



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE QUIMICA

# DISEÑO DE UN SISTEMA DE DIGESTORES INTERMITENTES PARA UNA PLANTA DE PULPA KRAFT DE 200 TON/DIA

TESIS MANCOMUNADA  
JOSE LUIS EMILIANO ABARCA CERDA  
SALVADOR MINJARES VARGAS  
CARRERA: INGENIERO QUIMICO

AÑO 1983



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.

## INDICE

CAP.

I.-	INTRODUCCION.	5
1.1	LA INDUSTRIA DE BIENES DE CAPITAL.	
1.2	LA INDUSTRIA DE CELULOSA COMO EJEMPLO DE LA INDUSTRIA DE BIENES DE CAPITAL.	
II.-	GENERALIDADES DEL PROCESO DE DIGESTION.	9
2.1	COMPOSICION DE LA MADERA.	
2.1.1	CELULOSA.	
2.1.2	HOLOCELULOSA.	
2.1.3	LIGNINA.	
2.2	DESCRIPCION DEL PROCESO.	
2.2.1	DIGESTION	
2.2.2	ALIVIO DEL DIGESTOR.	
2.2.3	DESCARGA DEL DIGESTOR.	
2.2.4	REACCIONES QUE OCURREN DURANTE LA DIGESTION.	
2.3	TIPOS DE DIGESTORES.	
III.-	CALCULO DEL NUMERO DE DIGESTORES Y SU DIMENSIONAMIENTO.	35
3.1	CALCULO DEL NUMERO DE DIGESTORES.	
3.2	BALANCE DE MATERIALES.	
3.3	BALANCE DE CALOR.	
3.4	DIMENSIONAMIENTO DE LOS DIGESTORES EN BASE A SU CAPACIDAD.	
3.5	SELECCION DEL NUMERO DE DIGESTORES.	

IV.-	DISEÑO DEL SISTEMA DE DIGESTORES Y SELECCION DE ACCESORIOS DEL SISTEMA.	55
4.1	CORROSION.	
4.2	DISEÑO MECANICO DE UN DIGESTOR TIPO.	
4.3	DISEÑO TERMODINAMICO Y MECANICO DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO.	
4.4	SELECCION DE LA BOMBA DEL SISTEMA DE RECIRCULACION DE LICOR.	
4.5	REQUERIMIENTOS DE AISLANTE PARA EL SISTEMA.	
4.6	SELECCION DE UNA CURVA DE EXPANSION.	
4.7	DISEÑO DE LOS SOPORTES DEL SISTEMA.	
V.-	INSTRUMENTACION Y CONTROL DEL SISTEMA.	82
5.1	CONTROL DE CALENTAMIENTO.	
5.2	CONTROL DE TEMPERATURA.	
5.3	CONTROL DE ALIVIO.	
5.4	REGISTRADORES DE PRESION Y TEMPERATURA.	
5.5	REGISTRO DE FLUJO DE VAPOR.	
VI.-	CONCLUSIONES.	91
VII.-	BIBLIOGRAFIA.	95

CAPITULO I

**INTRODUCCION**

## INTRODUCCION

1.1 La industria de producción de bienes de capital es uno de los sectores industriales estratégicos para el progreso de cualquier país. Es la base misma del desarrollo pues favorece a la evolución y al mejoramiento técnico de toda sociedad.

La Industria de Bienes de Capital se caracteriza por ser una gran generadora de ocupación y relativamente poco intensiva en capital, es decir, de elevada absorción de mano de obra por unidad de producción, y por tanto puede jugar un papel relevante para atenuar el grave problema de desempleo que confronta el país.

Ahora bien, la demanda interna de bienes de capital presenta un grado elevado de dinamismo que se apoya en factores que tienden a perdurar para los próximos años, la magnitud del mercado interno mexicano parece suficiente como para servir de base a la expansión eficiente y selectiva de la producción interna de bienes de capital. México, para asegurar su desarrollo industrial, debe apoyar la fabricación de estos bienes. En base a esto, el gobierno mexicano, por conducto de la Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial, tiene como política el promover este importante sector.

1.2 Por otra parte, es bien sabido que la industria de la celulosa y

del papel no es autosuficiente, razón por la cual requiere importar — ciertos tipos de celulosas y papeles. Con relación a lo antes expuesto, en un estudio realizado y publicado en 1978 por Nacional Financiera, S.A. (NAFINSA), en conjunto con la Organización de Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (ONUDI), y cuyo objetivo básico era el — determinar las necesidades de maquinaria y equipo requerido para satis — facer las demandas futuras de papel y celulosa, se menciona que la capacidad instalada para la fabricación de celulosa química de la madera, al sulfato y al sulfito, blanqueadas y sin blanquear hasta el año de — 1977, ascendía a 447 500 toneladas, en tanto que el consumo aparente — observado en ese mismo año, era de 574 000 toneladas, lo que representaba un déficit en capacidad instalada de 126 600 toneladas. En este — estudio se preve que el país continuará siendo deficitario dependien— do del exterior en este tipo de celulosas, de las cuales en 1977 se im — portaron 62 000 toneladas, estimándose que para 1987 ascenderán a — 150 000, lo que equivale a una tasa de crecimiento del orden del 9.2% — en promedio anual.

El crecimiento en la importación de celulosa determina la necesidad de incrementar la capacidad instalada interna.

La presente tesis tiene por objeto diseñar un sistema de digestores para producir 200 toneladas al día de celulosa Kraft, tratando de



contribuir, de esta manera, a disminuir la importación de dicho produc  
to, a impulsar la construcción de equipo en el país, y finalmente a al  
canzar una mayor independencia tecnológica.

CAPITULO II

**GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO DE DIGESTION**

## GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO DE DIGESTION

Para fabricar pulpas químicas se requiere cortar el material fibroso, en nuestro caso madera, en pequeños trocitos y hervirlo a presión. El propósito de la digestión es el de disolver los materiales ligantes de la madera por medio de los efectos de un licor, dejando a la celulosa o pulpa como un residuo fibroso.

### 2.1 COMPOSICION DE LA MADERA

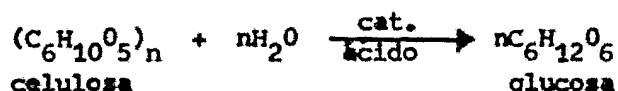
La madera es un material químicamente heterogéneo. Está constituido por tres componentes principales: Celulosa, hemicelulosa y lignina. Los dos primeros están mezclados y reciben el nombre de holoce-lulosa. También se encuentran presentes en la madera pequeñas cantidades de materia mineral y cantidades considerables de otras sustancias, que se pueden extraer con agua o con disolventes orgánicos como alcohol o benceno. A tales componentes se les conoce con el nombre de extractivos y son los responsables del color y olor de la madera, son característicos e individuales para cada especie.

#### 2.1.1 CELULOSA

La celulosa es un carbohidrato; de esta manera se relaciona con -

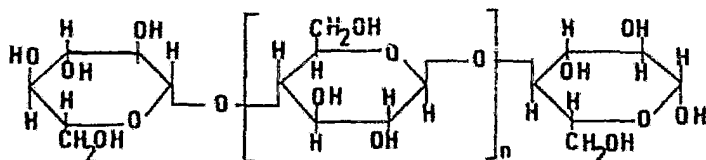
los azúcares. Sin embargo, es un polisacárido, es decir, contiene muchas unidades de azúcar. Su fórmula empírica derivada de un análisis elemental es  $(C_6H_{10}O_5)_n$ ,  $n$  se encuentra en un rango de 1000 a 5000, dependiendo de la forma como se aisló, trató y purificó la celulosa.

La relación entre la celulosa y el monosacárido D-glucosa, se ha establecido por medio de una hidrólisis ácida, la cual cuando es completa y se ha usado un ácido de concentración apropiada, puede representarse por la ecuación



Si la hidrólisis es incompleta se puede aislar toda una serie de otros carbohidratos además de la glucosa. Dos de los oligosacáridos intermedios más sencillos que se encuentran al hidrolizar la celulosa, son la celobiosa y la celotriosa, cuyas estructuras se han establecido perfectamente. Al hidrolizar la celobiosa o la celotriosa, el producto formado es la glucosa. La primera produce dos y la última produce tres moléculas de glucosa. Por tanto, la celulosa está compuesta de un gran número de moléculas de anhidro-glucosa.

La siguiente estructura molecular corresponde a la celulosa cuya fórmula condensada es  $C_6H_{11}O_6(C_6H_{10}O_5)_n \cdot C_6H_{11}O_5$



y consiste en una cantidad  $n$  de unidades anhidro-glucosas, ligadas en sus extremos con dos unidades terminales diferentes.

La celulosa es relativamente resistente a la oxidación, y las operaciones de blanqueo, cuidadosamente reguladas, pueden servir para eliminar pequeñas cantidades de impurezas sin daño apreciable a la resistencia de la pulpa.

La celulosa además de ser insoluble en agua fría y caliente, es insoluble en solventes orgánicos neutros, como gasolina, alcohol, benceno, éter, cloroformo y tetracloruro de carbono; también es insoluble en soluciones diluidas de ácidos y álcalis. Es soluble en ácido sulfúrico de 72 a 75% y en ácido clorhídrico al 44%, aunque, a menos que la temperatura de tales soluciones se conserve baja, pronto tienen cambios químicos con degradaciones. También es soluble en ácido fosfórico al 85%, en el cual la degradación es menos notoria.

El peso específico de la celulosa puede ser tomado como de 1.54; su calor específico es de 0.366 y su potencia calorífica es de 4223 calorías. Su densidad dieléctrica es de 500 000 volts por centímetro, lo que influye para que cuando es componente del papel, éste tenga un alto poder aislante.

### 2.1.2 HOLOCELULOSA

La holocelulosa es la suma total de la celulosa y otros polisacáridos. A estos últimos se les llama generalmente hemicelulosa o polisas.

La hemicelulosa puede separarse de la holocelulosa por medio de un tratamiento con una solución de hidróxido de sodio, de preferencia en atmósfera de nitrógeno.

### 2.1.3 LIGNINA

Si de la madera se eliminan la celulosa, hemicelulosa, azúcares, almidones, proteínas, aminoácidos, sales inorgánicas, grasas, ceras, resinas, taninos, terpenos, flavonoides, materiales olorantes u otros extractos, el 20 o 30% del material remanente sería lignina.

La complejidad de la lignina rivaliza con la de cualquier polímero que exista en la naturaleza.

La lignina existe probablemente como moléculas de polímeros de cadena ramificada que pueden constituir una red casi infinita, la cual, a su vez, puede estar entretrejida o combinada químicamente con las hemicelulosas u otros componentes de la madera.

En términos generales, la lignina puede ser separada de los compo

mentos con que se encuentra asociada en la madera, ya sea disolviéndola perfectamente, o de preferencia, disolviendo los compuestos diferentes a ella.

La estructura de la lignina aún no se ha establecido. Esta falta de éxito se puede atribuir a tres factores:

- La lignina en la madera es un polímero que no puede convertirse en monómero con buenos rendimientos y sin alteración de las unidades estructurales.
- Las unidades estructurales que comprende el polímero de la lignina no son todas de idéntica estructura ni están unidas unas a otras de la misma manera.
- Es difícil aislar a la lignina de los componentes con que está asociada en la madera de una manera completa y sin alterar su estructura.

## 2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Los procesos más comúnmente usados para la obtención de celulosa a partir de madera pueden ser de tipo mecánico o químico. La obtención de celulosa por medios químicos puede efectuarse por el proceso al sulfito o por procesos alcalinos, sobre estos últimos podemos mencionar que los dos principales procesos alcalinos son el proceso al —



sulfato y el proceso a la sosa. En ambos, el hidróxido de sodio está presente como el reactivo de cocción más importante; en el proceso al sulfato el sulfuro de sodio también forma parte del licor de cocción.

El proceso al sulfato es más reciente que el proceso a la sosa y fue inventado en 1889 por un químico alemán llamado Dahl. Estos procesos son similares pero difieren en que en el proceso al sulfato el álcali gastado se repona a partir del sulfato de sodio y no del carbonato de sodio, como sucede en el proceso a la sosa. Durante la recuperación de álcali, el sulfato es reducido a sulfuro, por consiguiente, el término "sulfato" que se aplica al proceso, resulta ser poco adecuado, pues da a entender que el sulfato de sodio es el agente activo durante la digestión, siendo en realidad, el hidróxido de sodio y el sulfuro de sodio los que actúan sobre las astillas. El proceso al sulfato se emplea para producir pulpas que varían del color oscuro al color suave pero que se blanquean con facilidad. En el proceso — Kraft la digestión de la madera es mayor obteniéndose una pulpa oscura de extraordinaria resistencia. El término "Kraft" proviene del alemán y significa fuerte.

El proceso al sulfato es superior al proceso a la sosa en lo referente a la calidad de la pulpa, rendimiento de la pulpa y costo de producción.

Las ventajas del proceso al sulfato son las siguientes:

- Flexibilidad máxima en la utilización de especies de madera.
- Corto tiempo de digestión.
- Posibilidad de blanquear la pulpa a altos niveles de brillantez.
- Obtención de pulpas de alta resistencia.
- Obtención de subproductos como aguarrás y tall oil.
- Relativa facilidad para recuperar el licor gastado.

Las principales desventajas del proceso al sulfato son:

- Alto costo de inversión en la construcción de la planta.
- Problemas por el olor de gases desprendidos.
- Color oscuro de las pulpas sin blanquear.
- Alto costo de blanqueo.
- Dificultad en la refinación de la pulpa por disolución con álcali.

### 2.2.1 DIGESTION

Antes de describir el proceso de digestión, es necesario familiarizarse con los términos utilizados al describir los reactivos que intervienen en el proceso. Dichos términos se enlistan a continuación:

REACTIVOS TOTALES: Todas las sales de sodio, expresadas en su equivalente de óxido de sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ )

ALCALI ACTIVO:  $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ , expresados en su equivalente de óxido de sodio.

ALCALI EFECTIVO:  $\text{NaOH} + 1/2\text{Na}_2\text{S}$ , expresados en su equivalente de óxido de sodio.

SULFIDEZ: 
$$\frac{\text{Na}_2\text{S}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}} \times 100$$
 (Todos los compuestos como óxido de sodio).

ACTIVIDAD: 
$$\frac{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \times 100$$
 (Todos los compuestos como óxido de sodio).

ALCALI TOTAL:  $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$  (expresados como óxido de sodio).

CAUSTICIDAD: 
$$\frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \times 100$$
 (Todos los compuestos expresados como óxido de sodio).

En cada uno de estos términos todas las concentraciones químicas están convertidas a óxido de sodio equivalente ( $\text{Na}_2\text{O}$ ). El compuesto  $\text{Na}_2\text{O}$  no existe, pero es un término estándar para expresar los reactivos del licor de cocción, o licor blanco.

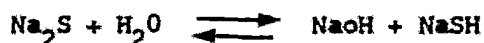
El proceso de digestión es, esencialmente, el tratamiento de la madera en forma de astillas, en recipientes a presión llamados digestores o hervidores, bajo condiciones controladas de presión, temperatura y tiempo, con un licor que consiste en una solución acuosa de hidróxi-

do de sodio y sulfuro de sodio en proporción aproximada de 5:2. Otras sales de sodio están normalmente presentes en pequeñas cantidades sin\_ afectar a la reacción. Estas incluyen carbonato de sodio, sulfato de - sodio, tiosulfato de sodio, sulfito de sodio y silicato de sodio. Pe- queñas cantidades de iones polisulfuro también se encuentran presentes manteniendo una elevada sulfidez.

El propósito de cocer las astillas es disolver la lignina y otras porciones no celulósicas de la madera, que cementan las fibras entre - sí. Con lo anterior quedará una pulpa de fibras individuales, que pue- den volver a reunirse en una hoja de papel. El grado de eliminación - de lignina depende del uso final de la pulpa.

Al comenzar el ciclo de digestión, el digestor se llena con asti- llas y licor de cocción.

El sulfuro de sodio se hidroliza en agua para formar hidróxido de sodio y sulfhidrato de sodio:



Esta reacción es reversible, y existe un equilibrio entre los cua- tro constituyentes de la ecuación. Se puede observar que el sulfuro - de sodio agregado al licor aumenta el hidróxido de sodio disponible. A medida que el hidróxido de sodio original se consume durante la cocción

la reacción anterior se verifica hacia la derecha para mantener el equilibrio.

Cuando el digestor se ha llenado con astillas y se ha agregado la cantidad apropiada de licor de cocción, se admite vapor al digestor y se aumenta la presión hasta alcanzar la temperatura de cocción. Durante esta etapa inicial de la digestión, tienen lugar varios procesos; - se elimina aire del digestor por desplazamiento con vapor; el licor penetra en las astillas; los compuestos volátiles de la madera, como el aguarrás, comienzan a desprenderse por destilación; y los constituyentes sólidos más solubles de la madera empiezan a disolverse. A una presión de 3.5 a 4.2 Kg/cm<sup>2</sup> (50 a 60 lb/plg<sup>2</sup>), se inicia la formación de mercaptanos y sulfuros, y la velocidad de deslignificación aumenta rápidamente. Conforme la presión y temperatura continúan aumentando, - el desplazamiento de gases no condensables comienza a disminuir gradualmente y la lignina se disuelve con rapidez. A esta alta temperatura, la celulosa sería atacada severamente por el hidróxido de sodio; - en este punto se ha gastado el suficiente licor para que la concentración de hidróxido de sodio sea tan baja que la celulosa no se ataque. Este ataque a la celulosa es retardado por la acción reguladora del complejo sodio-lignina y por la acción reductora del sulfuro de sodio.

Es importante que todos los gases no condensables y el aire sean expulsados del digestor durante la cocción (Alivio), puesto que, en caso contrario, la temperatura sería menor que la del vapor a esa presión, y resultaría una cocción cruda. La máxima presión manométrica de digestión, que es de 7.0 a 7.7 Kg/cm<sup>2</sup> (100 a 110 lb/plg<sup>2</sup>), se alcanza en aproximadamente 1 a 4 hr. En este momento prácticamente se han desprendido todos los gases volátiles y la deslignificación ha comenzado a decrecer. El digestor puede descargarse inmediatamente después de haber alcanzado la máxima presión; o bien ésta puede sostenerse hasta una hora más, para una cocción adicional. En algunas fábricas, la presión del digestor se reduce a 4.2 Kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/plg<sup>2</sup>) antes de la descarga.

#### Variables de la Digestión

Para una carga dada, hay cinco variables importantes en la preparación de pulpas por el proceso Kraft:

- a) Relación de productos químicos a madera.
- b) Concentración del licor de cocción.
- c) Sulfidez.
- d) Temperatura y Tiempo de Digestión.

a) Relación de productos químicos a madera.

Para alcanzar un grado de deslignificación tal que permita que las astillas se desfibren sin un tratamiento mecánico, se necesita de una cierta cantidad de álcali efectivo. La cantidad requerida depende de la especie de madera y sobre todo de las dimensiones de las astillas, pero es del orden del 12% (expresada como  $\text{Na}_2\text{O}$  sobre madera) para maderas duras y del 16% para maderas blandas. En la práctica se utiliza de 16 a 18 Kg de álcali efectivo por 100 Kg de madera para preparar pulpas a partir de maderas suaves que contengan de 5 a 6% de lignina.

La relación álcali a madera puede modificarse de dos formas: manteniendo la concentración del licor constante y cambiando la relación de licor a madera o manteniendo constante dicho índice y cambiando la concentración del licor. Comercialmente, en el desfibrado alcalino, la relación de licor a madera seca no puede ser menor de 3:1 pues esta cantidad de licor es necesaria para asegurar que las astillas se impregnen completamente y que algo de licor puede circularse. Resulta ventajoso el uso de una baja relación de licor a madera ya que la cantidad de vapor necesaria para calentar el digestor y mantener una alta concentración sería menor.

La relación de reactivos a madera está estrechamente asociada con la concentración de reactivos en el licor, y estas dos variables tienen

que considerarse una con respecto a la otra. Desde un punto de vista - práctico, una planta de celulosa es capaz de disminuir el ciclo de di-  
gestión hasta cierto límite, aunque con una disminución en el rendimien-  
to, utilizando una relación más alta de álcali a madera.

b) Concentración del licor de cocción.

Siempre que la carga de álcali efectivo sea mayor al mínimo reco-  
mendado, puede obtenerse una pulpa con un licor de casi cualquier con-  
centración, aunque el tiempo requerido para alcanzar el rendimiento de-  
seado varíe considerablemente. Con una carga inicial de álcali sufi-  
ciente para producir un bajo porcentaje de rechazo, las consecuencias -  
de incrementar la carga por aumento de la concentración son más impor-  
tantes que aquellas que se producen al aumentar la carga por medio del  
incremento de la relación licor a madera a la misma concentración.

La rapidez de reacción de los componentes de la madera con el li-  
cor aumenta porque la concentración del ión hidroxilo asciende; enton-  
ces la deslignificación y la disolución y degradación de los carbohidra-  
tos se aceleran. Esto da como resultado una reducción drástica en el -  
tiempo necesario para que la pulpa alcance un determinado rendimiento.

La concentración de reactivos puede cambiarse, mientras se mantenga  
la carga de reactivos constante, reduciendo la relación licor a madera



ra. Siempre que la carga de reactivos sea mayor a la mínima requerida, un incremento en la concentración produce un aumento en el rendimiento.

Aunque es posible variar la concentración de álcali debe recordarse que esto está gobernado por el factor económico y por el funcionamiento del sistema de recuperación.

El uso de una alta concentración de reactivos (es decir, una baja relación de licor a madera) da como resultado que el licor negro (que contiene los reactivos de cocción gastados) requiera un mínimo de etapas de evaporación y esto se refleja en un ahorro de vapor. Sin embargo, como la eficiencia cáustica disminuye conforme aumenta la concentración del licor blanco es necesario utilizar el licor con una concentración de álcali activo entre 100 y 110 g  $\text{Na}_2\text{O}/\text{L}$ . Esta concentración disminuye al diluirse con el licor negro hasta 50g/L.

Generalmente, para digestores rotatorios se utiliza una concentración inicial alta ya que se asegura un buen contacto entre licor y madera dentro del mismo, en digestores estacionarios de calentamiento directo, es necesaria una alta concentración para permitir la dilución del licor con el vapor que condensa, para digestores estacionarios de calentamiento indirecto, con o sin circulación forzada, y para digestores continuos la concentración inicial se escoge de tal manera que se tenga una distribución uniforme de licor y con esto una digestión homogénea.

c) Sulfidez.

El efecto de la sulfidez en el tiempo de cocción y propiedades de la pulpa, ha sido muy investigado. Los experimentos demuestran que la velocidad de cocción depende tanto de la alcalinidad del licor como de la cantidad de sulfuro. Los efectos indeseables de una alta alcalinidad (ataque químico de la celulosa), pueden compensarse usando sulfuro adicional, hasta un límite máximo después del cual ya no se obtiene aumento en la velocidad de cocción o en la calidad de la pulpa. A valores de relaciones de sulfuro a madera comprendidos entre 3 y 5% (correspondientes a una sulfidez de 12 a 20%, aproximadamente), los efectos de incrementos adicionales de sulfuro son difíciles de medir. Cantidades de sulfuro inferiores a una sulfidez de 12%, originan pulpas que más parecen pulpas a la sosa que pulpas Kraft.

Por otra parte se ha observado que al aumentar la sulfidez, aumenta la resistencia de la pulpa.

La presencia del sulfuro de sodio en el licor de cocción, no sólo causa una disolución más selectiva de la lignina sino que también mejora la calidad de la pulpa.

d) Temperatura y Tiempo de Digestión.

La temperatura y el tiempo de digestión son variables interdepen-

dientes, es decir, entre más alta sea la temperatura menor será el tiempo de cocción. Aparentemente a temperaturas menores de  $170^{\circ}\text{C}$  no se encuentra ninguna ventaja en el rendimiento o calidad. A temperaturas mayores de  $180^{\circ}\text{C}$  la celulosa se vuelve más susceptible a la degradación y esto ocurre principalmente a  $200^{\circ}\text{C}$ . Por lo tanto, las temperaturas a las que se efectúa comercialmente el proceso son de  $170$  a  $180^{\circ}\text{C}$  ( $338$  a  $356^{\circ}\text{F}$ ). En procesos intermitentes (Batch) el licor se introduce al digestor a una temperatura menor al punto de ebullición del agua, entre  $70$  y  $80^{\circ}\text{C}$  ( $158$  y  $176^{\circ}\text{F}$ ), para después llevar el sistema hasta la temperatura adecuada de digestión. El aumento de temperatura se lleva a cabo tan rápidamente como lo permita el equipo y la presión del vapor disponible. En la práctica común el incremento de temperatura se realiza en  $1.5$  a  $2$  horas. Por lo tanto, el ciclo de cocimiento o digestión consiste en un período para elevar la temperatura y otro a temperatura constante.

#### Factor H

En 1957, Vroom desarrolló un método para expresar el tiempo de digestión y la temperatura como una sola variable: "el factor H". De esta manera se expresa con un simple valor numérico el tiempo y la temperatura de un ciclo de digestión. Este valor corresponde al área bajo -

la curva de velocidad relativa de reacción contra el tiempo.

La velocidad relativa de reacción ( $K$ ) depende de la temperatura —  
( $T$ ) de acuerdo a la ecuación de Arrhenius:

$$\ln K = B - A/T$$

donde ( $T$ ) está expresada en  $^{\circ}K$ ;  $A$  y  $B$  son constantes para una determinada reacción. La constante  $A$  es igual a  $E/R$ , donde  $E$  es la energía de activación de la reacción de deslignificación y  $R$  es la constante de —  
los gases. Considerando a  $E = 32\ 000$  cal/mol y a  $A = 16\ 113$  y suponiendo que la velocidad relativa es igual a la unidad para una temperatura —  
igual a  $100^{\circ}C$  ( $212^{\circ}F$ ) la expresión se reduce a:

$$0 = B - 16113/373$$

de donde  $B = 43.20$

Por lo tanto la ecuación para la velocidad relativa de reacción —  
para cualquier temperatura puede expresarse de la siguiente manera:

$$K = \ln^{-1}(43.20 - 16113/T)$$

El factor  $H$  es de utilidad si se desea cambiar el tiempo de coc—  
ción en un digestor, sin modificar la pulpa resultante. Cualquier combinación de tiempo de digestión y temperatura que de el mismo factor  $H$  —  
produce pulpas de calidades similares.

## 2.2.2 ALIVIO DEL DIGESTOR

El alivio es una parte esencial de la operación de un digestor que se lleva a cabo por cuatro razones:

- Circulación.
- Control de la digestión.
- Reducción de la presión del digestor antes de ser descargado.
- Remover el aire y otros gases.

Cuando la tapa del digestor es colocada, el aire se encuentra presente entre las astillas, arriba del nivel del licor; atrapado entre — las astillas sumergidas y dentro de los poros de la madera. Poco después de comenzar la evaporación, gases tales como vapor de aguarrás y acetona, que son volátiles a esa temperatura son evacuados del digestor. Esos gases y el aire deben ser descargados, de no ser así, la circulación cesaría causando un calentamiento de la parte inferior del digestor. En digestores rotatorios o con sistemas de circulación el alivio se efectúa para corregir la relación presión-temperatura y no para favorecer la circulación.

El alivio como control de la digestión es especialmente necesario donde no hay bombas ni otras formas de calentamiento indirecto. Algunos operadores consideran que es bueno tener un pequeño alivio continuo

por una perforación de 3.2 mm (1/8 plg) de diámetro.

### 2.2.3 DESCARGA DEL DIGESTOR

Cuando se ha terminado de cocer la pulpa, el contenido del digestor se vacía tangencialmente hacia la parte superior de un tanque de descarga, la pulpa cae al tanque y el vapor y los gases escapan por la parte superior hacia un condensador.

El contenido del tanque de descarga es renovado por medio de un agitador ensamblado en el fondo y que gira aproximadamente a una velocidad de 20 r.p.m.

El licor negro para la primera etapa de lavado se introduce automáticamente por medio de una válvula operada neumáticamente. El contenido del tanque se mantiene a una consistencia de 3.5% para después ser bombeada a la sección de lavado.

Antes de que el digestor se descargue, las tuberías entre la válvula de descarga y el tanque donde se va a almacenar la pulpa, debe ser drenada y calentada. El objeto de drenar el condensado existente en la tubería es el de evitar el golpe de ariete que se produciría por el choque entre el condensado y la pulpa al momento de la descarga, para ayudar al vaciado, cuando la presión en el digestor ha bajado aproxima-

mente a  $3.0 \text{ kg/cm}^2$  ( $42.9 \text{ lb/plg}^2$ ) la válvula de descarga se cierra un poco y a su vez se inyecta vapor. Después se vuelve a abrir rápidamente la válvula, para que se acabe de vaciar el digestor. La operación de dejar "limpio" el digestor después de cada descarga es bastante compleja, ya que depende de muchos factores, por lo que su buena ejecución se deja a los resultados obtenidos en la práctica.

#### 2.2.4 REACCIONES QUE OCURREN DURANTE LA DIGESTION.

Durante el proceso de cocimiento en el digestor, los reactivos químicos inorgánicos reaccionan con los constituyentes de la madera. Algunas sustancias de la madera, principalmente polisacáridos de bajo peso molecular, se disuelven en el licor de cocción y entonces reaccionan con los reactivos inorgánicos, otros constituyentes de la madera, tales como la lignina, son insolubles en su forma original; pero son degradados primero por la acción del licor de cocción a pequeños fragmentos que sí son solubles. La celulosa es más resistente al ataque del álcali que los demás componentes de la madera, aunque sea de cadena larga se reduce y cerca de 20% de la celulosa se pierde.

La lignina en la madera es el componente que más se afecta en el proceso de pulpa alcalina, todos los carbohidratos incluyendo la celulo

sa, son atacados por el licor de cocción. Cantidades considerables de xilosa y manosa contenidas en las hemicelulosas son también disueltas. La concentración en el licor de cocción alcanza un máximo casi al tiempo de que se alcanza la temperatura de digestión; de allí en adelante baja enteramente por la descomposición de los materiales disueltos por el álcali caliente.

La hemicelulosa que queda en la pulpa no está identificada con la que hay originalmente en la madera porque el álcali modifica su estructura en las reacciones heterogéneas.

Tres reacciones tienen lugar en el álcali:

1. Hidrólisis de los grupos acetilo de las hemicelulosas acetiladas.
2. Degradación de las cadenas de polisacáridos, resultando una completa o parcial destrucción del polisacárido.
3. Traslado de los grupos metoxilo y glucoronosilo de la 4-o metilglucorosilo (arabinoxilosa) y 4-o metilglucoroxilosa.

Las velocidades a las cuales se efectúan estas reacciones dependen del p.H., controlado por la cantidad de álcali efectivo presente en el licor; y de la temperatura. La desacetilación es una reacción rápida y cuantitativa. La hemicelulosa aislada por extracción con solución concentrada de álcali no contiene grupos acetilo.



A temperaturas altas la degradación es rápida y se pierde un 35% de los carbohidratos de la madera originándose productos ácidos de degradación que reducen la concentración del álcali efectivo.

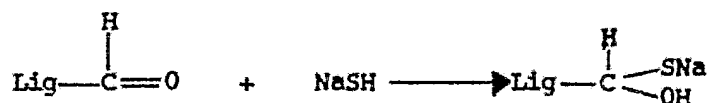
En el proceso Kraft cerca del 20% de la celulosa original se pierde. La degradación de la celulosa es una reacción heterogénea; algunas fracciones son solubles en álcali caliente. Sin embargo, las hemicelulosas son en gran proporción más solubles y por consecuencia son descompuestas más rápidamente.

La xilosa y la manosa se modifican durante el proceso Kraft pero la primera es degradada más fácilmente.

El sulfuro de sodio aumenta la rapidez de deslignificación, probablemente porque la reacción con el sulfuro ácido de sodio con la lignina introduce el grupo -SNa que tiende a hacer más soluble a la lignina.

La reacción aceptada generalmente se expresa de la siguiente manera:

ra:



## 2.3 TIPOS DE DIGESTORES

Los tipos de digestores usados en la fabricación de celulosa son:

### 1. Digestores estacionarios intermitentes

#### a) Cocimiento directo.

- b) Cocimiento indirecto.
- 2. Digestores continuos
    - a) Alimentación por el fondo.
    - b) Alimentación superior.
- 3. Rotatorios (casi obsoleto en la obtención de pulpa Kraft)
    - a) Vertical.
    - b) Horizontal.

Los digestores a diseñar serán estacionarios intermitentes de cocimiento indirecto los cuales se construyen en acero al carbón.

En general, los cuerpos de los digestores se calculan y construyen de acuerdo con las normas especificadas por la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos para el diseño de recipientes sometidos a presión interna (ASME Code for Unfired Pressure Vessels, par. U-68). Después de haber sido soldadas todas las partes componentes del digestor, debe éste ser relevado de esfuerzos y es norma general que todas las soldadu—ras sean inspeccionadas por medio de rayos X.

CAPITULO III

**CALCULO DEL NUMERO DE DIGESTORES Y SU DIMENSIONAMIENTO**

## CALCULO DEL NUMERO DE DIGESTORES Y SU DIMENSIONAMIENTO

En el presente capítulo se determinará el número de digestores que forman el sistema, así como su dimensionamiento.

El sistema se diseña para producir 200 toneladas de celulosa por día. El número de digestores depende de la capacidad de los mismos.

Se calcula el sistema para digestores de tres capacidades: 100, — 125 y 150 m<sup>3</sup>. Otra variable que influye directamente sobre la cantidad de unidades que formarán al sistema es el ciclo de cocción. El ciclo de cocción es el tiempo necesario para cargar, llevarse a cabo la reacción y descargar el digestor. Así como el sistema se calcula para tres capacidades, también se calcula para dos diferentes ciclos de cocción.

En base a los resultados obtenidos se elegirá la capacidad de los digestores y el ciclo de cocción más adecuados.

### 3.1 CALCULO DEL NUMERO DE DIGESTORES

Datos proporcionados por las Fábricas de Papel Loreto y Peña Pobre

Humedad de la madera utilizada = 30%

Consistencia de la celulosa obtenida = 10%

Rendimiento de la reacción = 43.2%

Densidad aparente de la madera = 260 Kg/m<sup>3</sup>

## Ciclos de cocción:

	Ciclo 1	Ciclo 2
Carga del digestor	0.5 hr	0.5 hr
Tiempo de reacción	4.5 hr	4.0 hr
Descarga del digestor	<u>0.5 hr</u>	<u>0.5 hr</u>
Total	5.5 hr	5.0 hr

La secuencia de cálculo utilizada fue la siguiente:

- Masa de madera cargada

$$(\text{Volumen digestor}) \times (\text{densidad aparente madera})$$

- Masa de madera seca

$$(\text{Madera cargada}) \times 0.7$$

- Celulosa obtenida por digestión

$$(\text{Madera seca}) \times (\text{Rendimiento de la reacción})$$

- Celulosa seca al aire obtenida ó celulosa (90:100)

$$\frac{\text{Celulosa obtenida}}{0.9}$$

- Número de digestiones necesarias para producir 200 toneladas de celulosa por día.

$$\frac{200 \text{ Ton/día}}{\text{Celulosa}(90:100)/\text{digestión}}$$

- Número de digestiones por día y por digestor para un ciclo de cocción dado.

$$\frac{24 \text{ hr/día}}{\text{Ciclo de cocción}}$$

- Número de digestores requeridos teóricamente para la producción de —  
200 toneladas de celulosa (90/100) por día.

$$\frac{\# \text{ Digestiones/día}}{(24\text{hr/día})/\text{Ciclo de cocción}}$$

En las tablas I y II se indican los resultados obtenidos para las tres diferentes capacidades de digestores y los dos ciclos de cocción — utilizados. En los dos últimos renglones se muestran tabulados el número teórico y el número real de unidades requeridas. El hecho de que se tengan dos números de digestores va a dar como resultado que se tenga — una capacidad instalada diferente a la tomada como base, esta diferen—  
cia se muestra en la tabla III y se da como un porcentaje de las 200Ton /día fijadas.

TABLA I

Número de Digestores Requeridos. Ciclo de cocción 5.5 hr.

Capacidad del Digestor: m <sup>3</sup>	100	125	150
Madera Cargada: Kg	26000	32500	39000
Madera Seca: Kg	18200	22750	27300
Cel. obtenida por digestión: Kg	7862.4	9828	11793.6
Cel. (90:100) obtenida: Kg	8736	10920	13104
Número de digestiones necesarias para producir 200 Ton/día	22.89	18.32	15.26
Número de digestiones por día y por digestor	4.36	4.36	4.36
Número teórico de Digestores	5.2	4.2	3.5
Número Real de Digestores	6	5	4

TABLA II

Número de Digestores Requeridos. Ciclo de Cocción 5.0 hr.

Capacidad del Digestor: m <sup>3</sup>	100	125	150
Madera Cargada: Kg	26000	32500	39000
Madera Seca: Kg	18200	22750	27300
Cel. obtenida por digestión: Kg	7862.4	9828	11793.6
Cel. (90:100) obtenida: Kg	8736	10920	13104
Número de digestiones necesarias para producir 200 Ton/día	22.89	18.32	15.26
Número de digestiones por día y por digestor	4.8	4.8	4.8
Número teórico de Digestores	4.7	3.8	3.2
Número Real de Digestores	5	4	4



TABLA IV

Porcentaje de aumento en la capacidad instalada con respecto a una producción de 200 Ton. de celulosa por día.

Capacidad del Digestor: m <sup>3</sup>	100	125	150
Producción del Número Real de Digestores: ton/día (Ciclo de cocción 5.5. hr)	229.5	238.1	228.6
Diferencia de producción del Número Real y el Número Teórico de Digestores en % (Ciclo de cocción 5.5 hr)	15.0	19.1	14.3
Producción del Número Real de Digestores: ton/día (Ciclo de cocción 5.0 hr)	209.6	209.4	250.0
Diferencia de producción del Número Real y el Número Teórico de Digestores en % (Ciclo de cocción 5.0 hr)	4.8	4.7	25.0

### 3.2 BALANCE DE MATERIALES

Para que se lleve a cabo adecuadamente la reacción es necesario conocer la cantidad de cada reactivo que se agrega al digestor.

La masa de madera cargada está directamente determinada por la capacidad del digestor; el licor blanco y negro necesario para reaccionar con dicha madera se determina mediante un balance de materiales.

De la bibliografía utilizada se tomaron los siguientes datos:

Alcali activo necesario = 18% de la masa de madera seca.

Alcali activo en el licor blanco = 105 g/l

Alcali activo en el licor negro = 10 g/l

Densidad del licor = 1.1 g/ml

Hidromódulo = 2.65

Secuencia de Cálculo:

- Masa de licor

(Hidromódulo) x (Masa de madera seca)

- Volumen de licor

$$\frac{\text{Masa de licor}}{\text{Densidad del licor}}$$

- Volumen de licor blanco y licor negro

Vol. de licor = (Vol. licor b.) + (Vol. licor n.)

Alc. act. total = (Vol. licor b.)x(alc. act. licor b.)  
+ (Vol. licor n.)x(alc. act. licor n.)

TABLA V

Balace de Materiales

Capacidad del Digestor: m <sup>3</sup>	100	125	150
Masa Total de Licor: Kg	48230	60287.5	72345
Masa Licor Blanco: Kg	32870.4	41088.0	49305.5
Masa Licor Negro: Kg	15359.6	19199.6	23039.5
Vol. Total de Licor: l	43719.7	54649.6	65579.5
Vol. Licor Blanco: l	29882.2	37352.7	44823.2
Vol. Licor Negro: l	13837.5	17296.9	20756.3

La concentración de cada una de las sales que componen a los licores utilizados en el proceso de digestión, se determinan mediante un análisis químico. Enseguida se anotan algunas de las propiedades de dichos licores.

Propiedades del licor Blanco:

Densidad	= 1.1 g/l
Alcali Activo	= 105 g/l exp. como $\text{Na}_2\text{O}$
Alcali Total Titulable	= 120 g/l exp. como $\text{Na}_2\text{O}$
Sulfidez	= 28%
Actividad	= 85%
Concentración de NaOH	= 97.55 g/l
Concentración de $\text{Na}_2\text{S}$	= 36.99 g/l
Concentración de $\text{Na}_2\text{CO}_3$	= 25.65 g/l
Concentración de $\text{Na}_2\text{SO}_4$	= 7.89 g/l
Sales totales	= 168.08 g/l

Propiedades del Licor Negro:

Densidad	= 1.11 g/l
Alcali Activo	= 10 g/l exp. como $\text{Na}_2\text{O}$
Sólidos totales	= 18%

### 3.3 Balance de Calor

Así como el balance de materiales es una parte esencial en los cálculos del capítulo presente también lo es el balance de calor. Mien—tras el primero nos determina la cantidad de licor blanco y negro que —hay que agregar a la madera cargada, el segundo nos determina los requerimientos de vapor para cada digestión.

#### Secuencia de Cálculo:

- Masa de madera x Cp madera ( $T_f - T_i$ )
- Agua en la madera x Cp agua ( $T_f - t_i$ )
- Masa de licor blanco x Cp L.B. ( $T_f - T_i$ )
- Masa de licor negro x Cp L.N. ( $T_f - T_i$ )
- Masa del digestor x Cp digestor ( $T_f - T_i$ )
- Masa del aislante x Cp aislante ( $T_f - T_i$ )
- Pérdidas por Radiación
- Pérdidas por Alivio
- Calor Total requerido
- Requerimiento teórico de vapor

En las tablas VI a, VI b y VI c se muestran los datos y resultados relacionados con el balance de calor.

TABLA VI a

Vapor necesario para calentar el digestor de 100 m<sup>3</sup> de capacidad y su contenido

	Masa Kg	Cp	$\Delta T$ °C	Kcal.
Madera seca a la estufa	18 200	0.33	176 - 26.7	900 106.1
Agua en la madera	7 800	1.00	176 - 26.7	1 168 908.0
Licor blanco	32 870.4	0.91	176 - 76.6	2 986 572.5
Licor negro	15 359.6	0.91	176 - 81.1	1 334 429.0
Cuerpo del digestor	30 682	0.117	176 - 110	239 108.7
Aislante del digestor	1 051	0.20	115 - 93.3	4 666.9
Radiación				83 814.1
Alivio	1 011.3	x 479.05		488 345.6
Total				7 208 011.0

$$\lambda_{\text{vap}} \text{ a } 181.1^{\circ}\text{C} = 474.93 \text{ cal/g}$$

$$\text{Vapor requerido} = 15 169.3 \text{ kg/digestión}$$

El cálculo del peso del aislante y del digestor se tratan en el siguiente capítulo.

TABLA VI b

Vapor necesario para calentar el digestor de 125 m<sup>3</sup> de capacidad y su contenido

	Masa		$\Delta T$	Kcal
	Kg	Cp	$^{\circ}C$	
Madera seca a la estufa	22 750	0.33	176 - 26.7	1 126 144.0
Agua en la madera	9 750	1.00	176 - 26.7	1 462 524.6
Licor blanco	41 088	0.91	176 - 76.6	3 737 398.6
Licor negro	19 199.6	0.91	176 - 81.1	1 668 788.6
Cuerpo del digestor	41 034.1	0.117	176 - 110	320 227.4
Aislante del digestor	1 114.3	0.20	115 - 93.3	4 941.9
Radiación				96 666.8
Alivio	1 264.2 x	479.05		610 468.6
Total				9 027 160.6

$$\lambda_{\text{vap}} \text{ a } 181.1^{\circ}C = 474.93 \text{ cal/g}$$

$$\text{Vapor requerido} = 18 856.7 \text{ Kg/digestión}$$

El cálculo del peso del aislante y del digestor se tratan en el siguiente capítulo.

TABLA VI c

Vapor necesario para calentar el digestor de 150 m<sup>3</sup> de capacidad y su contenido

	Masa Kg	Cp	$\Delta T$ °C	Kcal
Madera seca a la estufa	27 300	0.33	176 - 26.7	1 351 372.8
Agua en la madera	11 700	1.00	176 - 26.7	1 755 029.9
Licor blanco	49 305.5	0.91	176 - 76.6	4 484 621.8
Licor negro	23 039.5	0.91	176 - 81.1	2 002 543.3
Cuerpo del digestor	47 993.4	0.117	176 - 110	374 354.8
Aislante del digestor	1 256.7	0.20	115 - 93.3	5 573.8
Radiación				109 312.2
Alivio	1 517.1 x 479.05			732 562.3
Total				10 815 571.1

$$\lambda_{\text{vap}} \text{ a } 181.1^{\circ}\text{C} = 474.93 \text{ cal/g}$$

$$\text{Vapor requerido} = 22 592.5 \text{ Kg/digestión}$$

El cálculo del peso del aislante y del digestor se tratan en el siguiente capítulo.

### 3.4 DIMENSIONAMIENTO DE LOS DIGESTORES EN BASE A SU CAPACIDAD.

De una manera simple, el digestor está formado estructuralmente - por cuatro porciones:

- I Tapa hemisférica
- II Porción cilíndrica
- III Segmento esférico
- IV Zona cónica circular

En la figura 1 se muestra un diagrama del digestor en el que se — identifican por medio de literales a las diferentes dimensiones de cada porción. De antemano fijamos que la parte cónica forma un ángulo de —  $60^\circ$  y que la salida de descarga del digestor tendría un diámetro de 300 mm.

El dimensionamiento se hace relacionando las variables de cada una de las partes con sus respectivos volúmenes.

Las ecuaciones que se utilizan son las siguientes:

$$V_I = \frac{2}{3} \pi r_a^3 \quad (1)$$

$$V_{II} = \pi r_a^2 h_{II} \quad (2)$$

$$V_{III} = \frac{1}{2} \pi h_{III} (r_a^2 + r'^2 + \frac{h_{III}^2}{3}) \quad (3)$$



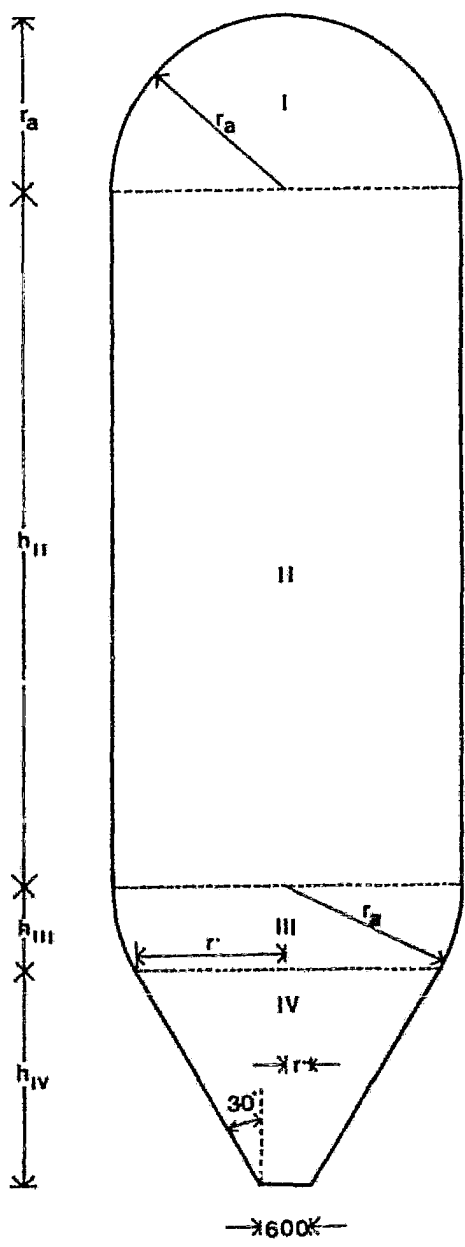


figura 1

$$V_{IV} = \frac{1}{3} \int h_{IV} (r'^2 + r''^2 + r'r'') \quad (4)$$

$$V_T = V_I + V_{II} + V_{III} + V_{IV} \quad (5)$$

Por otro lado también sabemos que:

$$h_{III} = \text{Sen } 30^\circ r_a \quad (6)$$

$$r' = r_a \text{ Cos } 30^\circ \quad (7)$$

$$h_{IV} = \frac{r' - 300}{\text{Tan } 30^\circ} \quad (8)$$

$$h_t = r_a + h_{II} + h_{III} + h_{IV} \quad (9)$$

$$\frac{h_t}{2r_a} = \frac{L}{D} \quad (10)$$

El dimensionamiento se efectúa por iteración para tres casos diferentes tomando como base la capacidad del digestor.

Caso A.

Manteniendo fija la altura total del digestor e igual a 12160 mm.

- Base de cálculo:  $V_T = 100, 125 \text{ ó } 150 \text{ m}^3$ .

- Secuencia de cálculo:

a.1 Suponer  $r_a$

a.2 Calcular  $h_{III}$  con ec. (6)

a.3 Calcular  $r'$  con ec. (7)

a.4 Calcular  $h_{IV}$  con ec. (8)

a.5 Calcular  $h_{II}$  con ec. (9)

a.6 Calcular  $V_I$ ,  $V_{II}$ ,  $V_{III}$  y  $V_{IV}$  con ec. (1, 2, 3 y 4)

a.7 Calcular  $V_T$  con ec. (5)

a.8 Comparar el  $V_T$  calculado en el paso a.7 con la base de cálculo tomada, cuando ambos valores coinciden el cálculo se ha concluido.

En la tabla VII se resumen los resultados obtenidos.

#### Caso B.

Fijando el diámetro del digestor igual a 3600 mm. Para este caso y según las ecuaciones 1, 3, 4, 6, 7 y 8, las dimensiones  $h_{III}$ ,  $r'$ ,  $h_{IV}$ ,  $V_I$ ,  $V_{III}$  y  $V_{IV}$ , tendrán los mismos valores para cualquier capacidad y serán iguales a los mostrados en la tabla VII para el digestor de 1800 mm de diámetro. La diferencia está dada por la altura de la porción cilíndrica ( $h_{II}$ ).

- Base de cálculo:  $V_T = 100, 125 \text{ ó } 150 \text{ m}^3$ .

- Secuencia de cálculo:

b.1 Calcular  $V_{II}$  con ec. (5)

b.2 Calcular  $h_{II}$  con ec. (2)

b.3 Calcular  $h_T$  con ec. (9)

b.4 Calcular  $h_T/D$  con ec. (10)

Los resultados obtenidos se resumen en la tabla VII.

Caso C.

Fijando la relación  $h_T/D$  igual a 3.38.

- Base de Cálculo:  $V_T = 100, 125 \text{ ó } 150 \text{ m}^3$ .

- Secuencia de cálculo:

c.1 Suponer  $r_a$

c.2 Calcular  $h_T$  con ec. (10)

c.3 Calcular  $h_{III}$  con ec. (6)

c.4 Calcular  $r'$  con ec. (7)

c.5 Calcular  $h_{IV}$  con ec. (8)

c.6 Calcular  $h_{II}$  con ec. (9)

c.7 Calcular  $V_I$ ,  $V_{II}$ ,  $V_{III}$  y  $V_{IV}$  con ec. (1, 2, 3 y 4)

c.8 Calcular  $V_T$  con ec. (5)

c.9 Comparar el  $V_T$  calculado en el paso c.8 con la base de cálculo tomada, si ambos valores coinciden entonces el cálculo se ha completado.

En la siguiente tabla se resumen los resultados obtenidos.

### 3.5 SELECCION DEL NUMERO DE DIGESTORES

Analizando las tablas de resultados es posible escoger el número -

TABLA VII

	Caso A			Caso B			Caso C		
Capacidad: m <sup>3</sup>	100	125	150	100	125	150	100	125	150
$h_T$ : mm	<u>12160</u>	<u>12160</u>	<u>12160</u>	12160	14466	16922	12160	13064	13892
$r_a$ : mm	1800	2033	2270	1800	1800	1800	1800	1932.5	2055
D: mm	3600	4066	4540	<u>3600</u>	<u>3600</u>	<u>3600</u>	3600	3865	4110
$r'$ : mm	1559	1761	1966	1559	1559	1559	1559	1674	1780
$h_{II}$ : mm	7280	6581	5870	7280	9586	12042	7280	7786	8246
$h_{III}$ : mm	900	1017	1135	900	900	900	900	966	1028
$h_{IV}$ : mm	2180	2530	2885	2180	2180	2180	2180	2379	2563
$h_T/D$	3.38	2.99	2.68	3.38	4.02	4.70	<u>3.38</u>	<u>3.38</u>	<u>3.38</u>
$V_I$ : m <sup>3</sup>	12.21	17.60	24.50	12.21	12.21	12.21	12.21	15.21	18.18
$V_{II}$ : m <sup>3</sup>	74.10	85.45	95.02	74.10	97.57	122.6	74.10	91.35	109.4
$V_{III}$ : m <sup>3</sup>	8.40	12.10	16.48	8.40	8.40	8.40	8.40	10.39	12.50
$V_{IV}$ : m <sup>3</sup>	6.82	10.10	13.73	6.82	6.82	6.82	6.82	8.45	10.18
$V_T$ : m <sup>3</sup>	101.5	125.3	150.1	101.5	125.0	150.0	101.5	125.3	150.3

más conveniente de digestores necesarios para producir las 200 toneladas de celulosa por día.

Observando los datos de las tablas I y II podemos notar que para los digestores de  $150 \text{ m}^3$  de capacidad, sin importar el ciclo de cocción empleado, el número necesario de unidades resulta ser igual a 4 y obviamente, por ser los digestores de mayor capacidad, constituyen el menor número calculado.

El tener el mínimo posible de unidades representa una ventaja en lo referente a la inversión ya que con cada digestor va relacionada una serie de equipos auxiliares tales como bombas de circulación, cambiadores de calor, tuberías, etc. Otra razón importante para elegir a los digestores de  $150 \text{ m}^3$  es el hecho de que es más sencillo mantener en buenas condiciones un menor número de unidades. También cabe considerar que el espacio ocupado por cuatro unidades resulta ser menor que el utilizado al instalar cinco digestores.

De la tabla IV podemos ver que con 4 digestores de  $150 \text{ m}^3$  de capacidad reduciendo el ciclo de cocción de 5.5 a 5.0 horas aumentamos la producción de 229 a 250 toneladas de celulosa.

El inconveniente principal para elegir el mínimo número de digestores lo representa el hecho de que al quedar fuera de servicio una de —

las unidades, la producción se ve notablemente afectada, sin embargo, - en caso de poner fuera de servicio uno de los cuatro digestores de 150 m<sup>3</sup>, la producción de celulosa sería de 189 toneladas, lo cual representa un 5.5% menos de las 200 toneladas planeadas. Otro inconveniente, - es el suministro de servicios, por ejemplo, el vapor necesario para la cocción de 150 m<sup>3</sup> de madera es mayor que para 100 m<sup>3</sup>, sin embargo, consideramos que para nuestro diseño no tendríamos problemas con la generación del vapor ni de ningún otro servicio requerido.

Por todas las razones apuntadas nos inclinamos por la construcción de cuatro digestores de 150 m<sup>3</sup> de capacidad, y el dimensionamiento de los mismos corresponderá al caso c como se indica en la Tabla VII.

**CAPITULO IV**



DISEÑO DEL SISTEMA DE DIGESTORES Y SELECCION DE ACCESORIOS DEL  
SISTEMA

## DISEÑO DEL SISTEMA DE DIGESTORES Y SELECCION DE ACCESORIOS DEL SISTEMA

En el capítulo anterior se seleccionó el número de digestores que según su capacidad formarán parte de nuestro sistema productivo. También se fijaron dimensiones tales como la altura y diámetro de los digestores, sin embargo, no se trató ningún aspecto mecánico como podría ser la selección del material para la construcción, el espesor de las placas de acero, el tipo de soldadura, las placas de refuerzo, el soporte de los equipos, etc. Trataremos, en este capítulo, de especificar de una manera detallada las características mecánicas del sistema.

Las variables de diseño mecánico en las que se basan los cálculos como temperatura y presión, están fijadas por el proceso mismo, es decir, son las condiciones necesarias para llevar a cabo adecuadamente la digestión de la madera.

Cada unidad de producción o digestor cuenta con una serie de equipos necesarios además de tuberías y conexiones. Los equipos relacionados son, esencialmente, una bomba de circulación de licor y un intercambiador de calor. El digestor tiene en su interior varios accesorios para la distribución del licor y del vapor que se introducen al mismo.

Todo el equipo trabaja bajo condiciones drásticas de corrosión, — por lo cual, es necesario fabricar los digestores con aceros especiales

que sean químicamente resistentes al ataque de los licores como el acero inoxidable, o bien, usar acero al carbón provisto de una chapa de — acero inoxidable integral e íntimamente ligada al mismo, a este tipo de acero se le conoce con el nombre de "stainless steel clad"; la chapa de acero inoxidable es generalmente 20% del espesor total. Los digestores también pueden construirse con aceros al carbón cuyo espesor, además de resistir las condiciones de temperatura y presión de diseño, cuenta con un exceso que corresponda al margen por corrosión del equipo.

#### 4.1 CORROSION

Las condiciones prácticas y operativas que afectan a la velocidad de corrosión en los digestores empleados para la fabricación de celulosa alcalina pueden ser clasificadas de la siguiente manera:

##### I Factores relacionados con la corrosión global.

##### 1. Químicos usados en el licor de cocción:

- a. Hidróxido de sodio
- b. Sulfato de sodio
- c. Carbonato de sodio
- d. Sulfuro de sodio
- e. Hidrosulfuro de sodio
- f. Azufre
- g. Tiosulfato de sodio

- h. Sulfito de sodio
- i. Polisulfuro de sodio
- j. Mercaptanos
- k. Mezcla de reactivos

2. Sistema de recuperación empleado.
3. Temperatura y concentración del licor.
4. Número de digestiones realizadas por cada digestor.

## II Factores relacionados con la corrosión local.

1. Punto de alimentación del licor.
2. Tiempo de llenado.
3. Corrientes desviadas .
4. Accesorios internos de digestor.
5. Punto de entrada del vapor al digestor.

La corrosión de un digestor puede presentarse en forma de grietas, hoyos o surcos y causa una disminución en el espesor del equipo.

La corrosión se presenta en diferentes grados dependiendo de las condiciones químicas bajo las cuales trabaje la fábrica y de las técnicas de operación empleadas.

Las partes media y superior del digestor son las que se ven más — afectadas por dicho fenómeno. La velocidad de corrosión para acero al\_

carbón es aproximadamente de 0.8 mm. por año y en áreas críticas de 1 a 2 mm por año.

#### 4.2 DISEÑO MECANICO DEL DIGESTOR

Como se mencionó en el capítulo II, los cuerpos de los digestores se calculan y construyen de acuerdo con las normas especificadas por la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos para el diseño de recipientes sometidos a presión interna. (ASME Code for Unfired Pressure Vessels, par. U-68).

El material del cuerpo del digestor será acero al carbón SA 515-70 ya que su composición lo hace adecuado para la fabricación de recipientes a presión con temperatura de servicio intermedia y alta. El espesor del digestor está calculado para resistir las condiciones de presión y temperatura y además tendrá un margen por corrosión para proporcionar una vida razonable del equipo. Dicho margen será igual a 16 mm (5/8 plg) y está planeado para que el equipo tenga una vida en servicio de 20 años.

Las tomas de licores deben estar correctamente localizadas y la inspección de los mismos tiene que hacerse en un punto adecuado ya que es necesario que la distribución de los licores se lleve a cabo uniforme-

mente en el interior del digestor.

Todas las tuberías, conexiones, bridas, tapas, etc., han de estar localizadas en el punto correcto y diseñadas para resistir los choques que se producen durante la descarga y las vibraciones y expansiones de todos y cada uno de los componentes del equipo.

Enseguida se anotan las condiciones tanto de operación como de diseño y construcción bajo las cuales se calculó el sistema:

Condiciones de Operación:

- Presión de operación en la parte superior del digestor =  $8.4 \text{ Kg/cm}^2$  - (120 psi).
- Temperatura máxima de operación =  $176.7^\circ\text{C}$  ( $350^\circ\text{F}$ ).

Condiciones de Diseño y Construcción:

- El digestor será diseñado de acuerdo con los procedimientos del Código ASME, parágrafo U-68.
- Presión de Diseño =  $10.56 \text{ Kg/cm}^2$  (150 psi).
- El material de construcción para el cuerpo del digestor será acero al carbón SA 515-70.
- La presión de Diseño para la parte cónica será igual a  $10.56 + P_{hi}$  hidrostática.

- El margen por corrosión será igual a 16 mm (5/8 plg).
- Las diferentes partes del digestor se unirán mediante soldadura tipo doblo V.
- Todas las soldaduras deberán ser radiografiadas.
- Después de armado el digestor deberá ser relevado de esfuerzos.

De acuerdo al Código ASME las fórmulas para calcular los espesores de las diferentes porciones del digestor, son:

Tapa Hemiesférica:

$$t = \frac{PR}{2SE - 0.2P}$$

Envolvente Cilíndrica:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

Porción Toricónica:

$$t = \frac{PR}{\cos \theta (SE - 0.6P)}$$

Datos utilizados:

$$P = 10.57 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_{\text{Hid}} = 1.13 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 1231.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (17500 psi)}$$

$$R = 205.5 \text{ cm}$$

$$\theta = 30^\circ$$

$$E = 1$$

Los espesores comerciales, incluyendo el margen por corrosión, para las diferentes partes del digestor resultaron ser los siguientes:

Cabeza Hemisférica = 25.4 mm (1 plg)
Cuerpo cil. = 34.9 mm (1 3/8 plg)
Cono = 41.3 mm (1 5/8 plg)

El digestor incluye además los siguientes accesorios:

- Una regadera de lejía en la parte superior compuesta de un anillo formado por 12 secciones unidas por bridas con 9 boquillas por sección, todo de acero inoxidable SA 312 TP 316, incluyendo orejas y soporte, según Plano 3.
- 18 placas perforadas con pernos de apoyo, solapas, tornillos, tuercas y placas de unión en acero inoxidable SA 312 TP 316, según Plano 3.
- El cuello superior consta de una canastilla (filtro) de acero inoxidable SA 312 TP 316, cajas superior e inferior del mismo material soldadas al cuello del Digestor, chumaceras del poste, volante con poste giratorio, todo según Plano 2 y Plano 3.
- Anillo Inferior con soportes, orejas y perforaciones en acero inoxidable SA 312 TP 316, según Plano 1.
- Todas las boquillas del cuerpo son de acero inoxidable SA 312 TP 316 y la ubicación de cada una está mostrada en el Plano 1. Algunas de estas boquillas necesitaron placas de refuerzo para compensar la por-



ción de pared del digestor eliminada para la inserción de las mismas; en el Plano 1 se enlistan las dimensiones de los refuerzos mencionados.

- Las bridas serán de acero al carbón y llevarán un casquillo de acero inoxidable como se muestra en el detalle G del Plano 2. Las bridas deberán resistir una presión de  $21.1 \text{ Kg/cm}^2$  (300 psi).

#### 4.3 DISEÑO TERMODINAMICO Y MECANICO DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO

El intercambiador de calor es un aparato especial cuyo diseño incluye algunos métodos para permitir la expansión de los tubos y su desincrustación automática, pues los licores contienen cantidades apreciables de sulfatos y carbonatos con características altamente incrustantes. Si no se dispone de medios para desincrustar el aparato, la eficiencia de éste decrece rápidamente hasta hacerlo inadecuado. Las causas más comunes que provocan la incrustación en los tubos, son las siguientes:

- Una clarificación deficiente del licor.
- Un excesivo sobrecalentamiento del vapor.
- Un aumento excesivo en la temperatura del licor que pasa a través del calentador.

- Una velocidad muy baja del licor a través de los tubos.
- Un área de calentamiento insuficiente.

El tamaño del intercambiador depende del ciclo de trabajo, de la magnitud de la carga en el digestor y de la presión del vapor disponible.

En un calentador para un digestor, la transmisión de calor es del vapor al licor, pasando intermedicamente por las paredes del metal. De lo anterior podemos entender la importancia que tienen en el diseño de un intercambiador las leyes que rigen la transmisión de calor. Básicamente tres son los factores que controlan el flujo de calor, y éstos son los siguientes:

- El área de la superficie de transmisión de calor.
- La diferencia media de las temperaturas.
- El coeficiente de transmisión de calor.

El coeficiente de transmisión de calor depende la velocidad del licor en los tubos, puesto que el coeficiente aumenta considerablemente con la velocidad del licor.

El coeficiente también varía de acuerdo con la temperatura. La velocidad del licor es proporcional al porcentaje de flujo, por lo que para mantener un calentamiento efectivo debe existir un flujo constante de circulación.

Se recomienda los siguientes rangos de flujo:

- 80.2 a 93.6 l/min por m<sup>3</sup> de la capacidad del digestor (6/10 a 7/10 g.p.m. por pie<sup>3</sup> de la capacidad del digestor).
- Un onceavo de la capacidad del digestor por minuto.

Para diseñar el calentador es necesario analizar un poco el proceso: El licor al inicio de la digestión, entra al intercambiador con una temperatura  $t_1$  y sale del mismo con una temperatura  $t_2$ , misma con la que entra al digestor y se mezcla con la madera manifestándose el intercambio de calor entre ambos, por tanto al salir del digestor, el licor llevará una temperatura diferente  $t_3$  y entra de nuevo al intercambiador para pasar a una temperatura  $t_4$ , el ciclo se repite hasta que el sistema alcanza la temperatura a la que se efectúa la digestión, en otras palabras, la diferencia principal entre un calentador para un digestor y un calentador de uso común, es el constante decremento de la diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor circulado, ya que la temperatura del licor tiende a aumentar.

Debido a lo anterior, para proceder al cálculo del área de transferencia de calor requerida consideramos tres intervalos de tiempo a lo largo de toda la digestión, al inicio, a la mitad y al final del proceso.

Los datos de temperatura del licor a la entrada y a la salida del intercambiador y la del digester durante el proceso fueron proporcionados por las Fábricas de Papel Loreto y Peña Pobre.

De los resultados obtenidos se observó que el área mayor correspondía al intervalo tomado al final de la digestión. A continuación se muestran los datos considerados para el cálculo y los resultados obtenidos.

#### Datos utilizados:

$\phi_{\text{nom}}$  tubos = 31.8 mm (1 1/4 plg)  
 BWG = 14  
 Longitud tubos = 7.34 m (24 ft)  
 Pitch = 39.6 mm (1 9/16 plg)  
 Gasto = 233.6 l/seg (8.25 ft<sup>3</sup>/seg)  
 Cambio de T del digester  
 al final de la digestión = 11.1°C (10°F)  
 T del licor a la entrada del intercambiador = 173.9°C (345°F)  
 T del licor a la salida del intercambiador = 176.6°C (350°F)  
 T del vapor = 181.1°C  
 Viscosidad = 0.536 Kg/hr m (0.36 lb/hr ft)  
 Densidad = 1049 g/l (65.47 lb/ft<sup>3</sup>)  
 Factor de Incrustación = 0.000213 hr m<sup>2</sup> °C/Kcal

#### Variables Calculadas:

Velocidad en tubos = 1.64 m/seg (5.39 ft/seg)  
 Número de tubos = 239  
 $U_C = 4165.87 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $U_D = 2206.69 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\text{Area de transferencia} = 175.58 \text{ m}^2 (1889 \text{ ft}^2)$$

Calculado el número de tubos necesarios para la transferencia de calor se procedió a diseñar mecánicamente el intercambiador.

El material seleccionado para el cuerpo del intercambiador, dado - que no está en contacto directo con el licor de digestión, fue acero al carbón SA 283 C. En cambio, los espejos, los tubos y las tapas serán - construidos de acero inoxidable TP 316.

La soldadura que se empleará para unir las diferentes partes del - intercambiador será del tipo doble V, sin embargo, no se hará el radio--grafiado ni el relevado de esfuerzos. El cuerpo del intercambiador está formado por una porción cilíndrica y dos tapas cónicas. La parte cilíndrica está provista de una sección de mayor diámetro que forma la cámara de vapor, como se indica en el Plano 4.

Tanto la cámara de vapor como las tapas del intercambiador están - formadas por secciones cónicas unidas a porciones cilíndricas. Comparando el espesor de las secciones cónicas con el de la cilíndrica, observamos que aquél era mayor y por tanto, se optó por construir las piezas - con el espesor de la sección cónica.

A continuación se muestra el cálculo del espesor del cuerpo del intercambiador y de los espejos.

- Envolverte cilíndrica

Para esta porción la presión de diseño es 1.25 veces la presión de operación y esta última corresponde a la presión del vapor utilizado como medio de calentamiento. Las condiciones del vapor suministrado al intercambiador son las siguientes:  $T = 181.1^{\circ}\text{C}$ ;  $P = 10.57 \text{ Kg/cm}^2$ .

El margen por corrosión para esta sección fue considerado con un valor igual a 1.6 mm (1/16 plg).

Según el Código ASME el espesor de una envolverte cilíndrica está dado por la siguiente relación:

$$t = \frac{P R_o}{S E + 0.4 P}$$

Datos utilizados:

$$P_{op} = 10.57 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P = 13.21 \text{ Kg/cm}^2$$

$$R_o = 38.1 \text{ cm}$$

$$E = 0.7$$

$$S = 891.5 \text{ Kg/cm}^2$$

El espesor resultante, considerando el margen por corrosión, es igual a 9.5 mm (3/8 plg).

- Tapas cónicas

La presión de operación para esta porción está determinada por la presión de vapor del licor que sale del digestor y la cual tiene un va-

lor de  $9.51 \text{ Kg/cm}^2$  a las condiciones más drásticas del proceso,  $176^\circ\text{C}$  — ( $350^\circ\text{F}$ ).

El espesor de esta sección está dado por la relación

$$t = \frac{PD}{2 \cos \theta (SE - 0.6P)}$$

Datos utilizados:

$$D = 76.2 \text{ cm}$$

$$\theta = 30^\circ$$

$$P_{op} = 9.51 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P = 11.89 \text{ Kg/cm}^2$$

$$E = 0.7$$

$$S = 1148.9 \text{ Kg/cm}^2$$

Con los datos anteriores, el espesor comercial para las tapas cónicas es igual a 7.9 mm (5/16 plg).

- Cámara de Vapor

Estará construída de acero al carbón y las condiciones de diseño serán las consideradas para el envolvente cilíndrico, su espesor está dado por la relación empleada para las tapas cónicas. El diámetro de esta sección será igual a 101.6 cm (40 plg). Por otro lado diremos que la camara de vapor llevará soldada una placa de choque de 12.7 mm (1/2 plg) - de espesor para evitar que el vapor, cuando entre al intercambiador, lo haga directamente sobre los tubos, esta placa sirve también para distri-

buir adecuadamente el vapor por toda la cámara. Para más claridad ver - el Plano 4.

Tomando en cuenta todas las consideraciones anteriores, la cámara de vapor será construida con un espesor igual a 14.3 mm (9/16 plg).

#### - Espejos

El espesor del espejo se calculó tanto por momento flexionante como por esfuerzo cortante, sin embargo, sólo se muestra el cálculo por flexión ya que fue el determinante.

Según el Código TEMA el espesor de un espejo está dado por:

$$t = \frac{FG}{2} \sqrt{\frac{P}{S}}$$

Donde F tiene un valor igual a 1 para los tubos con espejos fijos; G es el diámetro medio del empaque para espejos fijos; P es la presión de diseño y S el esfuerzo máximo permisible del material de construcción.

Datos utilizados:

$$F = 1$$

$$G = 81.7 \text{ cm}$$

$$P = 13.21 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 1148.9 \text{ Kg/cm}^2$$

Con los datos anteriores, el espesor requerido para los espejos resultó ser igual a 46 mm (1 13/16 plg).



Los diámetros de las boquillas de entrada de vapor y salida de condensados se determinan en base a las velocidades y flujos recomendados, (vel. vapor = 0.58 m/seg; vel. condensados = 2.26 m/seg).

Las bridas son del tipo bridas deslizables, especificadas bajo norma ASA 300 psi, de acero al carbón SA 283 grado C, además estarán provistas con un casquillo (stubend) de acero inoxidable TP 316 para evitar el contacto del licor con el acero al carbón. Ver detalles en el Plano 4.

#### 4.4 SISTEMA DE CIRCULACION DE LICOR

Debido a que el calentamiento del digestor se hace de manera indirecta, el licor se hace pasar a través de un intercambiador, es necesario el diseño de un sistema de circulación. Dicho sistema ha de ser capaz de mezclar perfectamente los licores y de impulsarlos correctamente y uniformemente a través de las astillas de madera para que todos los  $150 \text{ m}^3$  que contiene el digestor reciban el mismo tratamiento, a pesar de que las presiones hidrostáticas dentro del mismo varíen.

Este sistema será diseñado con datos de flujo y velocidad recomendados.

El flujo se considera como  $93.6 \text{ l/min}$  por  $\text{m}^3$  de la capacidad del digestor.  $Q = 14040 \text{ l/min}$  ( $3709.4 \text{ g.p.m.}$ ). El rango de velocidad de licor es de 2 a 5 m/seg. El diámetro de la tubería se determina mediante el -

flujo y la velocidad del licor de cocción.

Como siguiente paso se elige la bomba adecuada para el sistema de circulación, generalmente las bombas usadas para este fin son de baja velocidad (750 RPM) y con impulsores de gran diámetro. El diseño de las mismas es tal, que aún venciendo las pérdidas en la succión, sus características de operación permiten tener un gasto de circulación uniforme, desde que empieza, hasta que termina el ciclo de trabajo del digestor. Las bombas también se diseñan con los soportes de la flecha bastante reforzados y provistos de enfriamiento por agua en el estopero. Algunos fabricantes proveen las bombas montadas en bases adaptadas con resortes para absorber las expansiones y contracciones (en la succión y en la descarga), provocadas por las diferentes temperaturas del licor bombeado, (en nuestro caso, se utilizará una curva de expansión. Ver Plano 5). Estas bombas usualmente se diseñan para que tengan una capacidad suficiente para bombear de 12 a 15 veces el volumen total de licor contenido en el digestor, antes de que la temperatura máxima sea alcanzada. En algunas ocasiones el impulsor, la flecha y la carcasa de las bombas se construyen de acero inoxidable evitándose así la corrosión.

La bomba se determina en base a la cabeza total requerida por el sistema y el gasto de licor manejado.

## - Cabeza Total Requerida

$$H = H_{st} + h_f + (P_d - P_s)$$

Donde:

H = Cabeza Total Requerida

$H_{st}$  = Cabeza estática. Dada por la diferencia de alturas entre el nivel de licor y el punto de entrada del mismo al digestor (7.425  $\bar{K}g \cdot m / Kg$ )

$h_f$  = Pérdidas por fricción (6.498  $\bar{K}g \cdot m / Kg$ )

$P_d - P_s$  = Diferencia de presiones 0.0  $\bar{K}g \cdot m / Kg$

Con los datos arriba anotados la cabeza total requerida por el sistema es:

$$H = 13.923 \bar{K}g \cdot m / Kg$$

## - NPSH Disponible

$$NPSH_d = \frac{P_t - P_v}{\rho} + \frac{\Delta z g}{g_c} - h_f$$

Donde:

$P_t$  = Presión Total del Sistema (9.25  $Kg/cm^2$ )

$P_v$  = Presión de vapor del licor a la temperatura del sistema - (9.50  $Kg/cm^2$ )

$\rho$  = Densidad del licor 1  $g/cm^2$

$\Delta z$  = Diferencia de alturas entre el nivel del licor y la succión de la bomba (8.790 m)

$h_f$  = Pérdidas por fricción (0.914  $\bar{K}g \cdot m / Kg$ )

El  $NPSH_d$  resultó igual a 5.376  $\bar{K}g \cdot m / Kg$

De la curva característica para la bomba tipo RA 300-40 que se da a continuación, se observa que con el flujo de licor que se maneja en el sistema de circulación, la bomba proporciona una cabeza de 21 m y el NPSH requerido es de 4.3 m, por lo tanto, esta bomba con un diámetro de impulsor de 340 mm resulta adecuada para el servicio.

Tanto la tubería como la bomba son de acero inoxidable TP 316, las dimensiones de la tubería conforme ASA 36.10 para tubería comercial cédula 10.

#### 4.5 REQUERIMIENTOS DE AISLANTE PARA EL SISTEMA

Dado que el proceso se lleva a cabo a una temperatura considerablemente alta, es necesario aislar a los equipos y tuberías para evitar pérdidas de calor significativas.

En práctica común fijar las pérdidas de calor, el Manual Piping Design and Engineering Grinnell proporciona criterios para fijar estas pérdidas en forma adecuada. Fijadas las pérdidas de calor, se procede a calcular el espesor del aislante. El material seleccionado para aislar al hervidor, al calentador y a las tuberías fue la lana mineral.

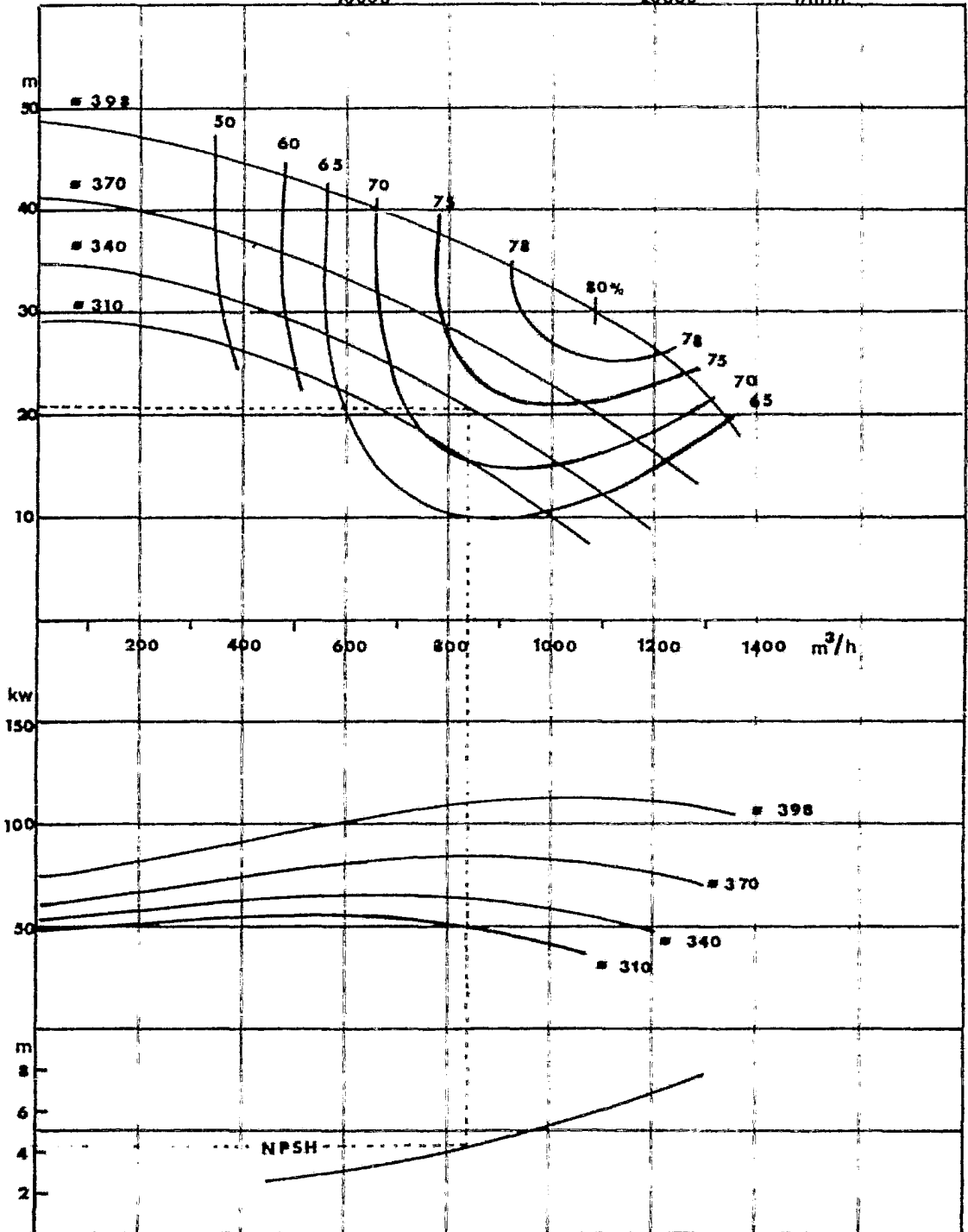
El cálculo del espesor del aislante se lleva a cabo mediante el método propuesto en el libro "Applied Heat Transmission" de Stoever J. Herman.

RA 300-40

10000

20000

l/min



$$q = \frac{K A(t_s - t_a)}{L + (K/h)}$$

Donde:

$q$  = Calor Perdido. Kcal/hr

$A$  = Area de la superficie cubierta con aislante.  $m^2$

$t_s$  = Temperatura de la superficie cubierta.  $^{\circ}C$

$t_a$  = Temperatura ambiente.  $^{\circ}C$

$K$  = Conductividad térmica del aislante a una temperatura promedio -  
entre  $t_s$  y  $t_a$ .  $^{\circ}C$

$h$  = Coeficiente combinado de convección y radiación.  $Kcal/m^2 hr^{\circ}C$

Digestor

Datos Utilizados:

$$q = 27328.1 \text{ Kcal/hr}$$

$$K = 0.0298 \text{ Kcal/m}\cdot\text{hr}^{\circ}C$$

$$A = 179.37 \text{ m}^2$$

$$t_s = 176.6^{\circ}C$$

$$t_a = 21.1^{\circ}C$$

$$h = 9.32 \text{ Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}C$$

El espesor del aislante resultó ser igual a 29.2 mm

- Intercambiador de Calor y Tubería

Datos Utilizados:

$$q/A = 60.8 \text{ Kcal/m}^2\text{hr}$$

$$K = 0.0298 \text{ Kcal/m}\cdot\text{hr}^{\circ}C$$

$$t_s = 176.6^{\circ}C$$

$$t_a = 21.1^{\circ}\text{C}$$

$$h = 9.32 \text{ Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C}$$

Espesor de aislante = 73 mm

#### 4.6 CURVA DE EXPANSION

Los cambios de temperatura que se presentan durante el proceso de digestión originan expansiones de las tuberías del sistema, generándose esfuerzos que pueden dañarla severamente.

La absorción de estos esfuerzos puede hacerse mediante la instalación de una curva de expansión, sin embargo, existe otro método para disminuir la intensidad de los esfuerzos finales, que consiste en cortar la tubería a una longitud menor a la necesaria y colocarla en su posición mientras está en frío. Este acortamiento produce un esfuerzo de tensión inicial que va reduciéndose conforme la temperatura aumenta. A esta técnica de instalación se le llama pretensado en frío.

En nuestro caso, se instalará una curva de expansión que se localizará a la salida del intercambiador, a lo largo de la tubería que introduce el licor al digestor, ver Plano 5.

#### 4.7 SELECCION DE LA CURVA DE EXPANSION

La selección de la curva de expansión está relacionada con la desviación o dilatación que sufre la tubería y se basa en el método propues

to en el libro "Piping Design and Engineering", Grinnell Company, Inc. - En el cual se cita que las relaciones aplicables a una curva no restringida son:

$$\text{Desviación Tabulada} \times Q = \text{Expansión Térmica} \times \frac{10000 \cdot M_R}{S_b}$$

$$P_x \text{ Real} = F_x \text{ Tabulada} \times \frac{\text{Expansión Térmica} \times M_R}{\text{Desviación Tabulada} \times Q}$$

$$S = 1.5 \cdot S_{343^\circ\text{C}}$$

$$S_p = P \frac{A_I}{A_M}$$

$$S_b = S - S_p$$

Donde:

Q = Factor de Expansión de la Curva

$M_R$  = Relación de Módulos de Elasticidad

$S_p$  = Esfuerzo longitudinal debido a la presión interna.

$S_b$  = Esfuerzo flexionante debido al peso de la tubería.

S = Máximo esfuerzo permisible.

$A_I$  = Area interna de la sección transversal de la tubería.

$A_M$  = Area metálica de la sección transversal de la tubería.

Datos Utilizados:

Tubería de acero inoxidable SA 312 TP 316, Cédula 10 de 35.36 cm —

(14 plg) de diámetro nominal.

$$S_{343^\circ\text{C}} = 817.3 \text{ Kg/cm}^2$$

$$M_R = 0.958$$

$$A_I = 872.9 \text{ cm}^2$$



$$A_M = 121.4 \text{ cm}^2$$

$$P = 9.5 \text{ kg/cm}^2$$

$$L = 6.09 \text{ m}$$

$$\text{Coef. de exp. térmica} = \frac{8.103 \text{ cm}}{30.48 \text{ m}}$$

Datos Calculados:

$$S_p = 68.29 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S_b = 1157.98 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\text{Expansión térmica} = 1.62 \text{ cm}$$

$$\text{Desviación Tabulada } \times O = 0.943 \text{ cm}$$

Calculada la desviación que sufre la tubería, se procede a elegir - la curva que sea capaz de absorberla.

Curva Tipo U Simple Acodada (Single Offset U Bend)

Cuya desviación está dada por la relación:

$$\text{Desviación} = \frac{(5.31K^2 + 8.12K + 0.37)R^2}{(42.27K + 11.31)D}$$

Donde:

R = Radio de la curva en (ft)

D = Diámetro externo de la tubería en (plg)

K = Factor de Flexibilidad que depende del diámetro externo de la - tubería y de la relación R/D

La desviación calculada está dada en pulgadas y su valor debe ser - igual o mayor a la desviación real que sufre la tubería.

Efectuados los cálculos llegamos a la conclusión de que la curva adecuada debería tener las siguientes dimensiones:

$$R = 1066.8 \text{ mm (42 plg)}$$

$$D = 355.6 \text{ mm (14 plg)}$$

$$R/D = 3$$

$$K = 4.10$$

$$\text{Desviación} = 14.79 \text{ mm (0.583 plg)}$$

#### 4.7 DISEÑO DE LOS SOPORTES PARA LOS RECIPIENTES DEL SISTEMA

Los soportes de los recipientes consisten en el uso de ménsulas unidas al equipo y atornilladas a vigas de acero. Las vigas van soportadas en una base de concreto.

Las dimensiones de las ménsulas se diseñan con el método propuesto en el capítulo 10 del libro "Process Equipment Design", Brownell E. — Llyod y Young H. Edwin.

Los detalles de las ménsulas para el digestor y el intercambiador de calor se indican en los Planos 5 y 4 respectivamente.

El diseño de las ménsulas consiste en encontrar el espesor de las placas que forman a las mismas, en base a los esfuerzos de Tensión y Compresión provocados por la presión del aire y el peso del equipo respectivamente.

Las columnas se diseñan de acuerdo al American Institute of Steel —

Construction Specification, que establece que la suma de los esfuerzos - de compresión axial dividido por el esfuerzo permisible de compresión de la columna, más el esfuerzo flexionante dividido por el esfuerzo permisible de tensión no excederá a la unidad, o:

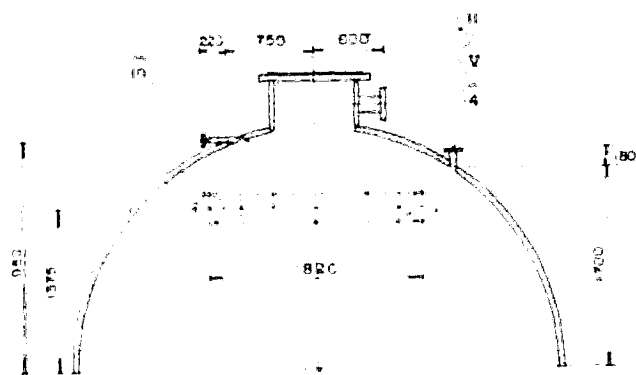
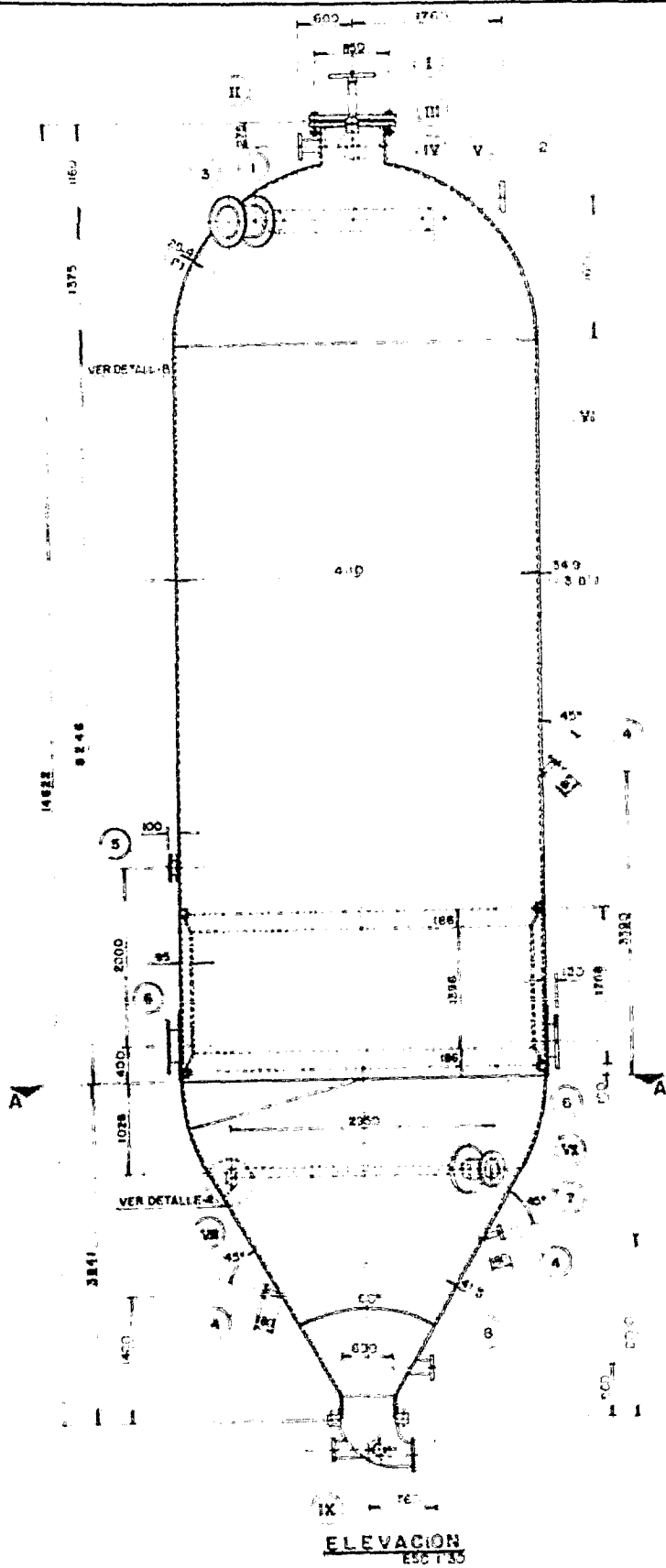
$$\frac{P/A}{f_c} + \frac{(P \cdot a/z + (pw \cdot L/2nz))}{f_t} = 1$$

Donde:

- P = Carga de Compresión por Columna (Kg)
- Pw = Carga del viento Sobre el recipiente (Kg)
- L = Longitud de la columna (cm)
- z = Módulo de sección de la columna (cm<sup>3</sup>)
- a = Distancia del centro de línea de la columna a la pared del recipiente (cm)
- A = Area sección transversal de la columna (cm<sup>2</sup>)
- n = Número de columnas
- f<sub>c</sub> = Esfuerzo permisible de compresión
- f<sub>t</sub> = Esfuerzo permisible de tensión

Cada digestor será soportado por seis columnas, cuyas características mecánicas son:

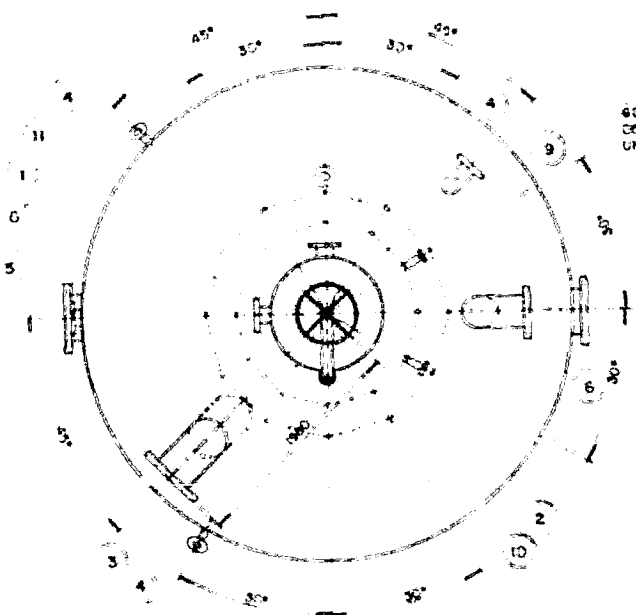
- Espesor del alma 1.8 cm
- Espesor del patín 4.1 cm
- Anchura del patín 31.3 cm
- Altura del alma 33.3 cm

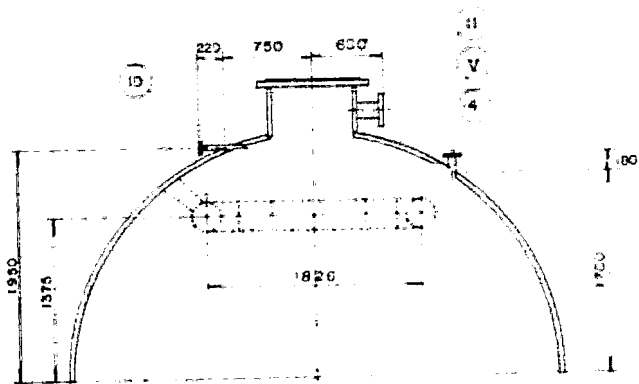


250 PERFORACIONES DE 32mm Ø  
DISTRIBUIDAS UNIFORMEMENTE EN  
DOS FILAS



400 PERFORACIONES DE 5 Ømm Ø  
DISTRIBUIDAS UNIFORMEMENTE EN  
UNA FILA



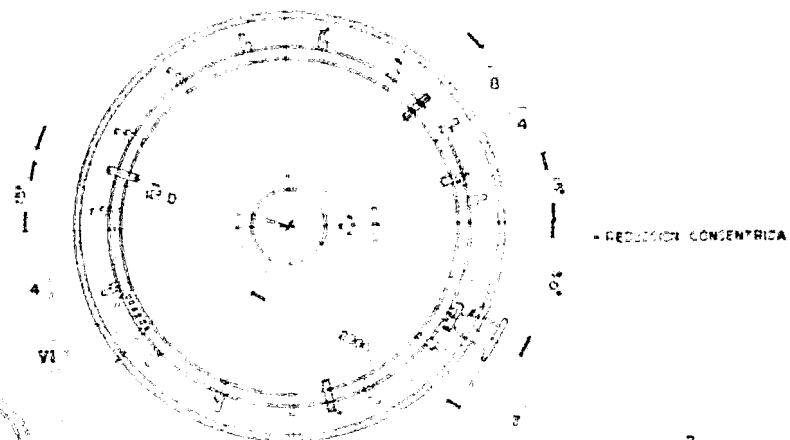


**SECCION B-B**  
ESC 1:25

250 PERFORACIONES DE 52mm Ø  
DISTRIBUIDAS UNIFORMEMENTE EN  
DOS FILAS

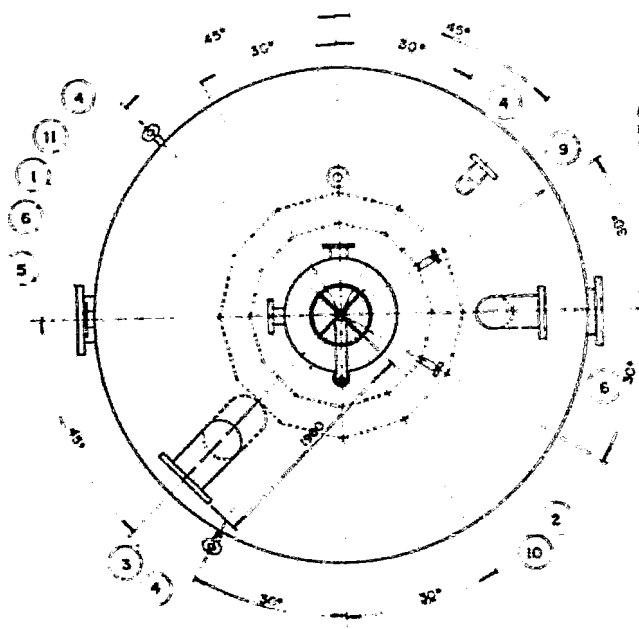


626 PERFORACIONES DE 52mm Ø  
DISTRIBUIDAS UNIFORMEMENTE EN  
UNA FILA

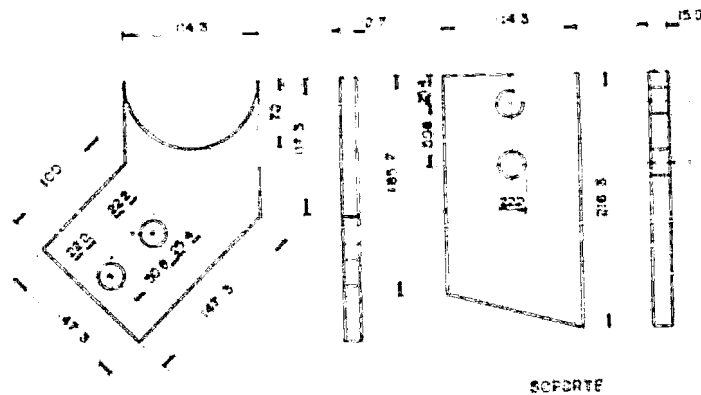


**SECCION A-A**  
ESC 1:25

BRIDAS DE 1016 Ø x 2122 No. cm<sup>2</sup>  
AC INOX 304



**VISTA SUPERIOR**  
ESC 1:25



**DETALLE - A**  
ESC 1:25

3 SOPORTES SOLDADOS A LA PARED  
DEL HERVIDOR VERDEVALLE A

REDUCCION CONCENTRICA

TUBO DE 101mm Ø  
CED-40

PLANO	TESIS PROFESIONAL 175		
1	ACCESORIOS INTERNOS DEL HERVIDOR 150m <sup>3</sup>		
FQ 83	EMILIANO ABARCA	SALVADOR MINJARES	
UNAM	ESCALA INDICADA	ACOT mm	FECHA MAY 11



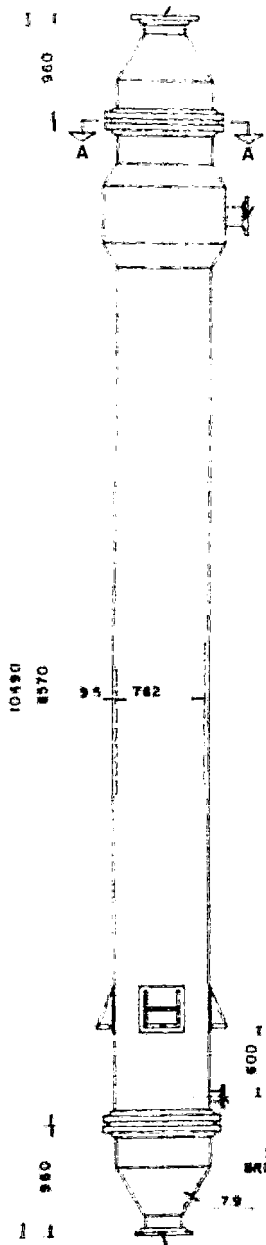








ASA-300 PSI-14"

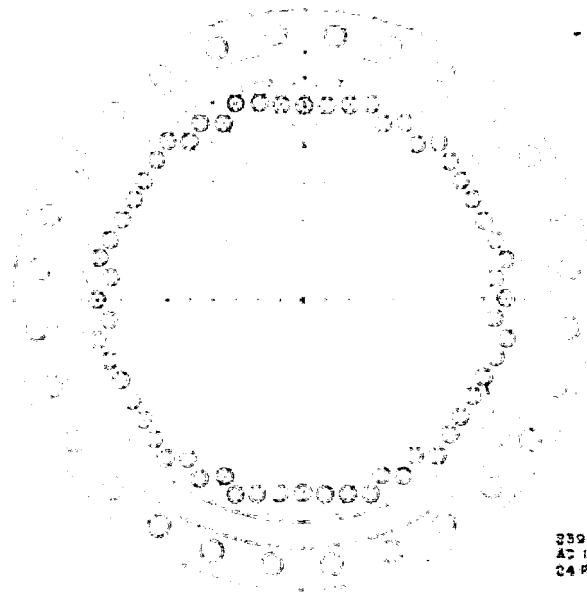


ENTR. DE VAPOR  
ASA-300 PSI-B"

SALIDA CONDENSADO  
BRIDA ASA-300 PSI-4"

ASA-300 PSI-16"

**CALENTADOR**  
ESC 1/25



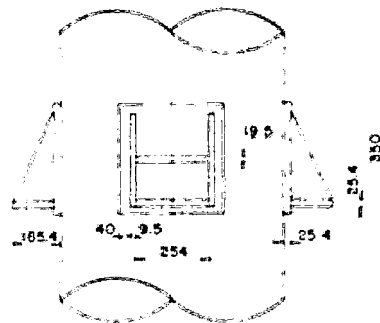
AC. INOX. TP 316

330 TUBOS DE 1-1/4"  
AC INOX TP 316  
24 P.T. DE LONGITUD

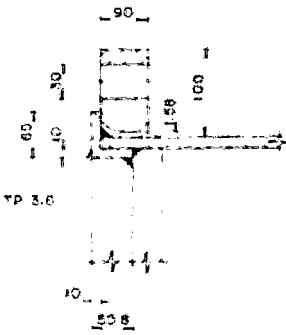
**DETALLE ESPEJO**  
ESC 1/2



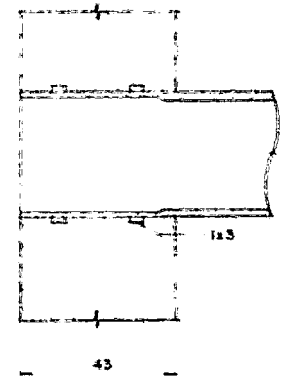
**DETALLE DE PASO**  
ESC 1/10



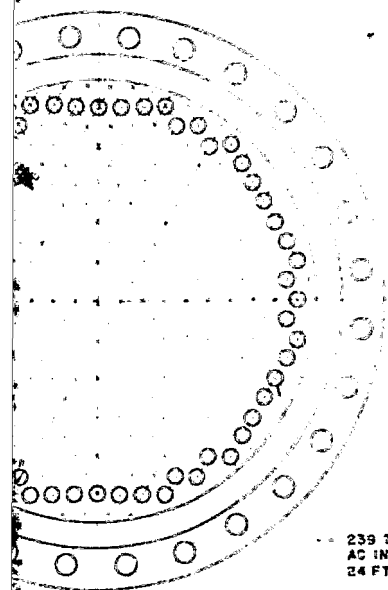
**DETALLE DE MENSULAS**  
ESC 1/10



**DETALLE DE BRIDA**  
ESC 1/5



**DETALLE RANURAS DE ESPEJO**  
ESC 1/75

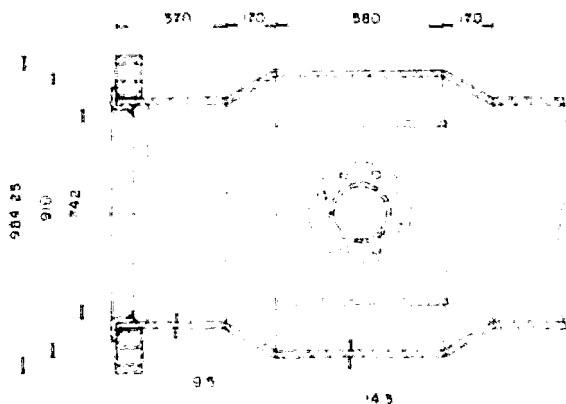


AC INOX, TP 316

**DETALLE DE BRIDA**

ESC 1:5

239 TUBOS DE 1-1/4"  
AC INOX TP 316  
24 FT. DE LONGITUD



**DETALLE CAMARA DE VAPOR**

ESC 1:50

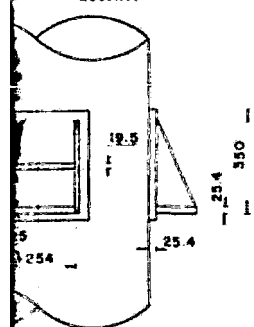
**DETALLE ESPEJO**

5/E



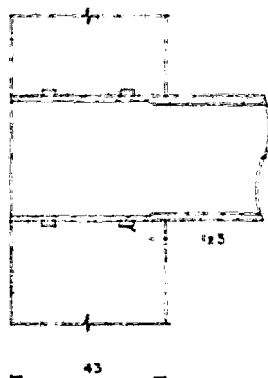
**DETALLE DE PASO**

ESC 1:10



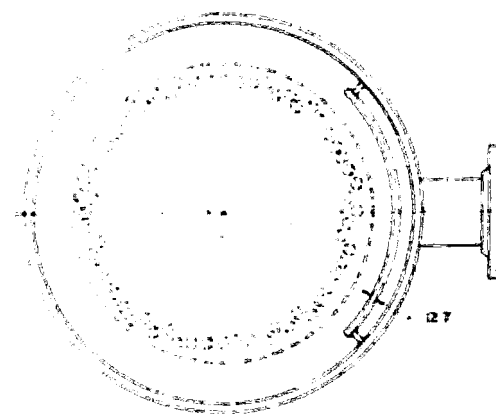
**DETALLE MENSULAS**

ESC 1:10



**DETALLE RANURAS DE ESPEJO**

ESC 1:75

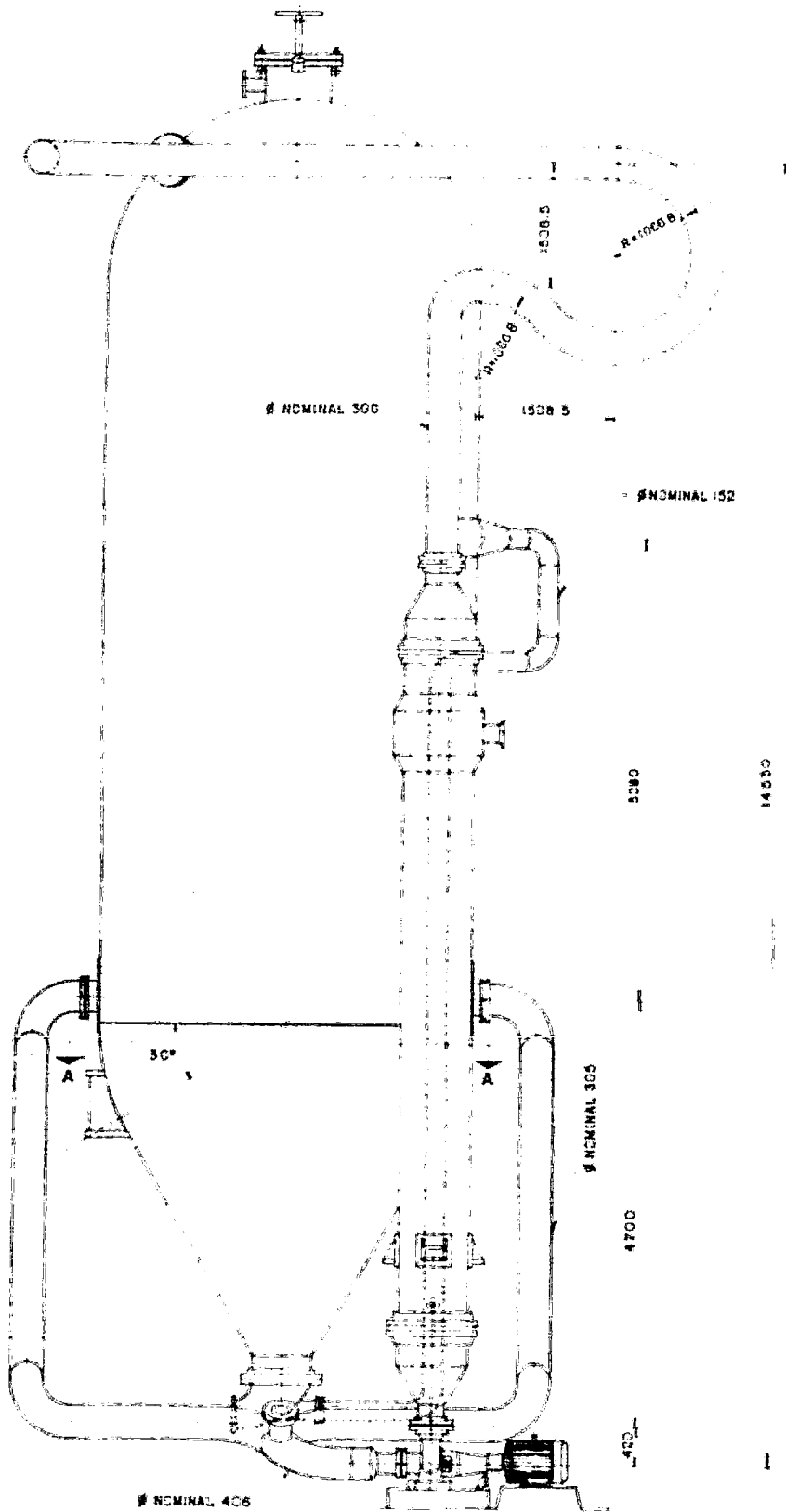


**CORTE A-A**

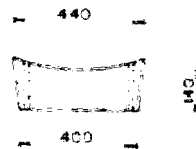
ESC 1:75

PESO VASO CALENTADOR 3533 Kg.  
PESO AGUERO DE AGUA CALIENTE 7330.5 Kg.  
PRESION DE TRABAJO 150 MPA  
PRESION DE DISEÑO 188 PSI  
TEMPERATURA DE DISEÑO 180°C  
ENVOLVENTURA ACERO AL CARBON SA 285 C  
TAPAS ACERO INOX. TP 316  
BRIDA BAJO NORMA ASA 300 PSI  
BRIDA DE ACERO AL CARBON SA 285 C  
ESPEJO ACERO INOX. TP 316

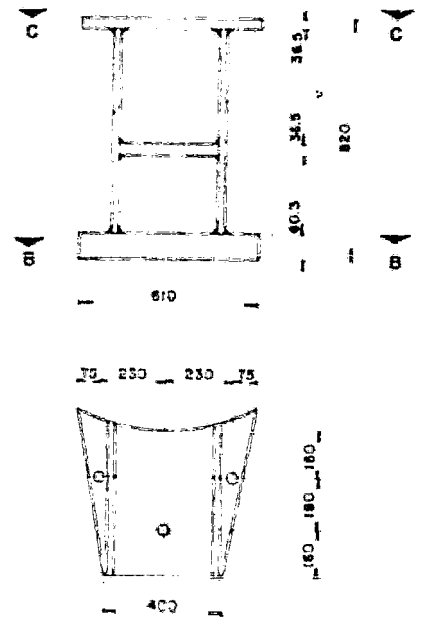
TESIS PROFESIONAL			
PLANO	4		
F.O. 85	EMILIANO ABARCA SALVADOR MINJARES		
UNAM	ESC INDOGACA	ACODY	FECHA



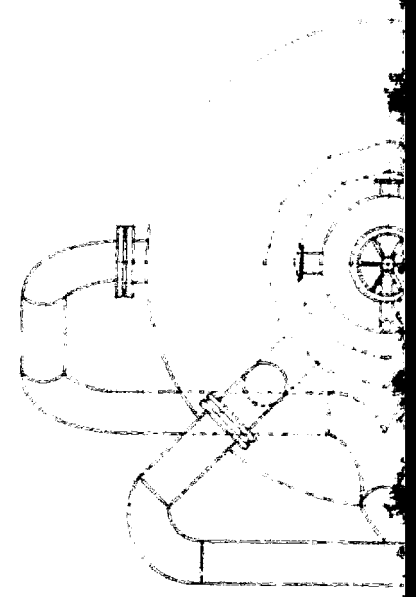
**HERVIDOR ELEVACION**  
ESC. 1:30



**SECCION C-C**  
ESC. 1:10

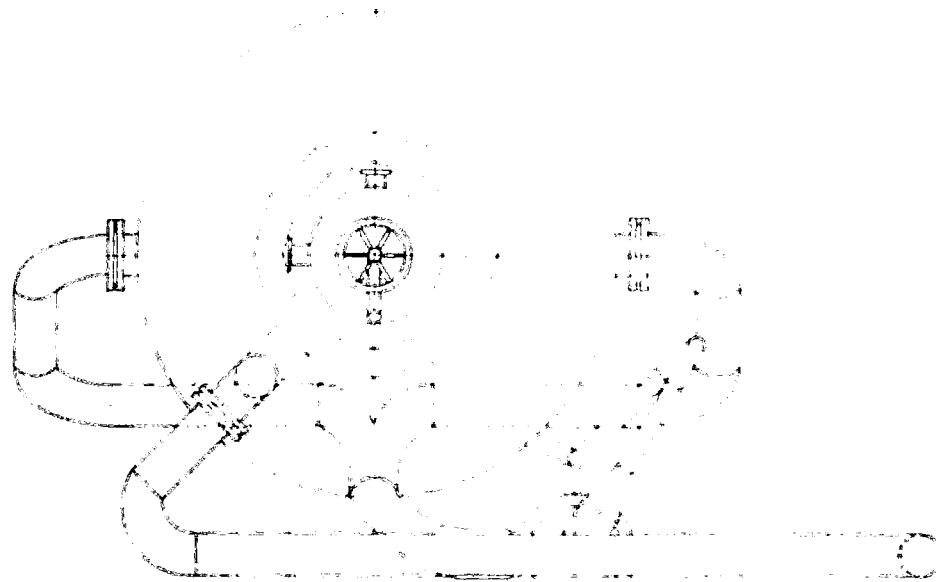


**SECCION B-B**  
**DETALLE MENSULA**  
ESC. 1:10

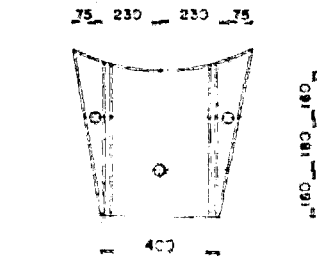
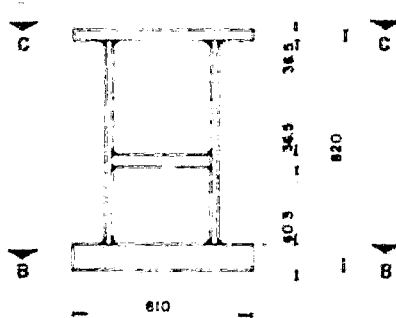


OMINAL 152

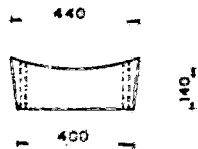
14830



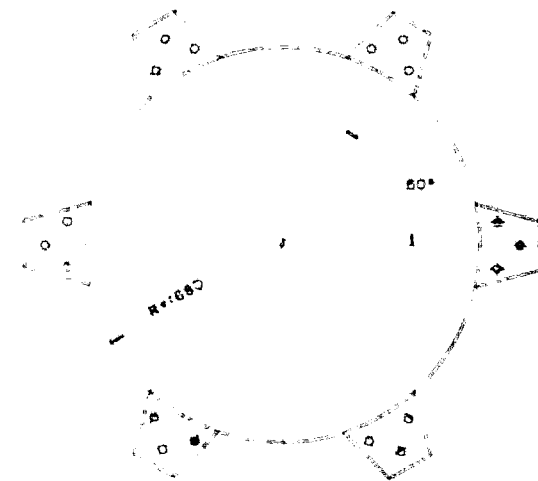
**VISTA PLANTA**  
ESQ. 1:25



**SECCION B-B**  
**DETALLE MENSULA**  
ESQ. 1:10



**SECCION C-C**  
ESQ. 1:10



**SECCION A-A**  
ESQ. 1:10

PLANO <b>5</b>	TESIS PROFESIONAL		
	ARREGLO GENERAL DEL HERVIDOR CON SISTEMA DE CIRCULACION		
F. Q. B3	EMILIANO ABARCA	SALVADOR MINJARES	
GNAM	ESQ. INDICADA	ACOF EN mm	FECHA MM/AA

CAPITULO V

INSTRUMENTACION Y CONTROL DEL SISTEMA

## INSTRUMENTACION Y CONTROL DEL SISTEMA

El constante aumento en el uso de la celulosa de madera ha hecho ne-  
cesario el empleo de programas automáticos de control los cuales favore-  
cen a la obtención de una pulpa uniforme con un mínimo de rechazo y con  
la menor cantidad de vapor.

Mediante un programa de control tipo leva se hace posible repetir -  
exactamente las condiciones de digestión.

El uso de alguna relación entre la presión o la temperatura y el a-  
livio siempre se requiere; de esta manera, el sistema mide la presión —  
real del digestor y al mismo tiempo determina la presión de vapor corres-  
pondiente a la temperatura real del digestor, si existe alguna diferen-  
cia entre ambas —ésta puede deberse a la presencia de aire o de otro gas  
incondensable— la válvula de alivio se abriría hasta igualar ambas pre-  
siones. Si el digestor cuenta con un sistema de circulación y calenta-  
dor de licor externo, el control de calentamiento se puede efectuar me-  
diante determinaciones de temperatura hechas por un termómetro localiza-  
do en la línea del licor que sale del intercambiador cuya señal hace ac-  
cionar la válvula de control, o bien, por determinaciones hechas por un  
sistema de control de presión usando a la presión del hervidor como va-  
riable de control.



El sistema de control presentado puede usarse tanto para circulación natural como para la forzada, para calentamiento directo o indirecto.

En la figura 2 se muestra en forma esquematizada la instrumentación del sistema, la cual consta de un controlador para el calentamiento tipo leva (1) (regulado por la temperatura o la presión del digestor), un controlador para la presión de alivio (3), registrador para la temperatura (2), registrador para la presión (2), un registrador del flujo de vapor (4) y un amperímetro para la bomba de circulación.

#### 5.1 CONTROL DE CALENTAMIENTO

El control de calentamiento se efectúa mediante un programa tipo leva que actúa sobre la válvula de admisión del vapor. Dicho sistema puede tener como variables de control a la presión o a la temperatura del digestor.

Para que el control basado en la temperatura sea satisfactorio la determinación de la misma debe ser efectiva ya que el sistema únicamente responderá a las variaciones en el punto de medición.

Los hervidores que trabajan bajo circulación forzada y calentamiento indirecto se controlan mejor mediante la temperatura del licor que -

sale del intercambiador ya que la relación de circulación asegura una respuesta más rápidamente al cambio en la cantidad de vapor introducida al elemento calefactor. Un controlador de temperatura tipo leva es utilizado en el instrumento número 1, y el vapor fluye hacia el intercambiador por la válvula D. Las válvulas A, B, F y G permanecen abiertas y la C, E y H, cerradas.

Los digestores que trabajan bajo circulación forzada y calentamiento directo se utilizan regularmente o cuando el intercambiador es puesto fuera de servicio. Si la velocidad de circulación del licor es relativamente alta, la temperatura determinada en el punto X es representativa de la temperatura media dentro del digestor.

El control se efectúa mediante un programa de temperatura tipo leva localizado en el instrumento 1 y el vapor entra al fondo del digestor. Las válvulas A, B, E y H permanecerán abiertas y las válvulas C, D, F y G, cerradas.

Si la bomba de un hervidor que trabaja bajo circulación forzada se encuentra fuera de servicio, el sistema de control puede cambiarse a la presión del digestor. En operación, el interruptor de aire se gira hacia la posición de la presión del digestor y el instrumento 1 efectuará el control mediante la leva de presión en lugar de la de temperatura.

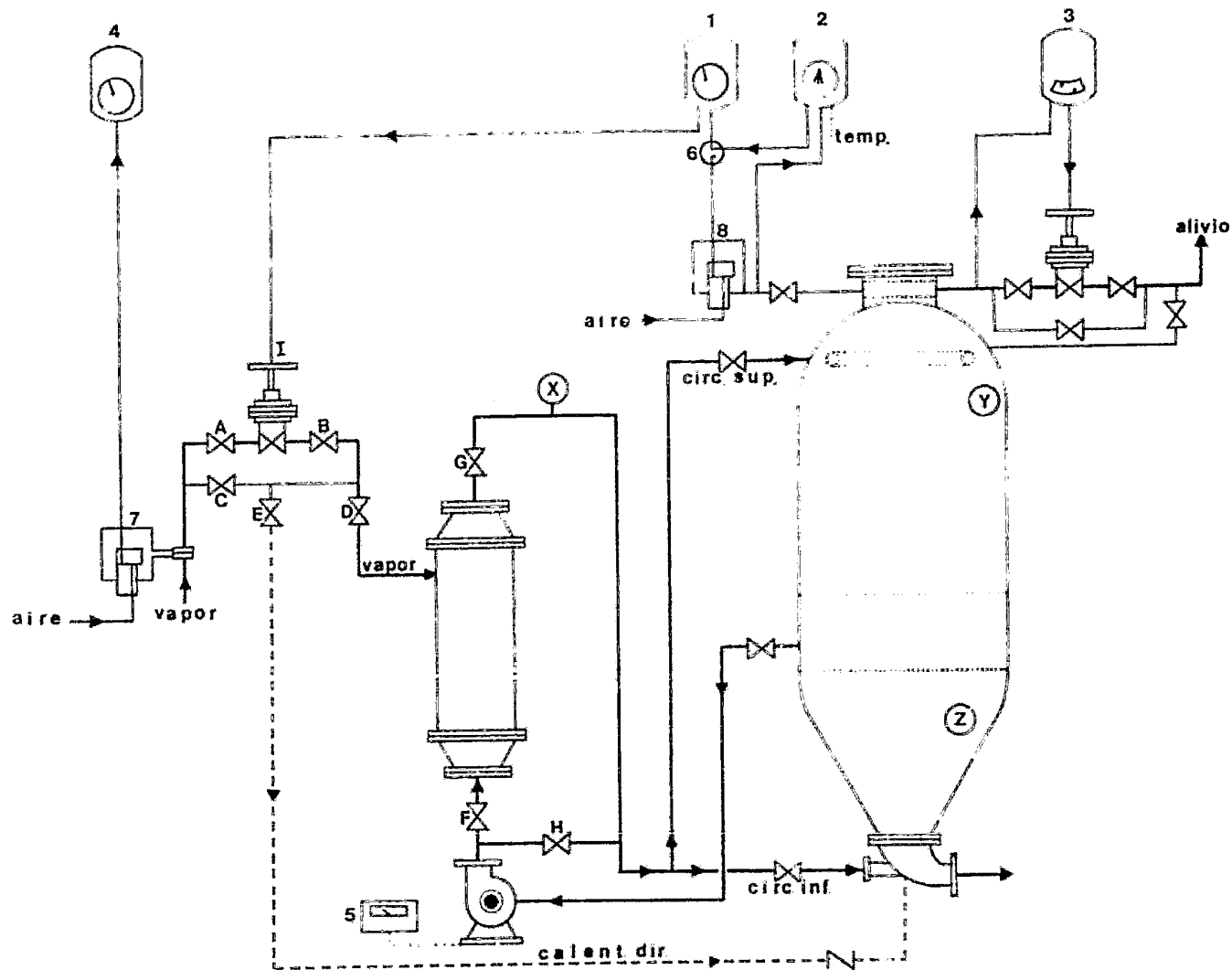


figura 2

Los digestores que operan bajo calentamiento directo son controlados de una mejor manera mediante un programa de presión. La circulación dentro del digestor se establece por convección, la velocidad de calentamiento y la temperatura del digestor se ven muy afectadas por variaciones en el flujo de vapor y por lo tanto, la temperatura promedio del digestor seguirá con sorprendente precisión la curva preestablecida.

## 5.2 CONTROL DE TEMPERATURA

La temperatura es la variable más importante en el proceso de digestión ya que afecta directamente la penetración del licor, al tiempo de digestión, al rendimiento y a la calidad de la pulpa obtenida. Una temperatura excesivamente alta reduce el rendimiento debido a que se presenta una descomposición física y química de la celulosa. Sin embargo, la temperatura debe ser lo suficientemente alta para asegurar un producto de calidad adecuada.

La etapa de calentamiento del digestor hasta la temperatura de cocción también debe estar controlada por medio de un programa para evitar un gran consumo de vapor.

El elemento de control para el instrumento 1, es el termómetro localizado en la línea del licor que sale del intercambiador (punto X) el -

cual actúa como transmisor de la temperatura, el impulso o señal es tomada por el controlador que se encarga de ajustar la válvula de admisión del vapor manteniendo así la temperatura preestablecida por la leva.

### 5.3 CONTROL DE ALIVIO

La velocidad de flujo de los gases de alivio que depende del flujo de vapor introducido debe ser tal que evite el sobrecalentamiento del licor de cocción.

La presión del gas liberado durante la digestión está relacionada directamente con la concentración del licor y con la rapidez de penetración en las astillas. La presión debe ser lo suficientemente alta para asegurar una máxima producción de celulosa. El control de la presión de alivio es esencial durante todo el ciclo de digestión.

El control se efectúa mediante la relación entre la presión y la temperatura de la parte superior del digestor o bien mediante un programa tipo leva que se determina experimentalmente. Para este último, el punto de control puede modificarse, dentro de ciertos límites y sin necesidad de reemplazar la leva mediante un ajuste hecho al seguidor del programa.

#### 5.4 REGISTRADORES DE PRESION Y TEMPERATURA

La uniformidad de la pulpa y un alto rendimiento de la digestión — resultan cuando la temperatura en varias zonas del digestor es esencialmente la misma. En las porciones superior e inferior del digestor, puntos Y y Z en la figura, se presentan los extremos potenciales de la diferencia de temperatura.

El graficador de temperaturas y presión del digestor, Registrador número 2, registra la presión de la parte superior del digestor y las temperaturas en los puntos X, Y y Z. Las temperaturas se miden automáticamente conectando periódicamente los termómetros. La circulación dentro del digestor puede determinarse por la comparación de las temperaturas. Con una buena circulación la temperatura del fondo y de la parte superior deben ser muy cercanas a la que le corresponde a la presión del digestor. La temperatura de la parte superior del digestor — puede ser mayor por varios grados a la temperatura correspondiente a la presión de vapor saturado debido a que el licor de cocción es más denso que el agua y por consiguiente su punto de ebullición es mayor.

#### 5.5 REGISTRO DEL FLUJO DE VAPOR

Al inicio del proceso, el vapor se introduce al digestor a una velo

cidad uniforme y regulada para mantener la operación a las condiciones\_  
óptimas.

La determinación de la cantidad de vapor que se introduce a cada di  
gestor sirve como punto de comparación para el estudio de varios facto-  
res relacionados con la digestión, tales como la temperatura, blanquea-  
bilidad y clase de madera.

El flujo de vapor se determina por medio de una placa de orificio -  
cuya medida exacta es transmitida a un integrador con lo cual es posi-  
ble determinar el consumo total de vapor.

**CAPITULO VI**



## CONCLUSIONES

## CONCLUSIONES

1. La industria de la celulosa no es autosuficiente, por lo que se requiere importar celulosas al sulfato y al sulfito.
2. En 1977 se importaron 62,000 toneladas de celulosa, se estima que para 1987 se importarán 150,000 toneladas.
3. En cuanto a equipo utilizado en la fabricación de celulosa, no somos autosuficientes, por lo que la mayoría del mismo se importa.
4. En base a la demanda de celulosa, es necesario aumentar la capacidad instalada de fabricación de celulosa para disminuir las importaciones de dicho producto.
5. Debido a la crisis económica actual, es conveniente fabricar el equipo en el país.
6. Los materiales elegidos para la construcción de los digestores y de sus accesorios se pueden adquirir en el país.
7. Impulsando la fabricación de equipo, como en general a la industria de bienes de capital, lograremos una mayor independencia tecnológica.
8. El sistema de digestión diseñado en el presente trabajo constará de cuatro digestores de  $150\text{m}^3$  de capacidad y tendrá una producción máxima de 250 toneladas por día.

9. La inversión requerida para la construcción del sistema de digestores es aproximadamente \$ 123 714 960.00. No es muy elevada teniendo en cuenta la crisis por la que atraviesa el país.
12. El presente trabajo forma parte de un grupo de tesis, que en conjunto desarrollan el proceso completo, y todas consideran la factibilidad de construir el equipo en el país.

**CAPITULO VII**

**BIBLIOGRAFIA**

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Brownell E. Lloyd, Young H. Edwin, "Process Equipment Design", John Wiley and Sons., New York, 1959.
- 2.- Casey James P., "Pulp and Paper", Vol. I Pulping and Bleaching, - Interscience Publishers Inc., New York, 1966.
- 3.- Crane, "Flow of Fluids" Through valves, fittings and pipe.
- 4.- Código ASME, Sección VIII, Pressure Vessel, División I, 1968.
- 5.- Código TEMA, "Standard of Tubular Exchanger Manufacturers Association", 4<sup>a</sup> Edición, 1959.
- 6.- Grinnell, "Piping Design and Engineering", 1<sup>a</sup> Edición.
- 7.- Janson R., "Paper Triad Journal", Vol 12, p.p. 14, 1974.
- 8.- Kern Q. Donald, "Procesos de Transferencia de Calor", Compañía Editorial Continental, S.A., 1974.
- 9.- Manual AHMSA, "Construcción de acero", Altos Hornos de México, S.A. 2<sup>a</sup> Edición, 1950.
- 10.- Manual para Constructores, Compañía Fundidora de Fierro y Acero de Monterrey, S.A., 5<sup>a</sup> Edición, 1950.
- 11.- Proyecto Conjunto de Bienes de Capital, NAFINSA-ONUDI, México: "Una Estrategia para desarrollar la Industria de Bienes de Capital", Nacional Financiera, S.A., México, D.F., 1977.
- 12.- Pulp and Paper Manufacture, Vol I The pulping of wood, Joint Textbook committee of the paper Industry, Ronald G. Macdonald, editor,-

John N. Franklin Technical editor. Mc. Graw-hill Book Company, 1969

- 13.- Rase F. Howard, Barrow M. H., "Ingeniería de Proyecto para Plantas\_ de Procesos", Compañía Editorial Continental, S.A., México.
- 14.- Stephenson Newell J. "Preparation and Treatment of wood Pulp", Vol I, Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., 1950.
- 15.- Stoever J. Herman. "Applied Heat Transmission", Mc. Graw-Hill Book\_ Company, Inc. New York, 1941.

## GLOSARIO

## LIGNINA:

La sustancia aglutinante de las fibras de la madera.

## PASTA:

Fibra que se obtiene de la madera por trituración o por digestión química. El producto de la trituración se denomina pasta mecánica; el de la digestión pasta química.

## DIGESTOR:

Recipiente para la fabricación de pasta química.

## RENDIMIENTO:

Relación entre la cantidad de pasta seca de salida y la madera seca de entrada, expresada en tanto por ciento.

## INDICE DE PERMANGANATO:

Índice de la cantidad de lignina que queda en la pasta después de la digestión.

## RELACIÓN DE ALCALI A MADERA:

Relación entre la sustancia química activa contenida en el líquido y la madera seca que se alimenta al digestor.

## TOTAL DE QUÍMICOS:

Es la concentración de todas las sales de sodio, expresada como  $\text{Na}_2\text{O}$ .

## ALCALI TOTAL:

En el proceso al sulfato incluye  $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$ , ex-



presadas como  $\text{Na}_2\text{O}$ .

**ALCALI TOTAL TITULABLE:**

Incluye  $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{S}$  todo expresado como  $\text{Na}_2\text{O}$ .

**ALCALI ACTIVO:**

En el proceso al sulfato esto incluye  $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$  expresado como  $\text{Na}_2\text{O}$ .

**ACTIVIDAD:**

Es un porcentaje encontrado al dividir el álcali activo entre el álcali total titulable.

**ALCALI EFECTIVO:**

Está definido por  $\text{NaOH} + 1/2 \text{Na}_2\text{S}$ .

**CAUSTICIDAD:**

Es un porcentaje que resulta de dividir el  $\text{NaOH}$ , expresado como  $\text{Na}_2\text{O}$ , entre el álcali total titulable.

**SULFIDEZ:**

Es un término usado en el proceso al sulfato. Es un porcentaje que resulta de dividir la concentración de  $\text{Na}_2\text{S}$ , expresada como  $\text{Na}_2\text{O}$ , entre el álcali total titulable.

**LICOR VERDE:**

Licor preparado al disolver los químicos recuperados en agua y licor débil antes de ser caustificados.

**LICOR BLANCO:**

Es el licor preparado por la caustificación del licor verde. Los licores blancos están listos para ser usados en el digestor.

**LICOR NEGRO:**

Son los licores recuperados del digestor.