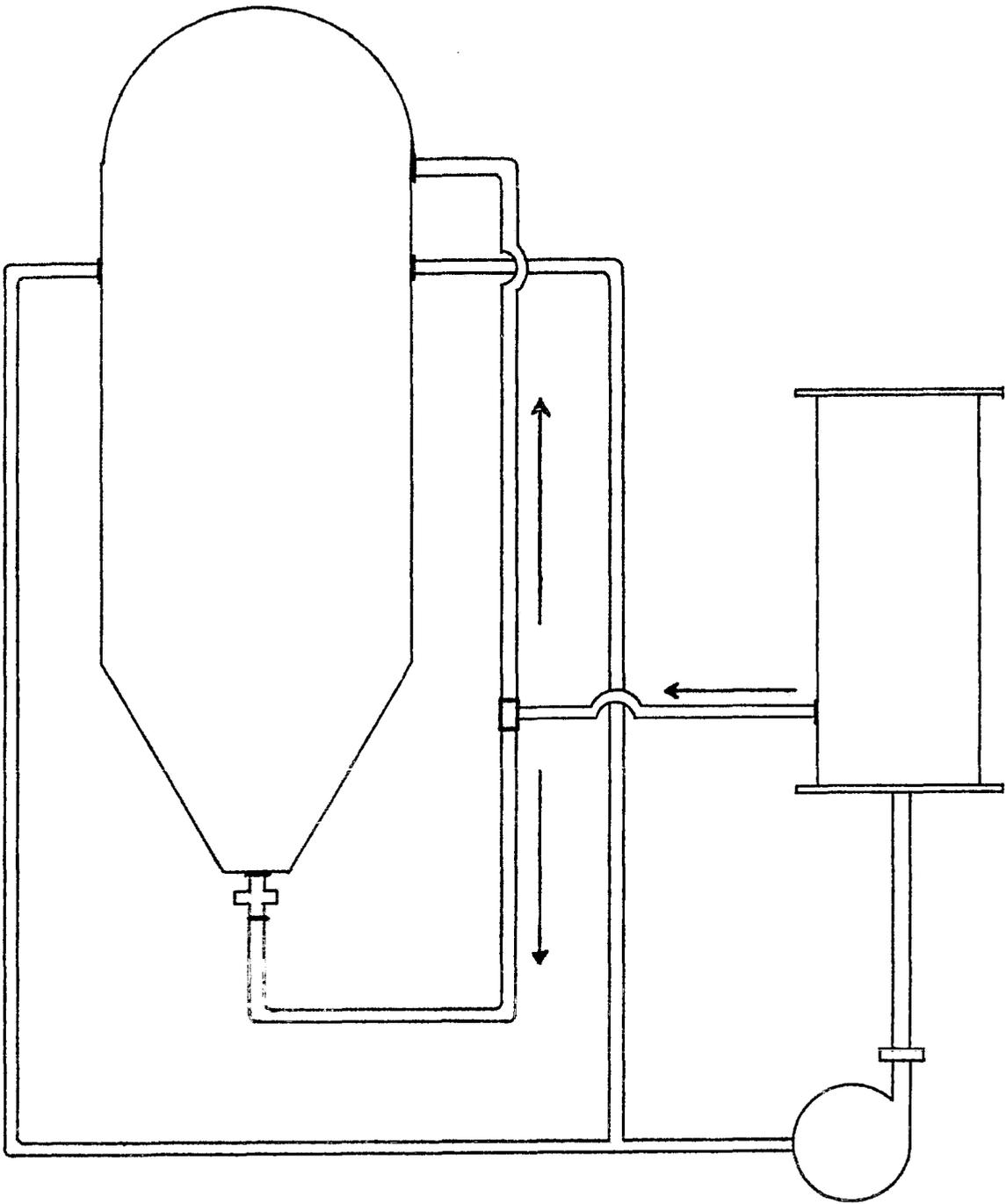


Fig. 5.6.- Pérdidas de energía en las tuberías de recirculación.

DIMENSIONES DE TUBERIAS SOLDADAS Y SIN COSTURA DE ACERO CED. 40  
(ASA - B-36-1)

diámetro interior nominal		diámetro exterior	espesor
(pulg.)	(m)	(m)	(m)
8	0.2032	.219	.00817
6	0.1524	.158	.00711

A la salida del cambiador de calor se tiene una tubería de 8" (0.2032 m) de diámetro interior, con una longitud de 5m después de lo - cual se divide en dos secciones, una que continúa con el mismo diámetro sólo que con una longitud de 11 m y otra que tiene un diámetro de 6" --- (0.1524 m) de diámetro interior y longitud de 4 m.

Analizando cada tramo de tubería para encontrar las pérdidas de energía mediante el uso de la siguiente expresión:

$$q = A_e U \Delta T$$

se tomará primeramente, la de 8" (0.2032 m) de diámetro interior con una longitud de 5 m

$$\begin{aligned} A_e &= \pi D_i L \\ &= 3.1416 (0.219 \text{ m}) (5\text{m}) \\ A_e &= 3.44 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$U = \frac{1}{\sum R}$$

Para el cálculo de este coeficiente (U), se deben conocer los materiales que conforman la tubería, así como sus espesores, con lo que se conocerán los radios que van del centro hacia el exterior de la tubería, (tomando como base el radio de la tubería  $r_1 = 0.1016$  m).

Dichos materiales con sus respectivos radios son:

Radio hasta el espesor de la tubería :  $r_2 = 0.1096$  m  
 radio hasta el aislante :  $r_3 = 0.1596$  m  
 radio hasta el aluminio :  $r_4 = 0.1616$  m

Con estos datos se pueden obtener las resistencias de cada pared, a excepción de una que está en función del coeficiente de convección térmica ( $h_c$ ), la cual se determina de la siguiente manera:

Primero se obtienen el No. de Prandtl y el No. de Reynolds.

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

donde:  $C_p$  = calor específico del licor negro =  $3.8 \frac{K J}{kg ^\circ C}$  (\*)

---

(\*) Datos obtenidos en el Laboratorio de "Celulosa del Pacífico S.A. de C.V."

$\mu$  = viscosidad dinámica = viscosidad cinemática X -  
densidad del licor negro.

$$\mu = 6.8585 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}} \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) = 6.8585 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{m-seg}}$$

(\*) K = coeficiente de conductividad térmica del licor  
negro =

$$= 0.000682 \frac{\text{K J}}{\text{seg m } ^\circ\text{C}}$$

Sustituyendo valores:

$$Pr = \frac{(3.8 \frac{\text{K J}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}) (6.8585 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{m-seg}})}{0.000682 \frac{\text{K J}}{\text{seg m } ^\circ\text{C}}} = 38.21$$

y con el No. de Reynolds =  $9.6058 \times 10^5$  (dato obtenido en el  
capítulo de diseño de tubería).

Obtenemos el valor de la relación

$$\frac{h D}{K} = 7 \times 10^2 \quad (**)$$

Despejando h

$$h = \frac{7 \times 10^2}{D} K = \frac{(7 \times 10^2) (0.000682 \frac{\text{K J}}{\text{seg m } ^\circ\text{C}}) (3600)}{0.2032 \text{ m}} = 8457 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

(\*) Datos obtenidos en el Laboratorio de "Celulosa del Pacífico, S.A.  
de C.V."

(\*\*) Transferencia de Calor.- WILLIAM H. Mc ADAMS.- Pág. 233.

$$R_h = \frac{r_4}{r_1 h} = \frac{0.1616}{0.1016(8457)} = 1.88 \times 10^{-5} \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_1 = \frac{r_4 \text{Ln} \left( \frac{r_2}{r_1} \right)}{K_{ac}} = \frac{0.1616 \text{Ln} \left( \frac{0.1096}{0.1016} \right)}{61.8} = 1.98 \times 10^{-4} \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_2 = \frac{r_4 \text{Ln} \left( \frac{r_3}{r_2} \right)}{K_{asb}} = \frac{0.1616 \text{Ln} \left( \frac{0.1596}{0.1096} \right)}{0.5} = 0.121 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_3 = \frac{r_4 \text{Ln} \left( \frac{r_4}{r_3} \right)}{K_{al}} = \frac{0.1616 \text{Ln} \left( \frac{0.1616}{0.1596} \right)}{798.2} = 2.52 \times 10^{-6} \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\Sigma R = R_h + R_1 + R_2 + R_3 = 0.1212 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\Sigma R} = 8.24 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

y  $\Delta T$  = Temp. interior de la tubería - Temp. exterior =  $170^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}$   
 =  $140^\circ\text{C}$

Por lo tanto la pérdida de energía en ese tramo de tubería será:

$$q = A_e U \Delta T$$

$$= 3.44 \text{ m}^2 \left( 8.24 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140^\circ\text{C})$$

$$q = 3,968 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

En el siguiente tramo de tubería con el mismo diámetro pero - una longitud de 11 m, siguiendo el mismo procedimiento que en el caso - anterior se tiene:

$$Pr = 38.21$$

$$Re = 7.25 \times 10^5$$

$$\frac{hD}{K} = 9.5 \times 10^2$$

despejando h:

$$h = \frac{(9.5 \times 10^2)(0.000682 \frac{K J}{seg m^{\circ}C}) (3600 seg)}{0.2032 m} = 11,478.5 \frac{K J}{hr m^2 \circ C}$$

Asimismo:

$$Rh = \frac{r^4}{r_1 h} = \frac{0.1616}{0.1016 (11,478.5)} = 1.385 \times 10^{-4} \frac{hr m^2 \circ C}{K J}$$

Por tratarse de una tubería del mismo diámetro que la anterior, las resistencias restantes son iguales, por lo tanto:

$$\Sigma R = 0.1213 \frac{hr m^2 \circ C}{K J}$$

$$U = \frac{1}{\Sigma R} = 0.24 \frac{K J}{hr m^2 \circ C}$$

Además:

$$A_e = \pi D_e L = 3.1416 (0.219 \text{ m}) (11 \text{ m})$$

$$A_e = 7.56 \text{ m}^2$$

$$\Delta T = 170 \text{ }^\circ\text{C} - 30 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$$

Entonces las pérdidas en esta sección de tubería son:

$$q = A_e U \Delta T$$

$$= 7.56 \text{ m}^2 \left( 8.24 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}} \right) (140 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$q = 8,721 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Por último existe un tramo de tubería con un diámetro interior de 6" (0.1524 m) y una longitud de 4 m.

Efectuando el mismo procedimiento que en los dos anteriores

$$h = 7,287 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

Como esta sección tiene diámetro diferente a las otras, los radios varían, quedando de la siguiente manera:

$$r_1 = 0.076 \text{ m (radio interior nominal)}$$

$$r_2 = 0.083 \text{ m (radio hasta el espesor de la tubería)}$$

$$r_3 = 0.133 \text{ m (radio hasta el aislante)}$$

$$r_4 = 0.135 \text{ m (radio hasta el aluminio)}$$

Por lo tanto:

$$R_h = \frac{r_4}{r_1 h} = \frac{0.135}{0.076 (7287)} = 2.43 \times 10^{-4} \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_1 = \frac{r_4 \text{Ln} \left( \frac{r_2}{r_1} \right)}{Kac} = \frac{0.135 \text{Ln} \left( \frac{0.083}{0.076} \right)}{61.8} = 1.92 \times 10^{-4} \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_2 = \frac{r_4 \text{Ln} \left( \frac{r_3}{r_2} \right)}{Kasb} = \frac{0.135 \text{Ln} \left( \frac{0.133}{0.083} \right)}{0.5} = 0.1273 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$R_3 = \frac{r_4 \text{Ln} \left( \frac{r_4}{r_3} \right)}{Ka1} = \frac{0.135 \text{Ln} \left( \frac{0.135}{0.133} \right)}{798.2} = 2.52 \times 10^{-6} \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$\underline{\Sigma R} = 0.1277 \frac{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{K J}}$$

$$U = \frac{1}{\underline{\Sigma R}} = 7.82 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$A_e = \pi De L = 3.1416 (0.1682 \text{ m}) (4 \text{ m})$$

$$A_e = 2.113 \text{ m}^2$$

$$\Delta T = 170 \text{ } ^\circ\text{C} - 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Por lo que las pérdidas en esta última sección de tubería resultan:

$$q = A_e U \Delta T = 2.113 \text{ m}^2 \left( 7.82 \frac{\text{K J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (140 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$q = 2,313.3 \frac{\text{K J}}{\text{hr}}$$

Ahora, sumando las pérdidas de las tres secciones de tubería dará como resultado la pérdida total en tuberías.

$$\begin{aligned} q \text{ pérdidas en tuberías} &= 3,968 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}} + 8,721 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}} + 2,313.2 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} = \\ &= 15,002.3 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

Por requisito del proceso se mantiene la fuente de energía durante -- aproximadamente 2.5 hrs. a la temperatura de cocción.

$$q \text{ tuberías} = 15,002.3 \frac{\text{K J}}{\text{hr}} (2.5 \text{ hr}) =$$

$$q \text{ tuberías} = 37,505.75 \text{ K J}$$

Sumando las pérdidas de energía en el digestor más las pérdi-- das de energía en las tuberías dan como resultados las pérdidas por con-- ducción Q6.

$$Q_6 = q \text{ digestor} + q \text{ tuberías}$$

$$= 494,065.5 \text{ KJ} + 37,505.75 \text{ K J}$$

$$Q_6 = 531,571.25 \text{ K J}$$

Finalmente, sumando las pérdidas de energía debido a los mate-- riales  $Q_{c1-5}$  y las pérdidas por conducción se determina la cantidad de -- energía total en forma de calor que se debe suministrar en el proceso.

$$Q \text{ total} = Q_{(1-5)} + Q_6$$

$$= 43'918,072 \text{ K J} + 531,571.25 \text{ K J}$$

$$Q \text{ Total} = 44'449,643.25 \text{ K J}$$

Resultado que será de gran importancia para el diseño del intercambiador de calor.

B I B L I O G R A F I A

- Principios de Transferencia de Calor  
Frank Kreith
  
- Heat Transmission  
William H. Mc Adams
  
- Manual Universal de la Técnica Mecánica  
Oberg -

## CAPITULO 6

### DISEÑO Y SELECCION DEL CAMBIADOR DE CALOR

#### I. INTRODUCCION

#### II. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR

#### III. CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

#### IV. ARREGLO DE LOS TUBOS

## DISEÑO Y SELECCION DEL CAMBIADOR DE CALOR

### I. Introducción.

Un cambiador de calor es un dispositivo que efectúa la transferencia del calor de un fluido a otro. El tipo más sencillo, es un recipiente en el cual se mezclan directamente un fluido caliente y otro frío.

En tal sistema, ambos fluidos alcanzarán la misma temperatura final, y la cantidad de calor transferida puede calcularse igualando la energía perdida por el fluido más caliente con la energía ganada por el fluido más frío. Los calentadores abiertos de agua potable, los desrecalentadores y enfriadores, y los inyectores de condensación son ejemplos de equipo de transferencia de calor que emplea la mezcla directa de fluidos.

Sin embargo, son más comunes los cambiadores de calor en los cuales un fluido está separado del otro por una pared o división a través de la cual fluye el calor. A este tipo de cambiadores se les llama recuperadores, existen muchas modalidades de tales equipos, desde un simple tubo doble concéntrico (un tubo dentro de otro) con algunos pies cuadrados de superficie para la transferencia de calor hasta complicados condensadores de superficie y evaporadores con muchos miles de pies cuadrados de superficie. Entre estos extremos hay un extenso surtido de cam

biadores comunes de coraza y tubo.

Estas unidades se usan ampliamente, porque pueden construirse con grandes superficies de transferencia de calor en un volumen relativamente pequeño, pueden fabricarse de aleaciones resistentes a la corrosión, y son idóneos para calentar, enfriar, evaporar o condensar toda clase de fluidos.

El diseño completo de un cambiador de calor, puede descomponerse en tres fases principales:

- 1.- Análisis térmico
- 2.- Diseño mecánico preliminar
- 3.- Diseño para su construcción.

El análisis térmico se ocupa primordialmente del cálculo del área de superficie necesaria para transferir calor a una velocidad específica a determinados niveles dados de flujo y temperatura de los fluidos.

El diseño mecánico obliga a considerar las temperaturas y presiones de operación, las características de corrosión de uno o ambos fluidos, las expansiones térmicas relativas a los esfuerzos térmicos -- que la acompañan y la relación del cambiador de calor con otro equipo -- que intervenga.

El diseño para la fabricación exige traducir las característi

cas y dimensiones físicas a una unidad que pueda construirse a bajo costo. Es preciso hacer la selección de materiales, acabados y cubiertas, - elegir el dispositivo mecánico óptimo y especificar los procedimientos - de fabricación.

Casi todo cambiador requiere cierto grado de diseño técnico es pecial, pero si las condiciones del servicio lo permiten el empleo de -- cambiadores contruidos de acuerdo con líneas estándar economiza dinero.- Por lo tanto, a menudo se pide al ingeniero encargado de instalar cambiado res en plantas de potencia y en equipos de proceso, que seleccione la unidad adecuada para una aplicación en particular.

En cuanto al costo inicial del equipo, este debe equilibrarse con factores tales como su vida útil, facilidad de limpieza y espacio -- que ocupa. También es importante cumplir las exigencias de los códigos - de seguridad, para lo cual deben consultarse las normas respectivas.

## II. Diseño del cambiador de calor.

Para su diseño se harán las siguientes consideraciones:

- 1.- Se tendrá en cuenta que el fluido a recircular será licor negro (den tro de los tubos).
- 2.- Dicho fluido será impulsado por una bomba cuya capacidad es de 3300- gal/min.
- 3 - Por el lado de la coraza se tendrá vapor a una presión de 200 lb/--- pulg<sup>2</sup> (381.79°F) = 1378952 N/m<sup>2</sup> (194.32°C). Y cuya fuente de suministr

tro es una caldera.

Uno de los puntos fundamentales a calcular es el del número - de tubos que llevará el cambiador de calor; por lo que los cálculos subsecuentes estarán encaminados a lograr dicho número.

Como la cantidad de calor necesaria para llevar a cabo a la - reacción química considerada en el digestor es:

$$Q = 10640080.71 \text{ Kcal.} = 42\,222\,542.50 \text{ BTU}$$

y dado que el proceso requiere 2.5 Hrs. el flujo de calor será:

$$Q = \frac{42\,222\,542.50 \text{ BTU}}{2.5 \text{ hrs.}} = 16\,889\,015.87 \text{ BTU/Hr} = \\ = 4\,949\,663.88 \text{ Watts.}$$

En base a este resultado se calculará la temperatura del licor negro a la entrada y a la salida del cambiador, para esto se tomará como base la siguiente ecuación:

$$Q = W C_p \Delta t \quad \text{donde:}$$

Q : Flujo de calor

W : Es el gasto masa, el cual se calcula de la siguiente manera:

Si  $1 \text{ gr/cm}^3 = 8.35 \text{ lb/gal}$  y el gasto del licor negro al cambiador es de 3300 gal/min, entonces;

$$W = 3300 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 8.35 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} \times 60 = 1\,653\,000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$C_p$  : Calor específico del licor negro (0.91 BTU/lb°F) =

$\Delta t$  : Diferencia de temperatura.

Despejando  $\Delta t$  de la ecuación en cuestión y sustituyendo los valores anteriores:

$$\Delta t = \frac{Q}{W C_p} = \frac{16\,889\,015.87 \text{ BTU/Hr}}{(1\,653\,300 \text{ lb/Hr}) (0.91 \text{ BTU/lb°F})} = \frac{16\,889\,015.87}{1\,504\,503}$$

$$= 11.22^\circ\text{F}$$

Ahora bien, como la temperatura de salida del licor negro es la temperatura de reacción equivalente a 338°F (170°C), entonces la temperatura de entrada será:

$$\Delta t = t_{\text{salida}} - t_{\text{entrada}}$$

$$t_{\text{entrada}} = t_{\text{salida}} - \Delta t = 338^\circ\text{F} - 11.22^\circ\text{F} = 326.78^\circ\text{F} = 163.76^\circ\text{C}$$

Con estos resultados y dado que la presión del vapor saturado es de 200 lb/pulg<sup>2</sup>, equivalente a una temperatura de 381.79°F (tablas de vapor), se puede calcular la diferencia media de temperatura entre el vapor y el licor negro.

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad \text{donde:}$$

$\Delta t_m$  = Diferencia media de temperatura logarítmica.

$\Delta t_1$  = Temperatura del vapor menos la temperatura de salida del licor negro del cambiador.

$$= 381.79^\circ\text{F} - 338^\circ\text{F} = 43.79^\circ\text{F} = 6.55^\circ\text{C}$$

$\Delta t_2$  = Temperatura del vapor menos la temperatura de entrada del licor negro al cambiador.

$$= 381.79^\circ\text{F} - 326.78^\circ\text{F} = 55.01^\circ\text{F} = 12.78^\circ\text{C}$$

Sustituyendo:

$$\Delta t_m = \frac{55.01 - 43.79}{2.3 \log 55.01/43.79} = \frac{11.22}{(2.3)(0.09)} = 49.09^\circ\text{F} = 9.49^\circ\text{C}$$

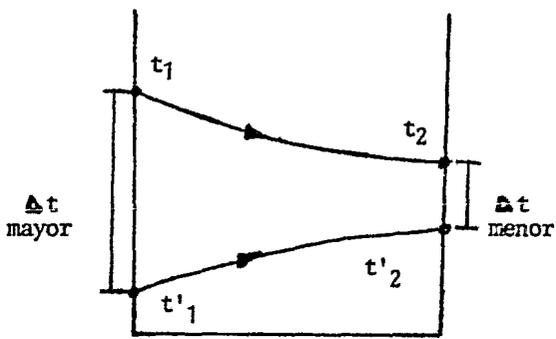
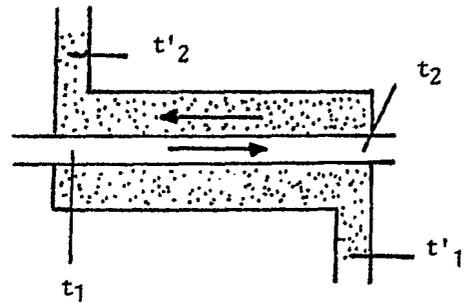
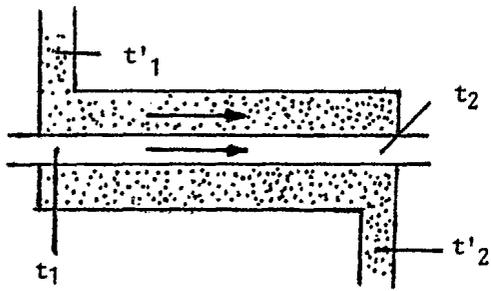
(Figura 6-1).

Como en condensadores para soluciones acuosas con menos de dos centipoises que fluyen dentro de tubos calentados con vapor de agua como fluido del blindaje, el coeficiente global de transmisión de calor tiene el siguiente valor:

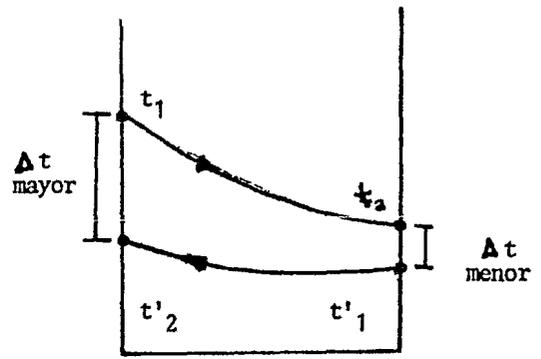
$$U = 290 \text{ BTU/Hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F} \text{ (Diseño de cambiadores de calor y} \\ = 1646.80 \frac{\text{Watts}}{\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}} \text{ envolventes, ESQUIE, IPN).}$$

Con este dato y  $\Delta t_m$  es posible calcular el área de calentamiento del cambiador con:

$$Q = A U \Delta t_m$$



Paralelo



Contra flujo

Fig: 6-1 Representación gráfica de la diferencia media de temperatura logarítmica.

Despejando A

$$A = \frac{Q}{U \Delta t_m} = \frac{16\ 889\ 015.87 \text{ BTU/Hr}}{(290 \text{ BTU/Hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}) (49.09)} = \frac{16\ 889\ 015.87}{14\ 236.10} \text{ pie}^2$$

$$= 1186.35 \text{ pie}^2 = 110.21 \text{ m}^2$$

Entonces la longitud total de calentamiento, usando tubos de 2 pulgadas de diámetro exterior será:

$$L = \frac{A}{(3.1416) (D/12)} = \frac{1186.35}{(3.1416)(0.1666 \text{ pie})} = 2266.66 \text{ pie.} = 690.87 \text{ m}$$

En estas condiciones deben usarse 138.17 tubos de 16.404 pies (5 mts) cada uno y de dos pulgadas de diámetro exterior.

Número de pasos y velocidad del licor negro dentro de los tubos.

Como no es conveniente reducir demasiado la velocidad del licor negro dentro de los tubos, ya que la velocidad de transmisión de calor por convección es mayor a velocidades altas que a velocidades bajas, se usarán dos pasos en el cambiador; de esta manera se tendrán 70 tubos por paso.

Para el caso de la velocidad, como la sección transversal interna de cada tubo de dos pulgadas calibre Birmingham BWG No. 12 es de 2.49 pulg<sup>2</sup> (diámetro interior de 1.782 pulg), entonces la velocidad del licor negro en el interior de los tubos se calcula de la siguiente mane-

ra:

$$V \frac{\text{No. tubos por paso} \times \text{Sección transversal}}{144} = \frac{\text{Gasto} \times 60}{\text{pie}^3 \times \text{seg}}$$

pero  $1 \text{ pie}^3 = 7.48 \text{ galones}$       Sustituyendo:

$$V \frac{(70)(2.49)}{144} = \frac{(3300)(60)}{(7.48)(3600)}$$

$$1.21V = 7.35$$

$$V = \frac{7.35}{1.21} = 6.07 \text{ pies/seg} = 1.85 \text{ m/seg.}$$

Las suposiciones anteriores limitarán la caída de presión en el cambiador, lo cual favorecerá las condiciones de bombeo a través de él.

Por otra parte, en este cambiador el flujo puede ser paralelo o contracorriente, puesto que el fluido que se está manejando es isotérmico.

### III. Cálculo de la caída de presión en los tubos.

Se calcula mediante la ecuación:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

donde  $\Delta P_t$  es la caída de presión en los tubos debido a la fricción

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_e s \varnothing_t} \text{ (lb/pulg}^2\text{)}$$

f : coeficiente de fricción

$G_t$  : velocidad masa (lb/Hr-pie<sup>2</sup>)

L : longitud del tubo (pies)

n : número de pasos

D : perímetro mojado (pies)

s : gravedad específica (adimensional)

$\varnothing$  : razón de viscosidad (adimensional) y

$\Delta P_r$  : es la caída de presión debida al cambio de dirección.

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'} \quad \text{donde:}$$

V : velocidad del licor negro (pie/seg)

s : gravedad específica

$g'$  : aceleración de la gravedad (pie/pulg<sup>2</sup>).

Se comenzará a calcular los términos no conocidos de  $\Delta P_t$ .

Para determinar el coeficiente de fricción debemos auxiliarnos del No. -

de Reynolds, el cual será igual a  $\frac{D_e G}{\mu}$  donde:

$$D_e = \frac{D_{ext}^2 - D_{int}^2}{D_{int}} = \frac{2^2 - 1.782^2}{1.782} = 0.462 \text{ pulg} = 0.038 \text{ pies} = 0.011 \text{ m}$$

$$G = \frac{W}{a_t} \quad \text{donde:}$$

W : gasto masa del licor negro al cambiador = 1 653 000 lb/hr

$a_t$  : área transversal de flujo para el lado de los tubos

$$a_t = \frac{(\text{No. de tubos}) (\text{Area de flujo por tubos})}{144 (\text{No. de pasos})}$$

$$a_t = \frac{(140)(3.1416 \times 1.782^2/4)}{144 \times 2} = 1.17 \text{ pies}^2 = 0.1087 \text{ m}^2$$

Por lo que  $G = \frac{1\ 653\ 000}{1.17} = 1.412\ 820 \text{ Lb/Hr-pie}^2$

$y\mu = 0.41 \text{ centipoises} \times 2.42 = 0.922 \text{ Lb/pie-Hr}$

Finalmente sustituyendo estos valores en el No. de Reynolds:

$$R_e = \frac{(0.038)(1\ 412\ 820)}{0.922} = 58\ 229$$

Con este valor se va a la gráfica 26, pág. 941 del Donald Q. Kern.  
y se obtiene el valor de  $f = 0.0002$

Razón de viscosidad.

$$\phi (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

donde  $\mu_w$  = viscosidad a la temperatura interna de los tubos (170°C) --  
con este valor, en la gráfica 14 pág. 928 del Donald Q. Kern. se obtiene -  
el valor de 0.1 centipoises = 0.242 Lb/pie-Hr por lo que:

$$\phi = (0.922/0.242)^{0.14} = 1.21$$

Con los resultados obtenidos ya se puede calcular  $\Delta P_t$

$$\Delta P_t = \frac{(0.0002)(2.0164 \times 10^{12})(16.404)(2)}{(5.22 \times 10^{10})(0.038)(1)(1.21)} = \frac{1.32}{0.24} = 5.5 \text{ Lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g} = \frac{4(2)(6.07)^2}{1(68.01)2} = \frac{315.5}{136} = 2.16 \text{ Lb/pulg}^2$$

Por lo que:

$$\Delta P_{\text{Tot. tubos}} = 5.5 + 2.16 = 7.66 \text{ Lb/pulg}^2 = 52\,813.86 \text{ N/m}^2$$

Caida de presión por el lado de la coraza.

Aplicando la misma ecuación:

$$\Delta P_{\text{coraza}} = \frac{f g_s^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_e s \theta_s}$$

Siguiendo un procedimiento análogo se tiene:

$$Re = \frac{De G}{\mu} \quad \text{donde:}$$

$$De = \frac{53^2 - 51.88^2}{51.88} = \frac{2809 - 2691.53}{51.88} = 2.26 \text{ pulg} = 0.18 \text{ pies}$$

$$G = \frac{W}{a_s}$$

$$a_s = \frac{(\text{área de coraza} - \text{área de tubos})}{144} = \frac{(2206.18 - 439.82)}{144}$$

$$a_s = 12.26 \text{ pie}^2 = 1.14 \text{ m}^2$$

$$\text{Por lo que } G = \frac{1\,653\,000}{12.26} = 134\,828.71 \text{ Lb/Hr-pie}^2$$

y  $\mu = 0.043 \text{ Lb/Hr-pie}$  ; sustituyendo en Re:

$$\text{Re} = \frac{(0.18)(134\,828.71)}{0.043} = 564\,399.25$$

$f = 0.0011$  (gráfica 29 pag. 944 Donald Q. Kern)

$$\phi = (\mu / \mu_w)^{0.14}$$

$\mu_w =$  viscosidad a la temperatura del vapor =  $0.0165 \text{ Lb/Hr-pie}$   
(gráfica 15, pág. 930 Donald Q. Kern)

$$\text{Entonces: } \phi = (0.043/0.0165)^{0.14} = 1.14$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{coraza}} &= \frac{(0.0011)(1.8178 \times 10^{10})(16.404)(2)}{(5.22 \times 10^{10})(0.18)(1)(1.14)} \\ &= \frac{0.0656}{1.07} = 0.061 \text{ Lb/pulg}^2 = 420.50 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Diafragmas o mamparas

En vista de que el fluido del blindaje es vapor saturado que se va a condensar al ceder su calor latente (entalpía de vaporización) - no es necesario que el cambiador use diafragmas, pues el vapor se distribuye perfectamente.

Espesor del blindaje.

Usando ASTM a 285°C con un coeficiente de trabajo de 9480 - - Lb/pulg<sup>2</sup>, el espesor del blindaje se calcula por medio de la siguiente - ecuación:

$$e = \frac{PD}{2\alpha} \quad \text{donde:}$$

P : presión de trabajo = 200 Lb/pulg<sup>2</sup>

D : diámetro del blindaje = 53 pulg

$\alpha$  : coeficiente de trabajo = 9480 Lb/pulg<sup>2</sup>

$$e = \frac{(200)(53)}{(2)(9480)} = \frac{10\ 600}{18\ 960} = 0.56 \text{ pulg.} = 0.0142 \text{ m}$$

#### IV. Arreglo de los tubos:

Teniendo en cuenta que periódicamente se le debe dar mantenimiento al cambiador de calor, el arreglo más conveniente para efectuar - dicha actividad, es el cuadrado, el cual tendrá una separación de centro a centro de cada tubo de 3 pulg. (Fig. 6-2)

Por otra parte, la tubería a utilizarse será de acero inoxidable con cédula No. 40 ("Procesos de Transferencia de calor" pág. 949 Donald Q. Kern)

Nota: Para definir si el flujo es paralelo o contra corriente, éste es - indiferente puesto que se tiene un fluido isotérmico.

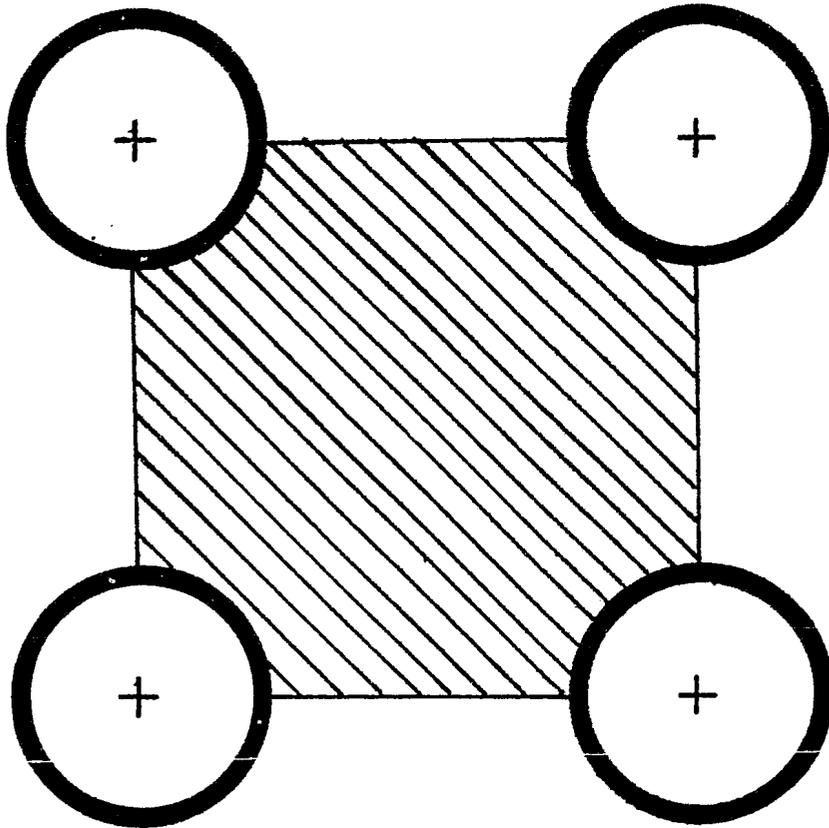
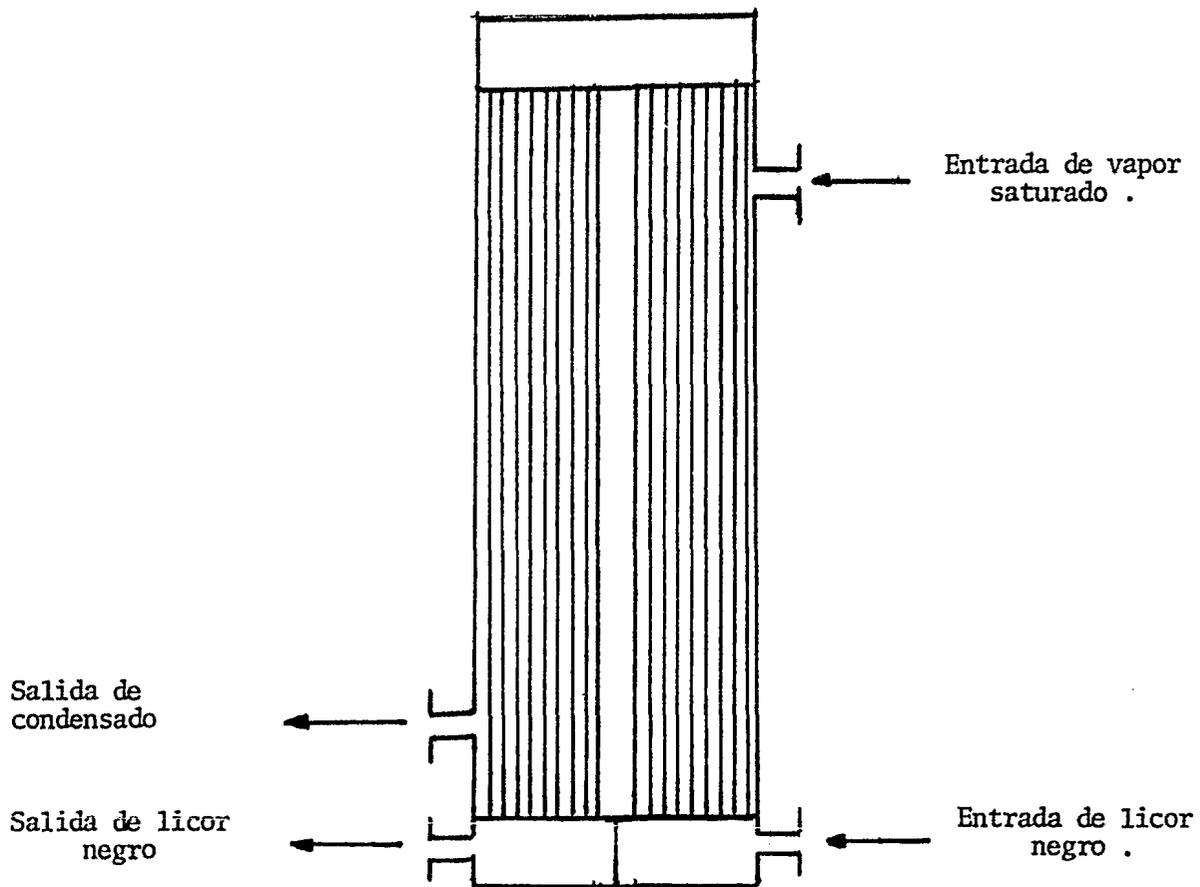


Fig. 6-2 Arreglo de los tubos.



Intercambiador de calor .



## CAPITULO 7

### SELECCION DE BOMBA

- I INTRODUCCION
- II. DESCRIPCION DEL PROCESO DE BOMBEO
- III. DESCRIPCION DE ACCESORIOS Y TUBERIAS
- IV. MEMORIA DE CALCULO DE LAS PERDIDAS DE  
DESCARGA POR ACCESORIOS Y TUBERIAS
- V. POTENCIA DE LA BOMBA

## SELECCION DE BOMBA

## I. INTRODUCCION.

Para iniciar este capítulo es necesario definir los elementos con los que se trabajará, unos serán teóricos tal como formularios, apéndices, etc. y otros físicos: tuberías, codos, válvulas.

Tomando los elementos físicos, se podrá hacer la aplicación de los formularios para los cálculos finales de la potencia de bombeo, hacia donde se pretende llegar en este capítulo.

Una bomba es un transformador de energía, esto quiere decir: - recibe energía mecánica (proveniente de un elemento exterior), la que -- transforma en otra que el líquido adquiere en forma de energía de presión.

La base para el cálculo de la potencia teórica de bombeo, es - la suma de las resistencias de las pérdidas de energía por fricción, en las tuberías y accesorios.

Las cargas por fricción en tuberías, son llamadas pérdidas de superficie; ocurren en los tramos de tubería de sección constante en el contacto del fluido con la tubería.

Las cargas por fricción en accesorios, son llamadas pérdidas - de forma, tienen lugar en los ensanchamientos, estrechamientos de la co-

rriente, codos, válvulas y toda clase de accesorios en la tubería.

En el cálculo de las pérdidas de carga, juegan un papel muy im-  
portante dos factores; el que la tubería sea lisa o arrugada y que el ré-  
gimen de corriente sea laminar o turbulento.

a) Pérdidas de superficie.

Los manuales están llenos de: tablas, curvas, nomogramas, para  
el cálculo de las pérdidas de carga, las que se pueden usar con ciertas-  
reservas. La fórmula que expresa lo anterior para tuberías y conductos,-  
es la llamada ecuación de Darcy.

$$h = f \frac{l}{D} \frac{V^2}{2g}$$

donde:

$h$  = pérdida de carga en tuberías

$f$  = coeficiente de pérdida de carga

$l$  = longitud de tubería

$D$  - diámetro de tubería

$V$  = velocidad media del flujo

el coeficiente  $f$  de pérdida de carga, es función de dos variables adimen-  
sionables, el número de Reynolds y la rugosidad relativa del material

Existe en el mundo y es de dominio universal, un abaco llamado  
diagrama de Moody (ver fig 7-1) que sirve para obtener el coeficiente  $f$   
en cualquier tipo de circunstancia; con este coeficiente localizado en -

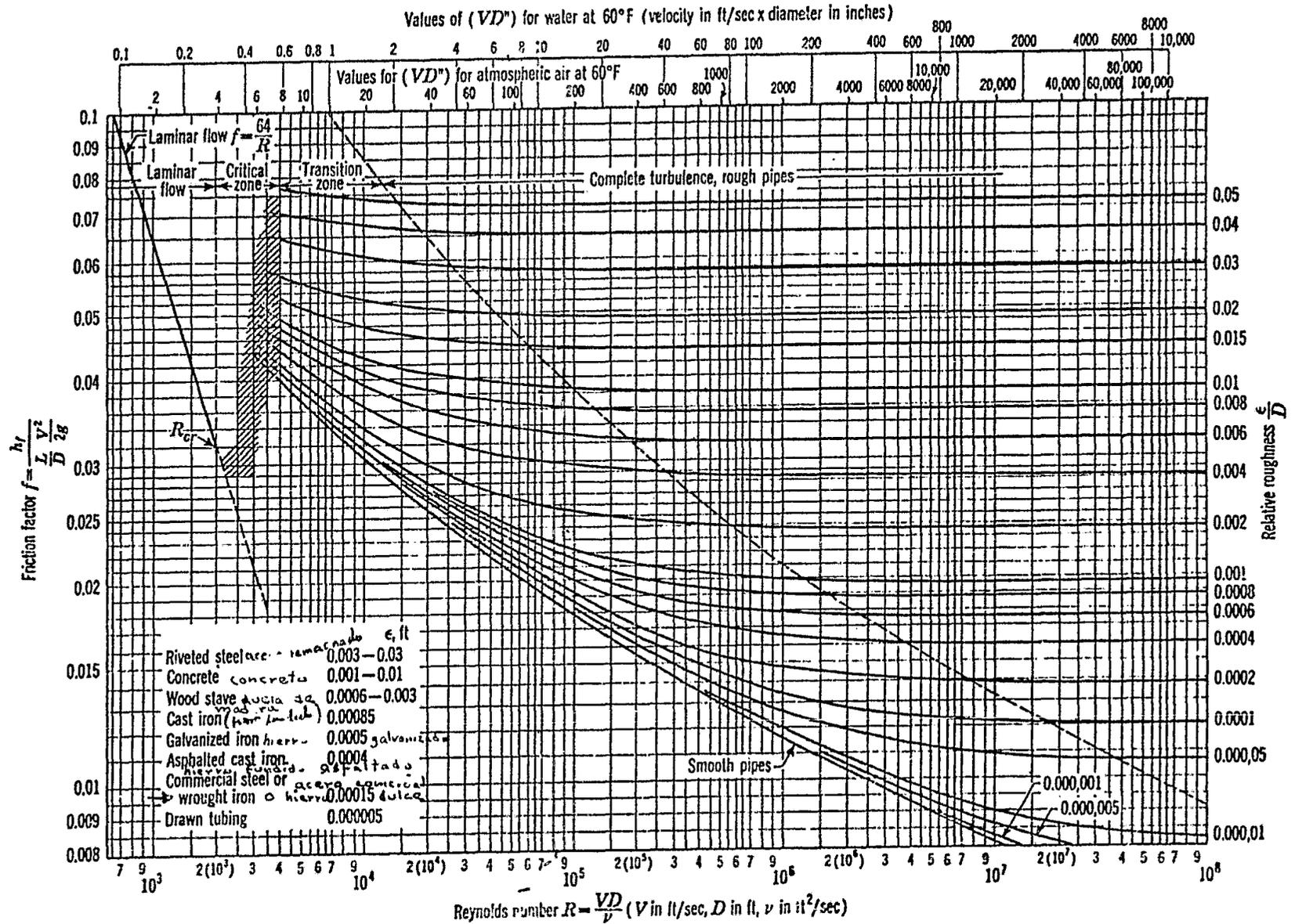


FIG. 5.34. Moody diagram.

el diagrama de Moody y llevado a la ecuación de Darcy se podrá encontrar la pérdida de carga.

El método de empleo del diagrama de Moody es el siguiente:

- 1.- Según el material se toma un valor de la rugosidad absoluta de la tubería (K)
- 2.- Se calcula la rugosidad relativa, dividiendo K entre el diámetro de la tubería (D)
- 3.- Se encuentra el número de Reynolds, multiplicando la velocidad media (V) por el diámetro de la tubería (D) el producto se divide entre la viscosidad cinemática del fluido ( $\nu$ )

$$R = \frac{V D}{\nu}$$

- 4.- Se lee el coeficiente f en el diagrama de Moody, donde sea la intersección de las dos variables.
- 5.- El valor obtenido se lleva a la ecuación de Darcy.

#### b) Pérdidas por accesorios.

Al igual que para obtener las pérdidas de superficie, existe una fórmula para encontrar las pérdidas por accesorios.

$$h = K \frac{V^2}{2g}$$

donde:

h = pérdidas de carga por accesorios

K = coeficiente de pérdida por accesorio

$V$  = velocidad media del accesorio; si es ensanchamiento o estrechamiento se toma la velocidad de la sección menor.

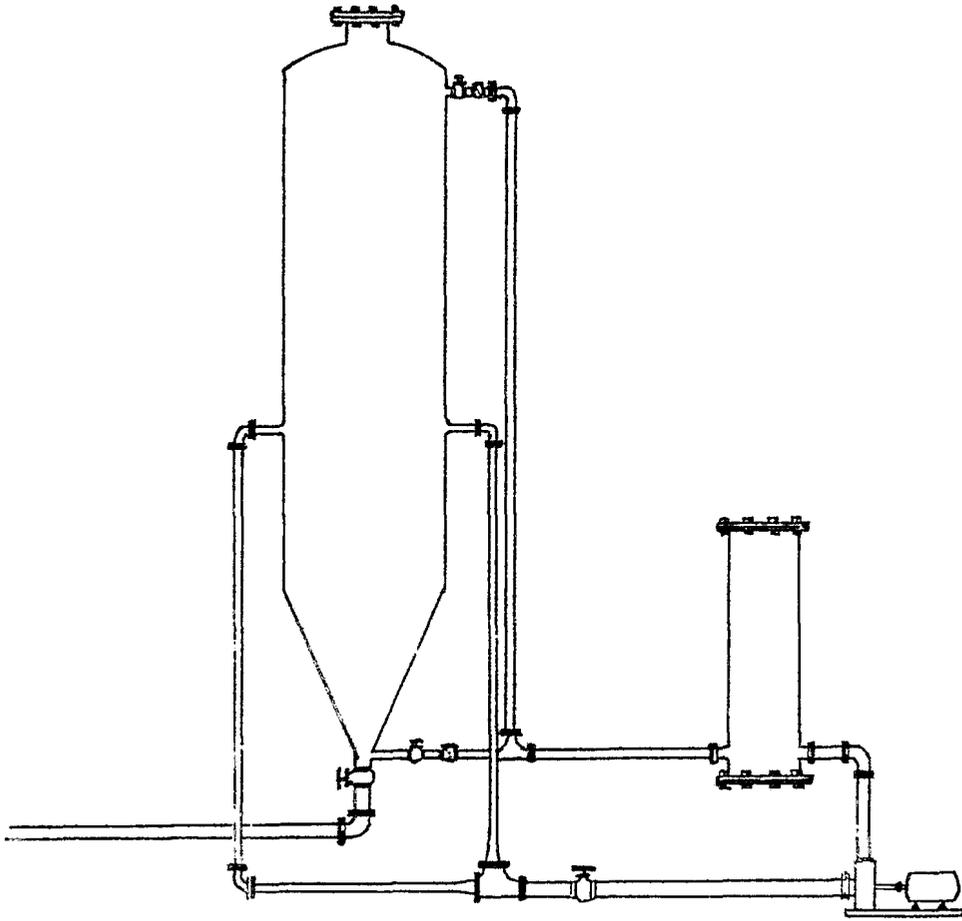
El coeficiente  $K$  de pérdida de carga se puede localizar normalmente en tablas o nomogramas y usar directamente en la ecuación.

## II. DESCRIPCION DEL PROCESO DE BOMBEO.

La importancia de este equipo para el proceso es la de proveer la recirculación de licores.

El sistema tiene dos salidas de succión en el digestor, esto es con el fin de aprovechar la mampara (ver capítulo diseño del digestor) y con esto evitar una obstrucción en alguna línea de bombeo o tapo-namiento en la bomba. Las succiones serán totalmente similares en diámetro, altura, etc., hasta el punto donde ambas se unen, la bomba proporcionará la energía suficiente para forzar el líquido a pasar por un cambiador de calor (ver capítulo cambiador de calor), donde se incrementa la temperatura de los licores gradualmente, para reinyectarse al digestor por dos entradas diferentes, una en la parte superior y otra en la parte inferior, esta forma de inyección es con el objeto de provocar un movimiento interior de los materiales, con el fin de homogenizar el cocimiento de las astillas de madera en el digestor. (Fig. 7-2)

Los cálculos siguientes son con el objeto de obtener una potencia teórica de bombeo. Con los resultados que se determinen se podrá hacer un estudio comparativo de mercado, para seleccionar la más adecuada



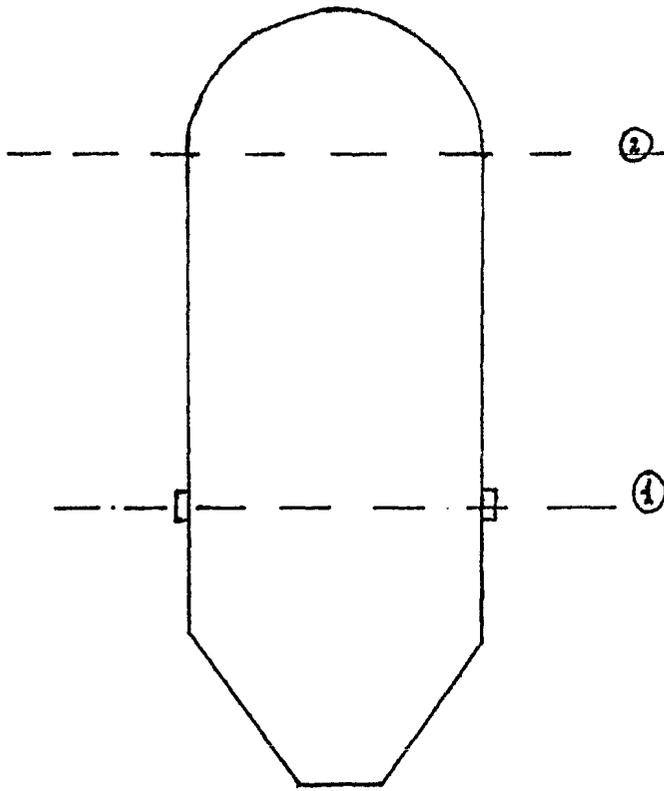
## III. DESCRIPCION DE ACCESORIOS Y TUBERIAS DEL DIAGRAMA.

- 1.- Salida gradual (redondeada) de .2540 m. de diámetro y .02540 m. de -  
radio.
- 2.- Reducción gradual de succión a la salida del digestor de .2540m. a -  
.2032 m. de diámetro.
- 3.- Tubería de succión de 1 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.
- 4.- Codo de 90° radio largo de .2032 m. y diámetro de .2032m.
- 5.- Tubería de succión de 6.70 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.
- 6.- Codo de 90° radio largo de .2032 m. y diámetro de .2032 m.
- 7.- Tubería de succión de 5.40 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.
- 8.- Salida gradual (redondeada) de .2540 m. de diámetro y .02540 m. de -  
radio.
- 9.- Reducción gradual de succión a la salida del digestor de .2540 m. a -  
.2032 m. de diámetro.
- 10- Tubería de succión de 1 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.
- 11- Codo de 90° radio largo de .2032 m. y diámetro de .2032 m.
- 12- Tubería de succión de 6.70 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.
- 13- Ampliación gradual de .2032 m. a .3048 m. de diámetro.
- 14- Ampliación gradual de .2032 m. a .3048 m. de diámetro.
- 15- Te de confluencia de .3048 m. de diámetro.
- 16- Válvula de compuerta de .3048 m.
- 17- Tubería de succión de 3.40 m de longitud y .3048 m. de diámetro:

- 18.- Bomba
- 19.- Tubería de descarga de 2.70 m. de longitud y .2540 m. de diámetro
- 20.- Codo de 90° radio largo de .2540 m. y diámetro de .2540 m.
- 21.- Tubería de descarga de .80 m. de longitud y .2540 m. de diámetro
- 22.- Cambiador de calor.
- 23.- Salida gradual (redondeada) de .02540 m. de radio y .2540 m. de ---  
diámetro.
- 24.- Reducción gradual de .2540 m. a .2032 m. de diámetro.
- 25 - Tubería de descarga de 2.40 m. de longitud y .2032 m. de diámetro
- 26 - Te de reparto de .2032 m.
- 27 - Reducción gradual de .2032 m. a 1524 m. de diámetro.
- 28.- Tubería de descarga de 2.70 m. de longitud y .1524 m. de diámetro.
- 29.- Tubería de descarga de 13 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.
- 30.- Codo de 90° radio largo de .2032 m. y diámetro de .2032 m.
- 31 - Válvula check de 2032 m.
- 32 - Válvula de compuerta de .2032 m.
- 33 - Tubería de descarga de 1 m. de longitud y .2032 m. de diámetro.

Puesto que la bomba requiere de un gasto para su funcionamiento, éste gasto se determina a:  $.208 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$ ; el cual se justifica de la siguiente manera (Fig. 7-3).

Por medio de la ecuación de Bernouilly se establecen los puntos geodésicos (1) y (2); el punto (1) se fija donde ocurre la succión de la bomba y el punto (2) en la altura máxima del cilindro del digestor, esto es:



(FIG. 7-3)

$$Z_1 = 0$$

$$Z_2 = 7.00 \text{ m}$$

$$P_2 = \text{Presión de gases}$$

$$P_1 = (\text{Peso específico de Licores}) h + P_2$$

$$V_1 = ?$$

$$V_2 = 0$$

la incógnita que se pretende buscar con este planteamiento es la velocidad de salida en el punto de succión, que multiplicado por el área de -- succión se obtendrá el gasto en cuestión.

Planteando la ecuación de Bernoulli

$$Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g}$$

donde:  $Z_1 = 0$

$$V_2 = 0$$

por lo tanto resulta:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2$$

despejando la velocidad inicial ( $V_1$ )

$$\frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{P_2}{\gamma} - \frac{P_1}{\gamma}$$

$$\frac{V_1^2}{2g} = \left[ Z_2 + \left( \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \right) \right] 2g$$

$$V_1 = \left\{ \left[ Z_2 + \frac{(P_2 - P_1)}{2g} \right] 2g \right\}^{1/2}$$

ustituyendo el valor de cada variable

$$P_2 = 14.94 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 1462\,427.3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}$$

$$= 1079.3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$P_1 = \gamma h + P_2 = 15.38 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 1506\,024.39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}$$

$$V_1 = 7.00 + \frac{(149400 - 153800)}{1079.3} \quad 19.62 \quad 1/2$$

$$V_1 = 7.57 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

para un diámetro de salida de 0.2032 m

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{3.1416 (.2032)^2}{4}$$

$$A = .0324 \text{ m}^2$$

$$Q = A V_1$$

$$Q = (.0324)(7.57)$$

$$Q = .245 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

con lo que se justifica el gasto de la bomba

IV. MEMORIA DE CALCULO DE LAS PERDIDAS DE CARGA POR  
ACCESORIOS Y TUBERIAS

Salida redondeada .2540 de diámetro y mitad del gasto por tener 2 salidas.

Fórmulas:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = .12$$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$Q = Q_{1/2}$$

$$Q = \frac{.208}{2} \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$Q = .104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (.2540)^2}{4}$$

$$A = .0506 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{.104 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{.0506 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^2}}$$

$$V = 2.05 \text{ m/seg}$$

$$h = .12 \frac{(2.05)^2}{2g}$$

$$h = 0.025 \text{ mts.}$$

REDUCCION GRADUAL.

Fórmulas:

$$h = K \frac{V^2}{2g}$$

$$K = 0.25$$

$$V = Q/A$$

$$Q = Q_{1/2}$$

$$Q = 0.208 / 2$$

$$Q = 0.104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad *$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = .0324 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{0.104}{.0324}$$

$$V = 3.20 \text{ m/seg}$$

\* siempre se deberá tomar la velocidad correspondiente al diámetro menor.

$$h = .25 \frac{(320)^2}{2g}$$

$$h = 0.13 \text{ m}$$

CODO 90° RADIO LARGO

Fórmulas:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = .16$$

$$V = Q/A$$

$$Q = Q \cdot 1/2$$

$$Q = \frac{0.208}{2}$$

$$Q = 0.104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{0.104}{0.0324}$$

$$V = 3.20 \text{ m/seg}$$

$$h = .16 \frac{(3.20)^2}{2g}$$

$$h = .0835 \text{ m}$$

AMPLIACION GRADUAL.

Fórmulas:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = .19$$

$$V = Q/A$$

$$Q = Q_{1/2}$$

$$Q = 0.208/2$$

$$Q = 0.104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{0.104}{0.0324}$$

$$V = 3.20 \text{ m/seg}$$

$$h = .19 \frac{(3.20)^2}{2g}$$

$$h = .099 \text{ m}$$

## TE DE CONFLUENCIA.

Fórmulas:

$$h = K_L \frac{V^2}{2g} + K_R \frac{V^2}{2g} *$$

\* Se suman las pérdidas del flujo recto y flujo lateral.

$$K = .5_{L,R}$$

$$V = Q/A$$

$$Q = 0.208$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (.3048)^2}{4}$$

$$A = 0.0729 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{.208}{.0729}$$

$$V = 2.85 \text{ m/seg}$$

$$h = .5 \frac{(2.85)^2}{2g} + .5 \frac{(.285)^2}{2g}$$

$$h = .207 + .207$$

$$h = .414 \text{ m}$$

## VALVULA DE COMPUERTA

Fórmulas:

$$h = K \frac{V^2}{2g}$$

$$K = .3$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (.3048)^2}{4}$$

$$A = .0729 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{.208}{.0729}$$

$$V = 2.84 \text{ m/seg}$$

$$h = .3 \frac{(2.84)^2}{2g}$$

$$h = .12 \text{ m}$$

TUBERIAS DE SUCCION DE .2032 m DE DIAMETRO Y LONGITUD  
DE 20.8 m.

Fórmulas:

$$R_e = \frac{V D}{\nu}$$

$$\nu = 1.13 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$V = Q/A$$

$$Q = Q/2$$

$$Q = .208/2 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$Q = .104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$V = .104 / .0324$$

$$V = 3.20 \text{ m/seg}$$

$$R_e = \frac{(3.20)(.2032)}{1.13 \times 10^{-6}}$$

$$= 5.82 \times 10^5 > 2.000 \therefore f \text{ turbulento}$$

$$\frac{E}{D} = \frac{.05}{20.32}$$

$$\frac{E}{D} = 2.46 \times 10^{-3}$$

Por diagrama de Moody

$$f = 0.0237$$

$$h = f \frac{\ell}{D} \frac{V^2}{2g}$$

$$h = .0237 \frac{(20.8)}{(.2032)} \frac{(3.20)^2}{(19.62)}$$

$$h = 1.26 \text{ m}$$

TUBERIA DE SUCCION DE .3048 m DE DIAMETRO g 3.40 m DE  
LONGITUD

Fórmula

$$R_e = \frac{V D}{\nu}$$

$$\nu = 1.13 \times 10^6 \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$V = Q/A$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi (.3048)^2}{4}$$

$$A = 0.0729 \text{ m}^2$$

$$V = 2.85 \text{ m/seg}$$

$$R_e = \frac{(2.85) (.3048)}{1.13 \times 10^6}$$

$$R_e = 7.6 \times 10^5 > 2000 \therefore \text{ f turbulento}$$

$$\frac{E}{D} = \frac{.05}{30.48}$$

$$\frac{E}{D} = 1.6 \times 10^{-3}$$

Por diagrama de Moody

$$f = 0.0236$$

$$h = .0236 \frac{3.40}{.3048} \frac{(2.85)^2}{19.62}$$

$$h = .10 \text{ m}$$

TUBERIA DE DESCARGA DE .2540 m Y LONGITUD DE 3.5 m.

Fórmulas:

$$R_e = \frac{V D}{\nu}$$

$$\psi = 1.13 \times 10^6$$

$$V = Q/A$$

$$A = \frac{\pi (.2540)^2}{4}$$

$$A = .0506 \text{ m}^2$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 4.10 \text{ m/seg}$$

$$R_e = 9.2 \times 10^5 > 2000 \quad \therefore f \text{ turbulento}$$

$$\frac{E}{D} = \frac{.05}{25.40}$$

$$\frac{E}{D} = 1.96 \times 10^{-3}$$

Del diagrama de Moody

$$f = 0.023$$

$$h = .023 \frac{3.5}{.25.40} \frac{(4.10)^2}{(19.62)}$$

$$h = .27 \text{ m}$$

CODO DE 90° RADIO LARGO .2540 Y DIAMETRO DE .2540 m.

Fórmula:

$$h = K \frac{V^2}{2g}$$

$$K = .16$$

$$V = Q/A$$

$$A = \frac{\pi (.2540)^2}{4}$$

$$A = .0506 \text{ m}^2$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 4.10 \text{ m/seg}$$

$$h = .16 \frac{(4.10)^2}{19.62}$$

$$h = \underline{.13 \text{ m}}$$

#### CAMBIADOR DE CALOR

La caída de presión en el interior de los tubos (cap. cambiador de calor) es de  $(.51 \text{ kg/cm}^2) 50,022 \text{ N/m}^2$ ; ahora bien:  $6894.76 \text{ N/m}^2$  equivalen a  $.70 \text{ m}$  columna de agua, por lo tanto  $50,022 \text{ N/m}^2$  son  $5.07 \text{ m}$  columna de agua

SALIDA GRADUAL (REDONDEADA) DE  $.2540 \text{ m}$  DE DIAMETRO Y  $.02540$  DE RADIO.

Fórmula:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = .12$$

$$V = Q/A$$

$$A = \frac{\pi (.2540)^2}{4}$$

$$A = .0506 \text{ m}^2$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 4.10 \text{ m/seg}$$

$$h = .12 \frac{(4.10)^2}{(19.62)}$$

$$h = .10 \text{ m}$$

REDUCCION GRADUAL DE .2540 m a .2032 m de diámetro.

Fórmula:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = .25$$

$$V = Q/A$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = .0324 \text{ m}^2$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 6.41 \text{ m/seg}$$

$$h = .25 \frac{(6.41)^2}{(19.62)}$$

$$h = .52 \text{ m}$$

TUBERIA DE DESCARGA DE 2.4m de long y .2032 m de  $\phi$

Fórmula:

$$R_e = \frac{V D}{\nu}$$

$$\nu = 1.13 \times 10^6 \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$V = Q/A$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 6.41 \text{ m/seg}$$

$$R_e = 1.1 \times 10^6 > 2000 \therefore f \text{ turbulento}$$

$$\frac{E}{D} = \frac{.05}{20.32}$$

$$\frac{E}{D} = 2.4 \times 10^{-3}$$

Del diagrama de Moody

$$f = 0.025$$

$$h = 0.025 \frac{2.4}{.2032} \frac{(6.41)^2}{(19.62)}$$

$$h = .61 \text{ m}$$

TE DE REPARTO DE .2032 m DE DIAMETRO

Fórmula:

$$h = K_e \frac{v^2}{2g} + K_r \frac{v^2}{2g}$$

$$K_{e,r} = 2.0$$

$$Q = Q/2$$

$$Q = .104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{.104}{0.0324}$$

$$V = 3.20 \text{ m/seg}$$

$$h = 2_i \frac{(3.20)^2}{19.62} + 2_r \frac{(3.20)^2}{19.62}$$

$$h = 2.08 \text{ m}$$

REDUCCION GRADUAL DE .2032 m A .1524 m DE DIAMETRO

Fórmula:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = 0.25$$

$$Q = Q/2$$

$$Q = .104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{4 (.1524)^2}{4}$$

$$A = 0.0184 \text{ m}^2$$

$$V = 5.70 \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$h = .25 \frac{(5.70)^2}{19.62}$$

$$h = \underline{.41 \text{ m}}$$

VALVULA CHECK DE .2032 m

Fórmula:

$$h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$K = 1.25$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{4 (.2032)^2}{4}$$

$$A = .0324 \text{ m}^2$$

$$V = 6.41 \text{ m}/\text{seg}$$

$$h = 1.25 \frac{(6.41)^2}{19.62}$$

$$h = 2.62 \text{ m}$$

VALVULA DE COMPUERTA DE .2032 m

Fórmula:

$$h = K \frac{V^2}{2g}$$

$$K = .3$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$Q = .208 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 6.41 \text{ m/seg}$$

$$h = .3 \frac{(6.41)^2}{19.62}$$

$$h = .62 \text{ m}$$

TUBERIA DE DESCARGA DE 14 m de longitud y .2032 m de diámetro

Fórmula:

$$R_e = \frac{V D}{\nu}$$

$$\nu = 1.13 \times 10^{-6}$$

$$V = Q/A$$

$$Q = .104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi (.2032)^2}{4}$$

$$A = 0.0324 \text{ m}^2$$

$$V = 3.20 \text{ m/seg}$$

$$R_e = \frac{(3.20)(.2032)}{1.13 \times 10^{-6}}$$

$$R_e = 5.7 \times 10^5$$

$$\frac{E}{D} = \frac{.05}{20.32}$$

$$\frac{E}{D} = 2.46 \times 10^3$$

Diagrama de Moody

$$f = 0.0237$$

$$h = 0.0237 \frac{14}{.2032} \frac{(3.20)^2}{19.62}$$

$$h = .85 \text{ m}$$

TUBERIA DE DESCARGA DE 2.70 m DE LONGITUD Y .1574 m DE DIAMETRO

Fórmula:

$$R_e = \frac{V D}{\nu}$$

$$\nu = 1.13 \times 10^{-6}$$

$$V = Q/A$$

$$A = \frac{\pi (.15.24)^2}{4}$$

$$A = .0182 \text{ m}^2$$

$$Q = 104 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$V = 5.70 \text{ m/seg}$$

$$R_e = \frac{5.70 (.1524)}{1.13 \times 10^{-6}}$$

$$R_e = 7.6 \times 10^5$$

$$\frac{E}{D} = \frac{.05}{15.24}$$

$$\frac{E}{D} = 32 \times 10^3$$

De el diagrama de Moody

$$f = 0.0258$$

$$h = 0.0258 \frac{2.70}{.1524} \frac{(5.70)^2}{19.62}$$

$$h = .75 \text{ m}$$

$$h = 13.40 \text{ m}$$

$$P = 1000 \times 13.40$$

$$P = 13400 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2}$$

$$P = 1.34 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 131378.27 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P = 13.33 \text{ m}$$

TABLA DE ACCESORIOS Y TUBERIAS PARA LA SUMA DE  
PERDIDAS EN LA SUCCION

DESCRIPCION DE ACCESORIO	Nº DE IDEN- TIFICACION	CANTIDAD	PERDIDA DE CARGA	TOTAL (m)
* Salida redondeada	1,8	2 Pzas.	.025	.050
* Reducción gradual	2,9	2 "	.130	.260
* Codo de 90°	4,6,11	3 "	.083	.249
* Tubería de succión				
de .2032 m de $\phi$	3,5,7,10,12	20.8 mt.	1.260	1.260
* Ampliación gradual	13,14	2 Pzas.	.099	.198
* Te de confluencia	15	1 "	.414	.414
* Válvula de compuerta	16	1 "	.120	.120
* Tubería de succión				
de .2048 de $\phi$	17	3.4 mt.	.100	.100
CARGA TOTAL DE SUCCION:				2.65 m

TABLA DE ACCESORIOS Y TUBERIAS PARA LA SUMA DE  
PERDIDAS EN LA DESCARGA

DESCRIPCION DE ACCESORIO	N° DE IDENTI FICACION.	CANTIDAD	PERDIDA DE CARGA	TOTAL (m)
* Tubería de descar- ga de .2540 m	19,21	3.50 mt.	.27	.27
* Codo de 90°	20	1 Pza.	.13	.13
* Cambiador de calor	22	1 "	5.07	5.07
* Salida redondeada	23	1 "	.10	.10
* Reducción gradual	24	1 "	.52	.52
* Tubería de descarga	25	2.40 Mt.	.61	.61
* Te de reparto	26	1 Pza.	2.08	2.08
* Reducción gradual	27	1 "	.41	.41
* Tubería de descarga	28	2.70 mt.	.75	.75
* Tubería de descarga	29,33	14.0 mt.	.85	.85
* Codo de 90°	30	1 Pza.	.08	.08
* Válvula check	31	1 "	2.62	2.62
* Válvula de compuerta	32	1 "	.62	.62

CARGA TOTAL DE DESCARGA

14.11 m.  
=====

Para obtener la altura teórica que habrá de tener la bomba y - poder cuantificar su potencia, se hará uso de la ecuación de Vernoulli

$$M_T = C_{T_d} + \underline{E}_{T_s}$$

donde:

$$M_T = \text{carga total}$$

$$C_{T_d} = \text{carga total de descarga}$$

$$\underline{E}_{T_s} = \text{carga total de succión}$$

pero:

$$C_{T_d} = C_{ed} + \Sigma h_d ; \underline{E}_{T_s} = \Sigma h_s - E_{es}$$

donde:

$$C_{ed} = \text{Carga estática de descarga}$$

$$\Sigma h_d = \text{Suma de pérdidas a la descarga}$$

$$E_{es} = \text{Carga estática de succión}$$

$$\Sigma h_s = \text{Suma de pérdidas en la succión}$$

\* El signo negativo es por tratarse de un tanque elevado.

realizando los cálculos siguientes

$$E_{T_s} = \sum h_s - E_{es}$$

$$E_{es} = 13.33 \text{ m}$$

$$\sum h_s = 2.65 \text{ m}$$

$$E_{T_s} = 2.65 - 13.33$$

$$E_{T_s} = 10.68 \text{ mts.}$$

de igual forma

$$C_{T_d} = C_{ed} + \sum h_d$$

$$C_{ed} = 13.40 \text{ mts.}$$

$$\sum h_d = 14.11 \text{ mts.}$$

$$C_{T_d} = 27.51 \text{ mts.}$$

$$M_T = C_{T_d} + E_{T_s}$$

$$M_T = 27.51 + (-10.68)$$

$$M_T = 16.83 \text{ mts.}$$

## V. POTENCIA DE LA BOMBA

Al utilizar la ecuación general de Euler para turbomáquinas --  
generatrices

$$\eta = \frac{\text{Pot. hidráulica}}{\text{Pot. mecánica}}$$

donde la Potencia hidráulica es igual

$$\text{Pot. hidráulica} = \gamma Q H_T$$

sustituyendo la ecuación anterior en la de Euler

$$\eta = \frac{\gamma Q H_T}{\text{Pot. mecánica}}$$

en este momento se puede despejar la potencia mecánica que es la finali-  
dad de este cálculo

$$\text{Pot. mecánica} = \frac{\gamma Q H_T}{\eta}$$

tomando la ( $\eta$ ) eficiencia del constructor igual al 75% podremos hacer  
el cálculo final

$$\begin{aligned} \text{Pot. mecánica} &= \frac{(1000)(.208)(16.83)}{.75} \\ &= 4667.52 \frac{\text{Kg} \cdot \text{m}}{\text{seg}} \end{aligned}$$

Los que equivalen a 49.48 C.V.  
61.41 H.P.

APENDICE DE FORMULARIOS.

COEFICIENTES DE PERDIDA DE CARGA, REFERENCIAS

CLAUDIO MATTAX

Salida redondeada	Tabla 11-1 pág.227	$\frac{D}{d} = .1$	$K = .12$	$h = K \frac{V^1}{2g}$	$V = \frac{Q}{A}$
	C. M.				
Reducción gradual	Fig. 11.5 pág.229	$\frac{D}{d} = 1.25$	$K = .25$	$h = K \frac{V^1}{2g}$	$V = \frac{Q}{A}$
de .2540m a .2032m	C.M.				
Codo a 90° radio	Fig. 11.8 pág.231	$\frac{R}{D} = 1$	$K = .16$	$h = K \frac{V^2}{2g}$	$V = \frac{Q}{A}$
largo	C.M.				
Ampliación gradual	Tabla 11.2 pág.228	$m = .25$	$K = .19$	$h = K \frac{V^2}{2g}$	$V = \frac{Q}{A}$
de .2032m a .3048	C.M.	$m = .62$			
Te de confluencia	Tabla 11.3 pág.225	$K_{eL} = .5$		$h = K_e \frac{V^2}{2g} + K_R \frac{V^2}{2g}$	
a .3048 m					
Te de reparto de	Tabla 11.3 pág.229	$K_{eR} = 2.0$		$h = K_L \frac{V^2}{2g} + K_e \frac{V^2}{2g}$	
.2032 m					
Válvula en com--	Fig. 11.9 pág.232	$\angle$ abcita	$K = .3$	$h = K \frac{V^2}{2g}$	
puerta	C.M.				
Válvula chuck	Tabla 11.5 pág.233	$\angle = 65^\circ$	$K = 1.25$	$h = K \frac{V^2}{2g}$	
Tuberías de fierro	Tabla				
Viscosidad					

B I B L I O G R A F I A

- Bombas teoría, diseño y aplicaciones.  
Manuel Viejo Zubicaray
  
- La Mecánica de los fluidos  
Irving H. Shames
  
- Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas  
Claudio Mataix
  
- Dinámica de los fluidos  
James W. Daily - Donald Harleman
  
- Bombas centrífugas, selección, operación y mantenimiento  
Igor J. Karasik - Roy Carter

## C O N C L U S I O N E S

1. Una razón para iniciar este trabajo, fué el tratar de poner a disposición de todos la tecnología necesaria para aprovechar los recursos maderables que tiene nuestro país y tomando en cuenta la cantidad necesaria de madera para la elaboración de papel, se podrá hacer proyectos para plantas productoras de pulpa, productos forestales y planes de reforestación y evitar así la tala inmoderada e irracional -- que ocurre en la mayoría de nuestros bosques, y de alguna manera --- aprovechar también el desperdicio que se tiene en los aserraderos.
2. Por otra parte, el licor negro aún cuando se recircula varias veces-- hasta perder las propiedades útiles para el proceso, todavía tiene -- componentes químicos, los cuales atacan la ecología marina al ser -- vertido a los ríos, por lo cual queda abierto el tema para un estudio sobre los componentes residuales del licor negro y la forma en -- que podría evitarse esta contaminación.
3. La tendencia en el equipo para la producción de pulpas semiquímicas-- es hacia un equipo que permita la operación continua, por razones de economía en mano de obra, vapor y productos químicos y de mejoras en uniformidad en el control de operación, por lo cual se recomiendan -- equipos en serie para la continuidad del proceso.