

44
29



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

**CALCULO Y SELECCION DE SERVICIOS
PARA UNA PLANTA DE CELULOSA
KRAFT DE 300 TON/DIA**

**T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA:
ELISA ELVIRA GUINEA CORRES**

México, D. F.

1985



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 está 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.

I N D I C E

1. INTRODUCCION.....	1
2. DESCRIPCION DEL PROCESO.....	3
3. SERVICIOS REQUERIDOS.....	7
3.1 VAPOR.....	7
3.1.1 Distribución del vapor.....	8
3.1.2 Consumos de vapor en la planta.....	10
3.1.2.1 Consumo de vapor de baja presión.....	11
3.1.2.2 Consumo de vapor de media presión.....	12
3.1.3 Recuperación de condensados.....	13
3.1.4 Equipos para la producción de vapor.....	14
3.2 AGUA.....	16
3.2.1 Generalidades.....	16
3.2.2 Clasificación de las calidades de agua.....	16
3.2.2.1 Agua de Proceso.....	17
3.2.2.2 Agua de Alimentación a calderas.....	17
3.2.2.3 Agua de Enfriamiento.....	17
3.2.2.4 Agua para usos sanitarios.....	19
3.2.2.5 Agua contra incendio.....	19
3.2.2.6 Agua para servicios varios.....	19
3.2.3 Acondicionamiento de agua.....	20
3.2.3.1 Cómo eliminar impurezas del agua.....	20
3.2.3.1.1 Clarificación y coagulación.....	20
3.2.3.1.2 Precipitación Química.....	21
3.2.3.1.3 Procesos de intercambio iónico.....	21
3.2.3.1.4 Evaporación.....	21
3.2.3.1.5 Deareación.....	21
3.2.3.1.6 Métodos combinados.....	22

3.2.4	Secuencia de Acondicionamiento de agua.....	22
3.2.4.1	Coagulación.....	22
3.2.4.2	Filtración.....	25
3.2.4.2.1	Tipos de filtros.....	26
3.2.4.2.2	Operación.....	27
3.2.4.2.3	Contralavado.....	27
3.2.4.3	Procesos Químicos.....	28
3.2.4.3.1	Cal Carbonato.....	28
3.2.4.3.2	Ablandamiento por fosfatos en caliente..	29
3.2.4.3.3	Intercambio Iónico.....	29
3.2.4.3.4	Desmineralización.....	30
3.2.4.3.5	Deareación.....	31
3.2.5	Distribución de Agua en la planta.....	34
3.2.5.1	Consumo de agua propuesto.....	34
3.2.5.2	Requerimientos de agua; condiciones del ser- vicio.....	36
3.2.5.3	Agua de efluentes, tratamiento y disposición	38
3.2.6	Planta Desmineralizadora.....	41
3.3	AIRE PARA INSTRUMENTOS.....	43
3.3.1	Consumo de aire para instrumentos.....	44
3.4	AIRE PARA LA PLANTA.....	45
3.5	GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA.....	47
3.6	COMBUSTIBLE.....	49
3.6.1	Características de los combustibles utilizados..	50
3.6.2	Manejo de combustible.....	51
3.6.3	Consumo de combustible.....	53
3.7	SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIO.....	54
3.7.1	Agua contra incendio.....	55
3.8	CALLES Y AREAS DE ACCESO.....	56

3.8.4 Edificios.....	56
3.8.2 Mantenimiento.....	57
4. SELECCION Y CALCULO DE LOS EQUIPOS.....	
4.1.1 Cálculo del condensador de la turbina.....	58
4.1.2 Cálculo del cabezal de la turbina.....	65
4.1.3 Cálculo de la Torre de Enfriamiento.....	66
4.2.1 Principales equipos que forman parte del abasteci- miento de agua para la planta.....	72
4.2.1.1 Bombas de suministro.....	72
4.2.1.2 Clarificador.....	72
4.2.1.3 Cisterna.....	72
4.2.1.4 Bombas de distribución.....	72
4.2.2 Distribución del agua en la planta.....	74
4.2.3 Dimensionamiento de la Planta Desmineralizadora	75
4.3 Cálculo del compresor de aire de instrumentos....	86
4.4 Tanques de almacenamiento.....	87
5. CONCLUSIONES.....	98
6. BIBLIOGRAFIA.....	99

1. INTRODUCCION

1. INTRODUCCION.

Normalmente, se considera como la parte más importante de una planta al proceso de transformación, sin considerar que el entorno es igualmente importante. Dentro de éste, - hay una serie de procesos que sin afectar directamente a la materia prima, son indispensables para la planta: los llamados servicios auxiliares.

Los servicios auxiliares permiten crear las condiciones para que el proceso se lleve a cabo: dan los materiales para mantener la temperatura en los límites requeridos, ayudan al transporte de materiales, permiten efectuar el control del proceso, etc. La interdependencia es total: sin servicios - auxiliares, no se puede llevar a cabo el proceso; y una planta de servicios auxiliares, no tiene razón de ser si no sirve a un proceso.

La importancia de los servicios auxiliares es tal que en ocasiones puede determinar la rentabilidad del proyecto, o la localización de la planta si, por ejemplo, hay un alto consumo de combustible, la planta debe localizarse en una zona de fácil acceso a él, como un gasoducto.

Las plantas de celulosa no son una excepción, dependen de sus servicios auxiliares para funcionar correctamente; por ejemplo el consumo de agua se sitúa alrededor de 100 ton de agua por cada ton celulosa producida, lo que determina - que la planta debe localizarse en una zona con abundante abastecimiento de agua.

Debido a la demanda tan grande de algunos servicios, la ingeniería de éstos se acostumbra comprarla en el extranjero como paquete con la planta de proceso; actualmente, por la situación del país debemos limitar las compras y la dependencia del exterior, incluyendo la tecnología. Enfrenta-

dos con la necesidad de desarrollar la tecnología de servicios auxiliares, mostraremos que actualmente podemos diseñar estos servicios de una planta complicada como una de celulosa y no necesitamos importar la ingeniería.

Se escogió como ejemplo un proyecto para una planta de celulosa de 300 ton/d, porque requiere prácticamente de todos los servicios en cantidades apreciables, lo que es representativo en el diseño de servicios, y además por la situación e importancia de la celulosa.

Actualmente, más del 50% de la celulosa se importa, y no hay proyectos de construcción de plantas de este tipo por la elevada inversión que requieren; la magnitud de ésta se debe en parte a que se compra en el exterior el paquete constituido por la ingeniería de proceso, los servicios auxiliares y los equipos principales. Conforme el paquete requerido del exterior sea menor, la inversión requerida disminuirá y la rentabilidad del proyecto será menor.

Por otro lado la importancia de la celulosa se debe a los dos principales fines para los que se emplea: como papel y cartón sirve de empaque de innumerables productos; además de que todos los hechos e ideas más importantes se comunican por escrito en papel como periódicos, revistas, libros, tesis, etc.

2. DESCRIPCION DEL PROCESO

2. DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso Kraft es un proceso químico alcalino para transformar la madera a pulpa de celulosa que después es empleada para la fabricación de papel. El producto que se obtiene de este proceso tiene gran resistencia y se emplea para fabricar tanto papel como cartón.

Este proceso que es usado ampliamente ofrece ventajas como una máxima flexibilidad con el uso de materias primas maderables; un tiempo de digestión corto; obtención de pulpas de alta resistencia; subproductos como el aguarrás, aceite de bogol, lignina kraft y otros más; y la recuperación casi total y relativamente fácil de los reactivos gastados.

Cuando la materia prima es madera, los troncos ya descor tezados se transportan en una banda conductora al cuarto de preparación de las astillas. Los troncos se alimentan a los astilladores para cortarse al tamaño fijado y de allí se conducen a los tamices que separan las astillas pequeñas de las de mayor tamaño que vuelven a ser trituradas, después de conducen a los silos de madera donde se almacenan hasta que se utilizan en el proceso de digestión. El aserrín se emplea como combustible.

Las astillas de madera se introducen al digestor donde se calientan con vapor y con el licor de digestión llamado licor blanco, consistente de una solución acuosa de hidróxido de sodio y sulfuro de sodio en la proporción molar de $5 \text{ NaOH} + 2 \text{ Na}_2\text{S}$. Hay otras sales de sodio presentes en cantidades relativamente pequeñas que no afectan la reacción; estas sales incluyen carbonatos, sulfatos, tiosulfatos, sulfitos y silicato de sodio. Pequeñas cantidades de polisulfuros están presentes cuando se agrega azufre al licor blanco para mantenerlo con una sulfidez alta.

* (Relación entre: $\text{Na}_2\text{S} / (\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}) \times 100$)

En el proceso intermitente la cocción de la madera se lleva a cabo con un determinado programa en el cual la temperatura va aumentando gradualmente durante un tiempo de 60 a 90 minutos a un valor constante típicamente de 170°C, y una presión de 100 psig, manteniéndose a estas condiciones por un cierto número de horas.

En los procesos continuos las astillas y el licor se alimentan continuamente al digestor a través de zonas de estabilidad incrementando la temperatura hasta que se alcance la etapa de cocción donde se mantiene constante; el tiempo de digestión está determinado por el tiempo que toma a las astillas pasar a través de la zona de cocción hasta que son descargadas continuamente del digestor.

En el proceso intermitente que se utiliza en esta planta después del periodo de digestión se abre una válvula situada en el fondo del digestor, por efecto de la presión fluyen las astillas ablandadas al tanque de soplado donde se dividen en fibras individuales o pulpa. El vapor y demás gases de este tanque de soplado se condensan y después se pueden utilizar en el lavado de la pulpa. El licor negro proveniente del lavado se manda al sistema de evaporación; por otra parte la pulpa se diluye con licor negro, se envía a los depuradores, y se alimenta al primer lavador en el departamento de lavado, llevándose a cabo esta operación en 5 etapas, con lavadores rotatorios a presión. El producto lavado se depura antes de ser blanqueado.

En el departamento de blanqueo la pulpa se trata por una secuencia de blanqueo que consta de 5 pasos; cloración con cloro gas, extracción alcalina con hidróxido de sodio, tratamiento con hipoclorito, extracción alcalina nuevamente, e hipoclorito, (Secuencia abreviada: CEHEH).

El producto blanqueado se envía posteriormente a depuración de pulpa blanqueada, enseguida se prepara hasta tener una alta consistencia para poder pasar al departamento de secado y finalmente a las máquinas de papel.

El licor negro proveniente del lavado se concentra hasta un contenido de sólidos del 60 al 70%. La masa viscosa negra resultante contiene un poco menos del 100% de los elementos inorgánicos originales; debido a las pérdidas en el proceso y particularmente porque la pulpa no se puede lavar hasta dejarla sin iones, lo cual hace necesario reponer la pérdida de álcali con sulfato de sodio.

La mezcla se alimenta al sistema de recuperación donde los componentes orgánicos de la madera se queman y liberan calor para generar vapor y producir bióxido de carbono el cual se absorbe por el residuo alcalino formándose carbonato de sodio.

Los compuestos que contienen azufre en el residuo dan una serie de reacciones:

- a) Reducción de sulfato de sodio a sulfuro de sodio.
- b) Formación de ácido sulfhídrico.
- c) Combustión de ácido sulfhídrico para formar dióxido de azufre.
- d) Reacción del dióxido de azufre con el carbonato de sodio para producir sulfito de sodio.
- e) Reducción del sulfito de sodio a sulfuro de sodio.

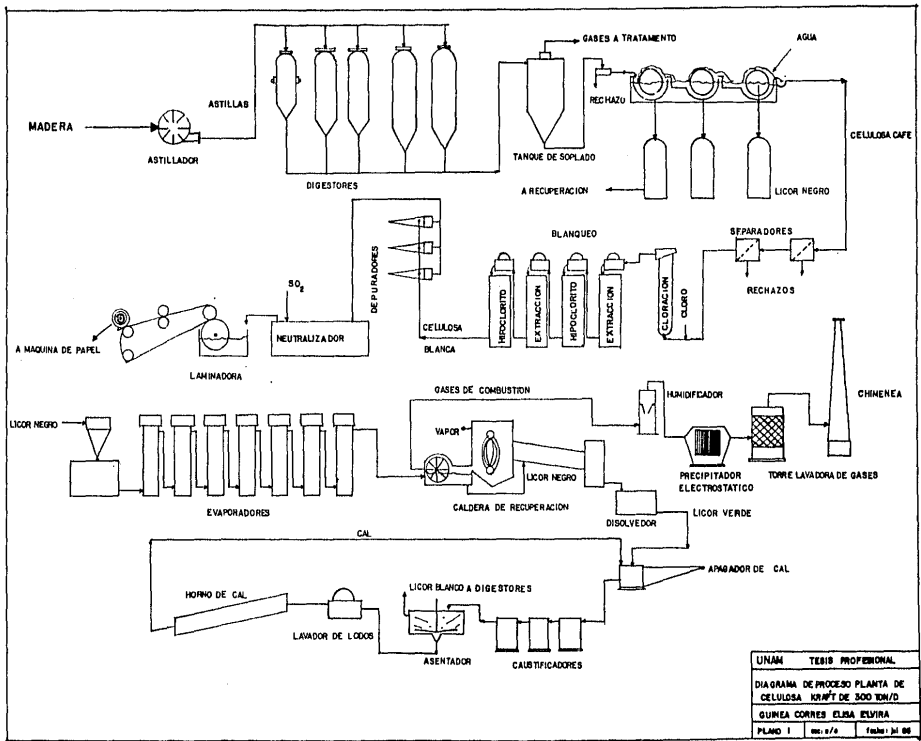
La masa fundida del carbonato de sodio y sulfuro de sodio es todo lo que queda y contiene como impurezas sulfato de sodio, sulfito y tiosulfato.

El licor verde producido por la disolución de esta mezcla en agua se trata con hidróxido de calcio, para convertir

el carbonato de sodio anterior en hidróxido de sodio para producir el licor blanco que vuelve a utilizarse en el proceso de digestión.

Como consecuencia de la reacción se obtiene carbonato de calcio que posteriormente se calcina en un horno rotatorio para producir óxido de calcio el cual se apaga con agua y se vuelve a tener el hidróxido.

El dióxido de carbono que se libera en el horno de cal es la única sustancia química que se tiene como desecho; aunque puede ser utilizada para acidificar el licor negro que proviene de los digestores y así precipitar la lignina.



UNAM	TESIS PROFESIONAL
DIA GRAMA DE PROCESO PLANTA DE CELULOSA 100 T DE 500 EM/D	
GUINEA CORRES ELBA ELUIRA	
PLANO 1	Folio 34 de 36

3. SERVICIOS REQUERIDOS

3.1 VAPOR.

El vapor constituye un servicio muy importante para las plantas de proceso, ya que no solamente es una fuente de energía utilizable para la operación de bombas y turbinas (vapor de fuerza), sino también un medio de calentamiento y hasta de limpieza (vapor de proceso).

Las plantas que tienen altos requerimientos de vapor, generan su propia energía eléctrica por medio de turbinas de alta presión acopladas a generadores; por lo que disponen de un departamento central de calderas que proporciona vapor para todo uso. Para poder determinar el tipo y número de calderas requeridas además del arreglo más ventajoso del sistema, es necesario realizar un estudio técnico-económico.

Entre los equipos principales que forman parte en la producción de vapor, se tienen los generadores de vapor que se componen de dos partes: el hogar, que proporciona calor y la caldera en donde se transmite dicho calor al agua de circulación. En el hogar, el combustible puede quemarse debajo o junto a la caldera, y por los mecanismos de transmisión de calor (convección y radiación), el calor de combustión se transmite a los tubos.

En una planta de celulosa es común encontrar trabajando 2 tipos de calderas: la caldera de fuerza y de recuperación, que conjuntamente producen vapor de la misma calidad que después se envía por un mismo cabezal a la turbina.

Para una planta de celulosa de 300 ton/día se manejan 3 calidades de vapor: Alta presión (40 kg/cm^2), Media presión (13.5 kg/cm^2), Baja presión (5.5 kg/cm^2).

Todo el vapor de alta presión producido en las calderas se manda a la turbina donde se realiza un trabajo de expansión que sirve para la generación de energía eléctrica produciéndose 11,000 KW.hr. Además hay una extracción de donde se obtiene el vapor de media presión, el vapor de baja presión y vapor de extracción..

En la planta de celulosa se manejan las 2 calderas, de fuerza y de calor de recuperación, como unidades paquete de fabricación estándar, que se controlan de manera automática, y son de alta eficiencia tanto a baja o a alta capacidad de operación. Estas calderas son apropiadas para las demandas variables o de operaciones intermitentes.

Las condiciones de operación de las calderas son idénticas:

Evaporación Caldera de Fuerza:	75 ton/hr
Evaporación Caldera de Recuperación:	50 ton/hr
Evaporación Total:	125 ton/hr
Presión del vapor:	43 Kg/cm ² man
Presión de diseño:	50 "
Temperatura del vapor:	440 °C
Temperatura del agua de alimentación:	150°C
% de sobrecalentamiento:	167°C
Eficiencia esperada:	91%

3.1.1 DISTRIBUCION DEL VAPOR.

Las tuberías de distribución de vapor deben estar cuidadosamente diseñadas para asegurar una operación prolongada exenta de problemas. El sistema ideal de vapor debe proporcionar vapor continuamente con el mínimo de mantenimiento.

La velocidad del vapor en las líneas de calderas debe ser mas baja que en las grandes líneas de turbinas debido a que se tienen válvulas de retención que necesariamente se - instalan en dichas líneas. Una alta caída de presión a través de la válvula perjudicaría la operación eficiente.

La tubería del sistema de distribución puede correr a nivel de piso sobre durmientes, o de preferencia arriba de nivel de piso sobre soportes.

El condensado debe acumularse en puntos determinados de la tubería y descargarse continuamente. Así mismo en los tramos largos horizontales se instalan piernas para acumulación de condensado, con una placa vertical que desvía el vapor y la humedad hacia la pierna, en tanto que el vapor hace una vuelta de 180° (junta de expansión), cayendo el agua al fondo de la pierna. Para separar el condensado se conecta una trampa de vapor.

Por otro lado, el aislante para las tuberías de vapor en especial para los cabezales principales y tuberías de - diámetros grandes, debe seleccionarse adecuadamente para una operación prolongada y se recomienda hacer estudios econó- micos para determinar el espesor óptimo.

3.1.2 CONSUMOS DE VAPOR EN LA PLANTA.

El vapor que se produce en las calderas entra a la turbina donde se expande, y así se genera la energía eléctrica necesaria para la planta. El vapor de proceso se obtiene de la extracción de la turbina y del vapor de baja presión.

Estracción (Vapor de media presión) : presión: 13.5 Kg/cm²
rango: 12.4 -14.6 "

Vapor de baja presión: presión: 5.5 Kg/cm²
rango: 5.1 - 5.9 "

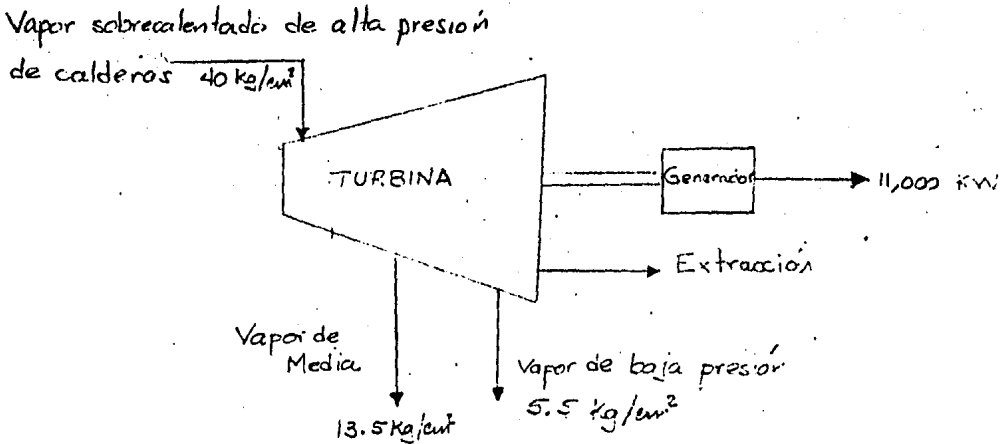


FIG. 1 GENERACION DE VAPOR

3.1.2.1 CONSUMO DE VAPOR DE BAJA PRESION. (5.5 Kg/cm²)

Los mayores consumos de vapor de baja presión están en las secciones de Evaporación y Blanqueo, pero hay algunos consumos bajos para otras secciones de la planta. Las secciones de Blanqueo consumen el 80% del vapor junto con Evaporación, y el remanente se reparte para otros usos.

	Consumo (Kg/hr)	%
. Recuperación de aguarrás	958	1.9
. Blanqueo	18,800	37.5
. Preparación de químicos	172	0.3
. Almacenamiento de licor negro	-	-
. Caustificación	-	-
. Serv. aux. planta de fuerza	4,595	9.2
. Caldera de recuperación	1,572	3.1
. Evaporación	21,300	42.5
. Digestión y depuración	2,728	5.4
TOTAL	50,125	100.00

Al aumentar el consumo de vapor se estará condensando una cantidad menor del vapor de baja presión, y si hay una menor demanda se condensa una mayor cantidad, con el fin de tener mayor flexibilidad de operación.

3.1.2.2 CONSUMO DE VAPOR DE MEDIA PRESION

Los consumos más importantes son los de Digestión y Caustificación, y al igual que con el vapor de baja-presión se tienen otros consumos pequeños en otras secciones de la planta.

Considerando para este caso que el vapor que se consume en Digestión y Caustificación es el 95% del total, el resto se distribuye de la siguiente forma:

	Consumo (Kg/hr)	%
. Recuperación de Tall oil	121	0.4
. Patios de madera	242	0.8
. Digestión	25,000	82.8
. Caustificación	3,700	12.2
. Servicios Auxiliares	635	2.1
. Caldera de fuerza	60	0.2
. Caldera de recuperación	423	1.4
. Evaporación	30	0.1
TOTAL	30,211	100.0

3.1.3 RECUPERACION DE CONDENSADOS.

Hay varias formas de recuperar condensado, entre ellas se tienen: de condensación de pequeñas cantidades de vapor de media y baja presión; principalmente la cantidad que se condensa del vapor que no se aprovecha para proceso y que forzosamente se tiene que producir, si no la turbina al no expandir todo el vapor no podría obtener la cantidad de energía eléctrica requerida.

Origen de las recuperaciones:

	Recuperado (Kg/hr)	%
. Evaporación	1,509	3.1
. Caldera de recuperación	292	0.6
. Caldera de fuerza	243	0.5
. Vapor de baja (condensado)	2,628	5.4
. Digestión y depuración	11,290	23.2
. Blanqueo	22,241	45.7
. Caldera de recup. (condensado)	8,809	18.1
. Vapor de media (condensado)	1,655	3.4
	TOTAL 48,667	100.00

Para obtener la capacidad de la Planta Desmineralizadora solo se toman en cuenta las recuperaciones principales, por Evaporación, ya que el demás condensado no garantiza que tan puro se encuentre. La recuperación del condensador de superficie no se incluye en la tabla ya que varía de acuerdo al consumo de vapor de proceso, porque al tener un excedente condensará más vapor.

Además se necesita condensar forzosamente cierta cantidad ya que no se requiere para proceso todo el vapor de baja.

3.1.4 EQUIPOS REQUERIDOS PARA LA PRODUCCION DE VAPOR

Entre los principales equipos involucrados en la producción del vapor se cuentan los siguientes:

. Caldera de Recuperación.-

Evaporación aproximada:	50 ton/hr
Presión de diseño:	50 kg/cm ²
Temperatura de diseño:	495 °C
Rango de operación:	20 - 1,100 ton/d
Presión de vapor de salida:	43 kg/cm ²
Temperatura vapor de salida:	440°C
Temperatura agua de alimentación:	150°C

. Caldera de Fuerza.-

La caldera de fuerza está diseñada especialmente para operar en conjunto con la Caldera de Recuperación. Esta caldera opera con combustible Bunker "C".

Todo el vapor que generan las 2 calderas se envía a la turbina, la cual realiza el trabajo de expansión para generar la energía eléctrica requerida en la planta, de las extracciones de baja presión se dispone del vapor necesario para el proceso.

Evaporación aproximada:	75 ton/hr
Presión de diseño:	50Kg/cm ²
Temperatura de salida:	440°C
Temperatura agua de alimentación:	150 °C
Eficiencia esperada:	91 %

. Turbina.-

número de etapas: 1
Una sola extracción sin condensación
Salida máxima : 11,000 KW.hr

Presión del vapor normal: 40 Kg/cm² (man)

Temperatura del vapor: 430°C

Presión de la extracción: 13.5 Kg/cm²

Presión del vapor de baja: 5.5 Kg/cm²

Máquina de Diesel (Emergencia).-

No. de etapas : 1

Tipo: 4 ciclos

Salida: 800 Kw

Empieza a funcionar automáticamente.

Consumo de diesel: 170 g/BHP·h

Potencia: 1,200 BHP

3.2 AGUA

3.2.1 Generalidades.-

Sin importar su origen el agua natural casi nunca es pura ya que lleva disueltas muchas sustancias sólidas y gaseosas. Existe un gran número de métodos para purificar el agua de acuerdo al tipo y cantidad de impurezas que contiene, y al uso que se le va a dar.

Las aguas que tienen un gran contenido de minerales se denominan aguas duras, que al utilizarse en las plantas de proceso causan problemas como incrustaciones y corrosión, por lo que deben tratarse previamente.

Las aguas duras que contienen sales de calcio y magnesio se precipitan sales a altas temperaturas, formando incrustaciones, disminuyendo la capacidad de transmisión de calor, en los cambiadores de calor y sistemas de enfriamiento principalmente, y en ocasiones llegan a obstruir el paso del agua dentro de los tubos. Por eso, con el fin de evitar esta clase de problemas, el agua se somete a tratamientos químicos.

El agua dentro de la planta tiene distintos usos, y de acuerdo a ellos se requiere una calidad de agua específica por lo que es conveniente tener varios sistemas por separado para que no se purifique extremadamente toda el agua de la planta. Sin embargo la cantidad total que entra puede someterse a un tratamiento preliminar de filtración siguiendo una sedimentación - coagulación para separar los sólidos en suspensión y después el tratamiento adecuado para c/u de los sistemas que requieran mayor purificación.

Según los usos que se le dan al agua dentro de una plan-

ta de proceso puede clasificarse en:

32.2.1 Agua de Proceso.-

El agua que interviene como solvente, o reactivo que debe tener un contenido bajo de impurezas, para evitar la contaminación de productos o catalizadores.

3.2.2.2 Agua de alimentación a calderas.-

Las calderas de alta presión requieren de agua con un alto grado de pureza; a veces el agua se trata con un proceso cal-carbonato y se purifica adicionalmente con un proceso de intercambio iónico.

Existen otros tratamientos complementarios en los que se incluyen:

- a) Tratamiento ácido por agentes orgánicos tensoactivos para evitar depósitos de CaCO_3 y $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ en las líneas de alimentación a calderas.
- b) Eliminación de sílice por tratamiento cal-carbonato en caliente.
- c) Eliminación de aceite para evitar depósitos carbonosos y formación de espuma.
- d) Deareación para eliminar gases corrosivos.

Además del tratamiento inicial a la entrada de la planta, el agua que se destina al uso de calderas, se ajusta al pH requerido y se manda a la caldera junto con el condensado, después de haber recibido el tratamiento que se escogió.

3.2.2.3 Agua de enfriamiento.-

Esta se recircula continuamente a través del sistema de

la torre de enfriamiento y regresa a los equipos; generalmente, las condiciones de suministro y de retorno del agua se fijan a un cierto rango entre 80 y 90°F a la salida de la torre y el retorno a una temperatura máxima de 120°F.

Es necesario tratar el agua de enfriamiento con el fin de evitar precipitación de materiales incrustantes, corrosión y formación de algas; éste tratamiento debe ser más cuidadoso para los sistemas de recirculación, ya que las impurezas se concentran a medida que ocurren pérdidas por evaporación. Uno de los métodos más económicos para prevenir la formación de incrustaciones, es la adición al agua de pequeñas cantidades de tensoactivos, porque estos aumentan la solubilidad de las sales aunque estén en gran proporción.

El oxígeno disuelto en el agua es muy corrosivo así que también se pueden agregar al agua inhibidores de corrosión, como cromatos o fosfatos especialmente para los sistemas de un solo paso. En donde existe recirculación la concentración de sales se ve incrementada por la evaporación inevitable de agua a la atmósfera en las torres de enfriamiento por lo que debe disponerse de una reposición de agua aproximadamente del 4% del flujo total. El agua de entrada al sistema también debe estar tratada, y se agregarán inhibidores de corrosión cuya concentración debe verificarse cada día.

Para sistemas de enfriamiento de agua para camisas de máquinas debe utilizarse agua desmineralizada o condensado, y el agua de la camisa debe enfriarse por medio de cambiadores volviendo a recircular; en sistemas cerrados debe utilizarse algún inhibidor de corrosión.

El equipo de bombeo de agua a la torre de enfriamiento debe sobrediseñarse con un factor de seguridad del 10 al 15% de su capacidad, ya que la presión de la bomba debe ser sufi-

ciente en las entradas de la torre de enfriamiento que por lo general se encuentran a una altura de 9 a 12 m del nivel del piso. La caída de presión también debe revisarse ya que el sistema es cerrado. Debe tomarse en cuenta la instalación de bombas centrífugas operadas por alguna fuente de energía alterna como gasolina, o equipos de repuesto para el bombeo, porque en un paro de emergencia de la planta, el agua de enfriamiento es muy necesaria.

3.2.2.4 Agua para usos sanitarios.-

Debe ser potable y libre de gérmenes patógenos y se provee por medio de un sistema independiente, y los niveles de cloro deben chequearse diariamente para evitar contaminaciones bacterianas.

Se recomienda operar estos sistemas a presiones manométricas entre 1.4 - 2.11 kg/cm², no más ya que las instalaciones sanitarias no están diseñadas para soportar presiones más altas. También es conveniente contar con depósitos para evitar la interrupción de este servicio.

3.2.2.5 Agua contra incendio.-

Puede utilizarse para este servicio agua cruda; los requerimientos de este servicio son intermitentes y en una situación de emergencia se podrá tomar agua de otros lugares de la planta. El almacenamiento más frecuente es un tanque elevado o una cisterna.

3.2.2.6 Agua para servicios varios.-

Se utiliza para diversas operaciones de lavado y debe -

estar limpia de sedimentos, pero no requiere de ningún tratamiento. Sin embargo no se puede considerar como potable.

3.2.3 Acondicionamiento de agua.-

Las impurezas que capturan las aguas naturales pueden clasificarse en:

- a) sólidos disueltos
- b) gases disueltos
- c) materias suspendidas.

El agua es un buen solvente, disuelve la tierra que arrastra, gases del aire, y gases producidos por sustancias orgánicas. El agua está sujeta muy fácilmente a la contaminación con desechos industriales, aceites y otros materiales. En general, el tipo de impurezas que el agua contiene depende del contacto que tenga con el ambiente y la cantidad depende del tiempo que duró el contacto.

3.2.3.1 Cómo eliminar impurezas del agua.-

Hay una gran variedad de métodos para purificar agua, y el cómo seleccionarlos está basado en estudios tanto técnicos como económicos.

3.2.3.1.1 Clarificación y coagulación.-

La clarificación es la remoción de materia suspendida, y el color del agua de suministro. La materia suspendida puede consistir de grandes partículas que se sedimentan rápidamente. En este caso, el equipo de clarificación implica el uso de sedimentadores y filtros. Sin embargo, la materia suspendida del agua también tiene partículas muy pequeñas que no sedimentan y sobrepasan los filtros. Para remover estas par-

tículas es necesario recurrir a sustancias coagulantes.

3.2.3.1.2 Precipitación química.-

En los procesos de precipitación los productos químicos que se agregan reaccionan con los minerales disueltos en el agua para producir una sustancia insoluble. Los métodos de precipitación se utilizan para reducir la dureza, alcalinidad y en algunos casos sílice. Un ejemplo de este tratamiento es el cal- carbonato.

3.2.3.1.3 Procesos de intercambio iónico.-

Las sales minerales disueltas en el agua se disocian formando iones los cuales pueden ser intercambiados por las zeolitas o resinas sintéticas, por ejemplo el calcio, que puede ser sustituido por hidrógeno.

En los procesos de ablandamiento típicos, el calcio y magnesio se eliminan y se reemplazan por sodio. En la desmineralización todas las materias disueltas se eliminan virtualmente por el intercambio iónico.

3.2.3.1.4 Evaporación.-

El agua es algunas veces pretratada por evaporación para producir un vapor puro el cual se condensa cuando los sólidos disueltos se encuentran en gran proporción.

3.2.3.1.5 Deaeración.-

El oxígeno y el CO_2 disueltos en el agua son un factor que influye mucho en la corrosión de los sistemas de calderas, y debe eliminarse antes de que el agua se utilice para la producción del vapor.

3.2.3.1.6 Métodos combinados.-

El agua que contiene sólidos suspendidos, materia orgánica o turbidez, generalmente requiere de una clarificación - antes del intercambio iónico, o ablandamiento por cal-carbonato.

Una de las combinaciones más eficientes es el tratamiento cal carbonato en caliente con zeolitas. Esto involucra un pretratamiento del agua con carbonato y subsecuente el tratamiento por intercambio iónico; se aplica para ablandamiento - reducción de alcalinidad y sílice, reducción de oxígeno y eliminación de materia suspendida y turbidez.

3.2.4 Secuencia de Acondicionamiento de agua. Coagulación.

Prácticamente todas las aguas superficiales contienen lodo, vegetación, microorganismos, arcilla, desechos orgánicos e industriales. Estas sustancias insolubles deben ser removidas para prevenir ensuciamiento del agua de alimentación y evitar la formación de depósitos sólidos. Con este propósito - se instalan mallas para que funcionen como coladores y reten gan los sólidos mayores a la succión de las bombas de suministro de agua a la planta. Como parte del pretratamiento del - agua, se tiene la cloración para eliminar microorganismos, el colado o cribado y la clarificación.

Las partículas insolubles suspendidas en el agua de suministro tienen una amplia gama de tamaños. Varían desde grandes partículas de arena a partículas que no pueden verse. El rango del tamaño de partículas se muestra a continuación como - ejemplo comparativo:

partícula insoluble	Díámetro de partícula
Arena fina	100,000 (mm)

sedimentos	10,000 (m μ)
bacterias	1000 "
suspensiones coloidales	1 - 200 "

Las partículas grandes (arriba de 100 milimicras , son llamadas sedimentos, ya que tienden a asentarse, o pueden eliminarse por filtración.

La clarificación para eliminar la turbidez del agua, involucra la coagulación química, la sedimentación y la filtración. Dependiendo del tipo y cantidad de materia suspendida y los requerimientos de pureza del agua para definir el proceso de clarificación. Si los sólidos suspendidos se tienen en grandes cantidades, los tanques de sedimentación y filtros harán una buena clarificación; pero si hay gran turbidez se necesita una coagulación química para obtener un buen resultado.

Las sustancias coagulantes trabajan de 2 maneras;

- 1) Cuando se disuelven en agua liberan iones positivos que atraen las partículas coloidales cargadas negativamente, y
- 2) forman una gelatina flóculo, en la que atrapan y recolectan las partículas.

La eficiencia de la clarificación, prácticamente depende de que tan bien se forme el flóculo, y que tan rápido se sedimenta llevando la materia suspendida envuelta.

Los coagulantes más comunmente usados, son sustancias inorgánicas que forman iones trivalentes positivos en solución Fe (Fe+++), y Aluminio (Al+++), ya que sus compuestos - caen en esta categoría, el hidróxido férrico y el hidróxido de aluminio.

Ejemplos:

Sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3$

pH: 5.5 - 7.5

Sulfato férrico	$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	pH: 5-6
Sulfato ferroso	FeSO_4	pH: 8-10
Aluminato de sodio	$\text{Na}_2\text{Al}_2\text{O}_4$	

Factores que inhiben la coagulación:

- Presencia de la materia orgánica disminuyendo el rango óptimo de aplicación por concepto de pH.
- Presencia de sólidos, la cantidad y clase influyen de manera directa sobre la coagulación.
- Color y turbidez; aguas con baja turbidez y elevado color
- Temperatura baja inhibe la coagulación, por lo que se recomienda recircular el agua que proviene de condensados con objeto de calentar.
- El pH por lo general debe ser alcalino para favorecer la coagulación.

El equipo de clarificación depende del tipo y cantidad de materia suspendida presente. Cuando se aplica la clarificación para eliminar la turbidez o color el equipo puede ser de 2 tipos: Clarificador de flujo convencional, o Clarificador de flujo rápido.

En la figura 2 se muestra un clarificador de flujo convencional que proporciona un mezclado rápido por medio de paletas para recircular el flóculo, y un compartimiento para los sedimentos. El tiempo de retención es de 3 a 4 horas.

Los clarificadores de flujo rápido tienen bajos tiempos de residencia, de 70 a 90 minutos y son menos costosos, además que requieren menor espacio que los de flujo convencional (figura 3).

Se puede decir que la sedimentación de partículas suspendidas no garantiza la clarificación, ya que los tamaños de las partículas son distintos, y se necesita cierto tiempo de

ALIMENTACION DE
QUIMICOS

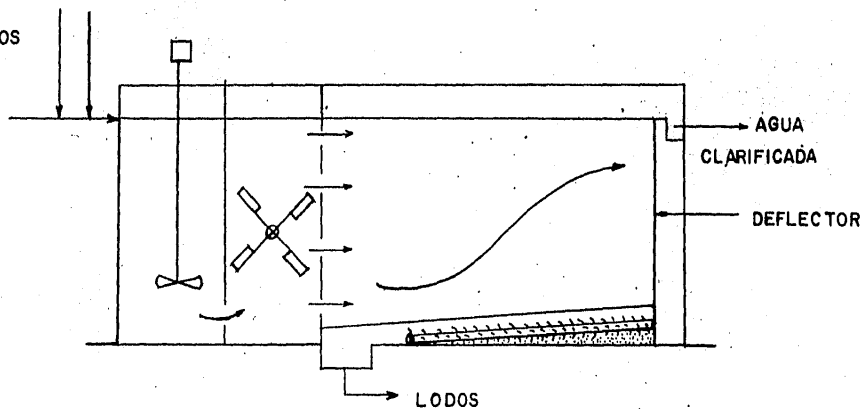
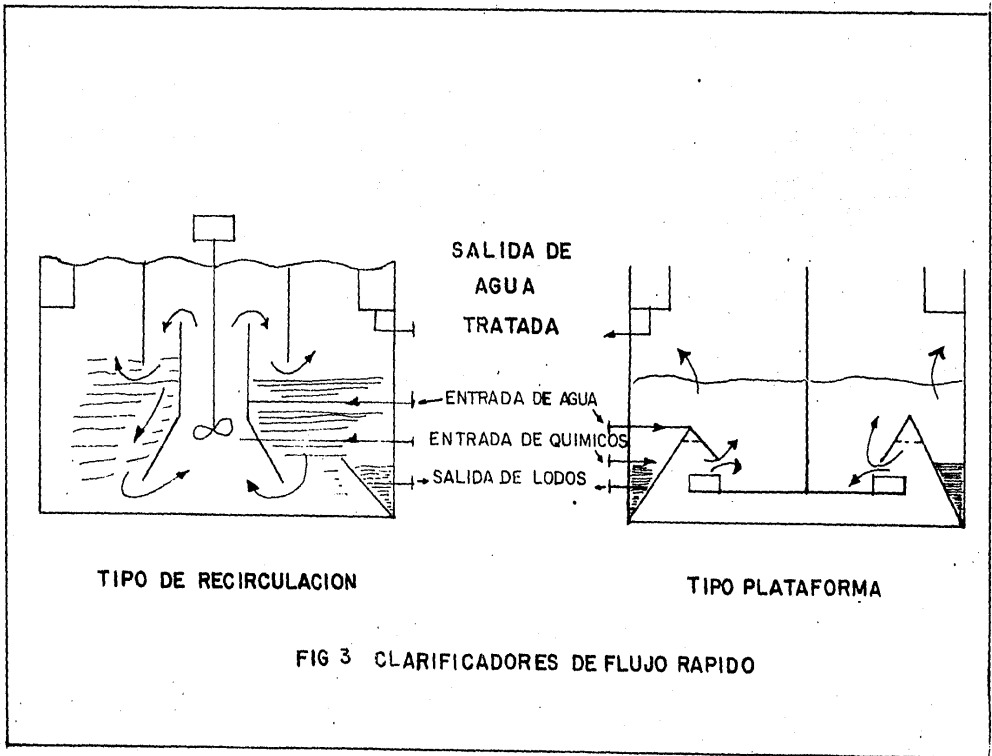


FIG 2 CLARIFICADOR FLUJO CONVENCIONAL



TIPO DE RECIRCULACION

TIPO PLATAFORMA

FIG 3 CLARIFICADORES DE FLUJO RAPIDO

residencia.

Las variables de diseño que se deben tomar en cuenta para seleccionar un clarificador son las siguientes:

- 1) Flujo de agua a tratar.
- 2) Cantidad de sólidos en el agua o turbidez. A partir de esto se determina:
 - a) velocidad de asentamiento de sólidos (experimental),
 - b) tiempo de retención
 - c) área del tanque
 - d) altura del tanque

Las variables de operación son:

- A. Concentración de sólidos a la entrada.
- B. Tamaño y densidad de las partículas.
- C. Flujo de entrada o efluente.
- D. Concentración deseada del efluente.
- E. Límite de turbidez con que el equipo se puede operar.

3.2.4.2 Filtración.

Los filtros se utilizan para separar materias suspendidas, remover flóculos o lodos del proceso de coagulación o de ablandamiento. El objetivo de un filtro es separar los sólidos en suspensión mediante el paso del fluido a través de un medio poroso o filtrante.

Los filtros por gravedad o a presión son los más empleados para estos propósitos, con lechos de antracita o arena.

Los filtros tienen una amplia gama de aplicaciones: para eliminar la turbidez, los sólidos remanentes después de la coagulación y asentamiento, los sólidos residuales y materia orgánica así como el exceso de cloro. Finalmente, en aquellos procesos en los que se utiliza un ablandamiento cal-carbonato cal-fosfato, o cal-magnesio como paso final. La filtración --

también es importante para el tratamiento de agua para calderas.

3.2.4.2.1 Tipos de filtros.-

Los filtros convencionales para remover suspensiones del agua pueden ser por gravedad o a presión. Los filtros de presión más comunes son tanques cilíndricos verticales u horizontales conteniendo un lecho de material filtrante que puede ser arena, grava o antracita. El agua entra en la parte superior, pasando a través del lecho y se colecta por medio de tubos de drenado en el fondo. (fig 4).

Los filtros de gravedad proveen una velocidad de filtración uniforme y producen agua de calidad consistente.

La abertura superior permite inspeccionar el medio filtrante y la efectividad del lavado (fig 5).

Por otro lado, los filtros a presión son más completos y versátiles y pueden ser instalados en una línea de agua sin arreglos para bombeo. Además aceptan altas temperaturas de operación como ejemplo, para utilizarlos después de un tratamiento cal-carbonato.

El medio filtrante utilizado en filtros convencionales tiene de 45 a 75 cm de profundidad. Los lechos más profundos propiamente diseñados y con buen mantenimiento usualmente producen agua filtrada si la caída de presión no es un factor tan importante.

La arena y antracita, se utilizan comunmente, teniéndose el mejor tamaño de partícula para arena de 0.5 mm y para antracita de 0.7 mm.

No se recomienda utilizar arena cuando el pH del agua o

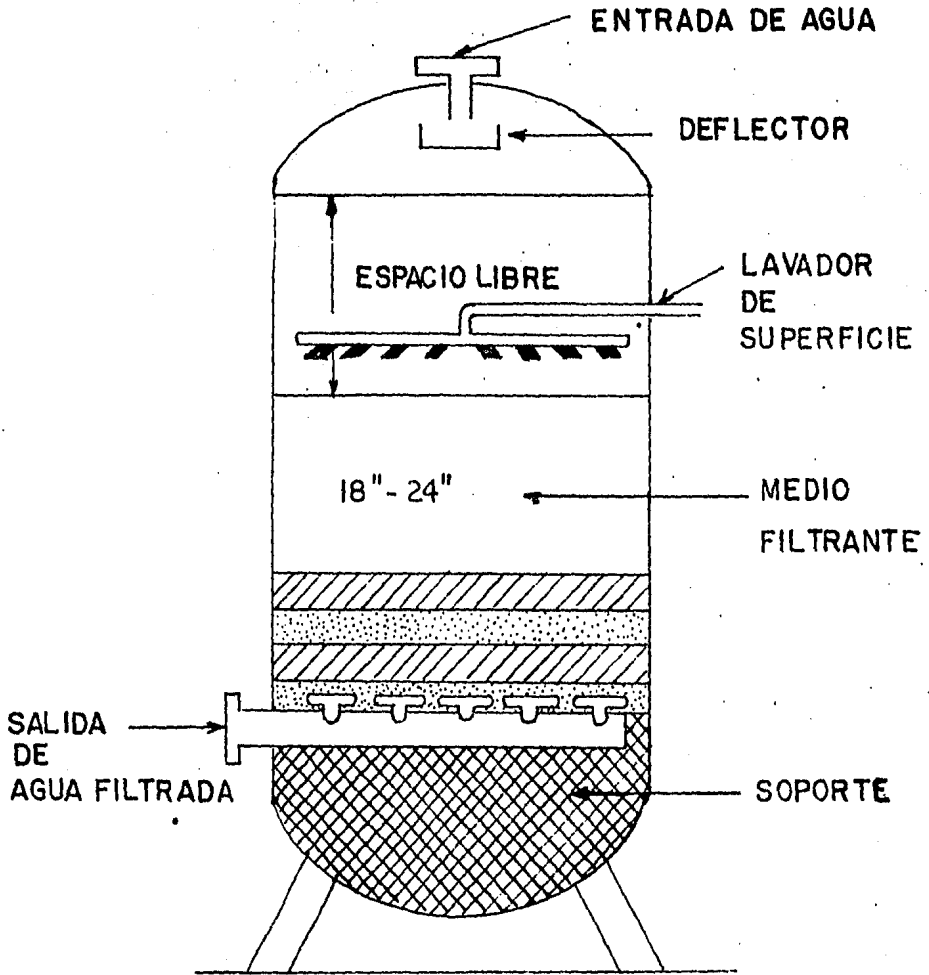


FIG 4 FILTRO DE PRESION

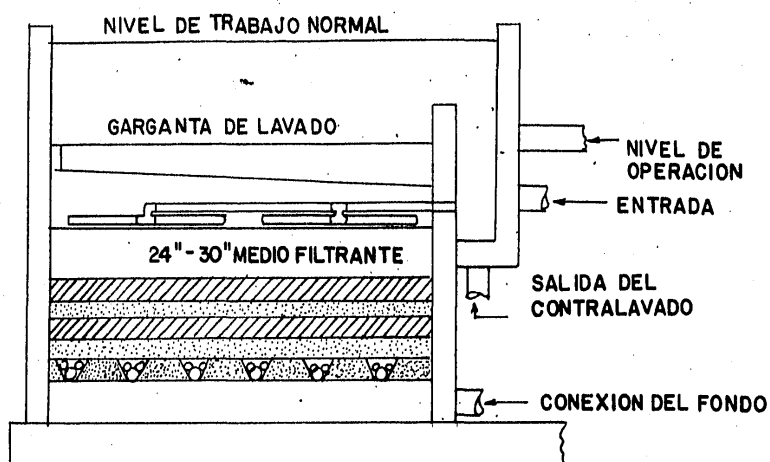


FIG 5 FILTRO DE GRAVEDAD

la temperatura son altos, ya que el agua disuelve parte de la sílice de la arena. La antracita tiene la ventaja de ser más ligera y puede contralavarse efectivamente a una menor velocidad que la arena, no es adecuada para tratamiento cal-carbonato en caliente pero tiene otras ventajas: menor densidad aparente, tiene forma irregular, así que los lechos no se agrietan, los ciclos de filtración son más largos y atrapan una mayor cantidad de partículas que los de arena.

El carbón activado se emplea como medio filtrante para eliminar materia orgánica, color y cloro residual, normalmente los filtros de carbón activado se colocan antes de que el agua entre a los demás sistemas de tratamiento.

3.2.4.2.2 Operación.-

Los dos tipos de filtros mencionados operan entre 2 y 3 GPM/ft² de área transversal (0.814 - 1.22 l/mincm²). Y las velocidades están basadas en el tipo de servicio:

- 1) Para producir agua potable, remover fierro, o agua tratada en coagulación para remover color, se recomienda operar de 2 a 3 GPM/ft² (normal- máximo).
- 2) Para utilizarse en seguida de ablandamiento, o agua después de la coagulación para remover sedimentos, de 3 a 4.5 GPM/ft² (1.22 - 1.832 l/mincm²).

3.2.4.2.3 Contralavado.-

Cuando la materia suspendida se acumula en el filtro, -- causa una caída de presión mayor, que se detecta por manómetros a la entrada y salida del filtro. La caída de presión normal es de 1 a 2 ft (0.304 - 0.609 m), cuando llega a 10 ft (3.04m) bajo condiciones normales de operación el filtro debe lavarse.

Se inyecta agua en el fondo a razón de 10-15 GPM/ft² (4.072 l/mincm² - 6.108), y el lecho se expande de un 30-40%

de su volumen, rebotando los lodos y desechos acumulados, e hidráulicamente se clasifica el medio. Para antracita se recomienda utilizar: 10 GPM/ft² con agua fría y de 12-15 con agua caliente. Para arena o calcita: 15 GPM/ft² con agua fría; el tiempo requerido es aproximadamente de 10 a 20 min.

Es importante que solo se utilice agua filtrada para el contralavado.

3.2.4.3 Procesos Químicos.-

Los procesos químicos de ablandamiento que se utilizan en la industria química, a veces emplean varias combinaciones - de tratamientos para eliminar las sales que causan dureza al agua, sílice y otras partículas.

El tratamiento seleccionado se determina muchas veces por medio de estudios económicos.

3.2.4.3.1 Cal carbonato.

El agua se trata con hidróxido de calcio para precipitar el bicarbonato de calcio presente en el agua como carbonato de calcio, y las sales de magnesio como hidróxidos. El carbonato de sodio se agrega para precipitar los cloruros y sulfatos de calcio o carbonatos.

Este proceso es más eficiente en caliente, debido al incremento en la velocidad de reacción y a la disminución en la solubilidad del carbonato de calcio.

La dureza en los efluentes depende del exceso de carbonato (arriba del 33%). La reducción en la alcalinidad depende de la eliminación de los bicarbonatos de magnesio y calcio, la dureza residual en el efluente es aproximadamente de 17 a 25

ppm.

3.2.4.3.2 Ablandamiento por fosfatos en caliente.

En este proceso las **sales** de calcio y magnesio precipitan por la adición de fosfato; el calcio en forma de fosfato tricálcico y el magnesio como hidróxido. Las reacciones se llevan a cabo a una temperatura de 100°C o mayor.

Cuando se tiene una dureza muy alta, se manejan 2 etapas de ablandamiento. Este proceso se aplica para aguas turbias - con baja dureza y alcalinidad. La adición de sulfato de magnesio, hidróxido de magnesio, carbonato y óxido de magnesio, - contribuye a la reducción de la sílice; ya que se adsorbe en el hidróxido de magnesio formado durante el ablandamiento.

3.2.4.3.3 Intercambio iónico.

Este es un método efectivo y versátil de acondicionamiento de agua. Cuando el agua fluye a través del lecho de material de intercambio iónico, los iones no deseables se remueven y reemplazan con otros que no produzcan dureza y alcalinidad al agua. Así los iones de calcio y magnesio se sustituyen por iones de sodio; y los iones de carbonato y bicarbonato se sustituyen por cloruros.

Los procesos de intercambio iónico son muy versátiles ya que tipos específicos de iones se pueden eliminar del agua dependiendo de la selección del material de intercambio y regenerante utilizado.

Cambiadores catiónicos:

Inorgánicos (Zeolitas)

Naturales

Sintéticas

Orgánicos

Resinas fenólicas
Resinas estirénicas

Cambiadores aniónicos:

Inorgánicos

Oxidos metálicos

Orgánicos

Resinas sintéticas

Las resinas intercambiadoras aniónicas están clasificadas en bases débiles y fuertes dependiendo del grupo de intercambio.

3.2.4.3.4 Desmineralización.

Es el proceso mediante el cual las sales minerales ionizadas se eliminan en el intercambio hidrógeno-catión (Ca, Mg, - Na) y aniones como bicarbonatos, sulfatos, cloruros, sílice - soluble en el intercambio aniónico por el grupo OH^- .

Para la desmineralización se emplean resinas sintéticas - den intercambio catiónico y aniónico como compuestos sulfonados y fenólicos para el primero, y compuestos amino N-cuaternalario para el aniónico.

La resina catiónica se regenera con ácido y la aniónica con base.

La selección del sistema de desmineralización es función de lo siguiente:

1. Pureza del efluente deseada.
2. Análisis del diseño
3. Facilidad de almacenar agua
4. Establecimiento de niveles de regeneración.
5. Capacidades de intercambio de las resinas.

El uso de las resinas finamente dimensionadas requiere - una fuente baja en turbidez, y materia orgánica y esto se obtiene por medio de la clarificación, filtración y cloración que las reducen. Si la eliminación de la materia orgánica no es adecuada, repercute en una baja capacidad del intercambio iónico debido a depósitos que recubren las resinas. (Fig 6).

3.2.4.3.5 Deaeración.

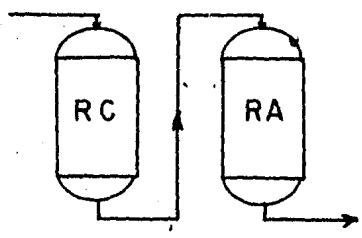
Este proceso se aplica para eliminar todos los gases indeseables como CO_2 , H_2S , O_2 del agua, ya que causan corrosión. El agua puede contener esta clase de gases corrosivos que deben reducirse a lo mínimo antes de que el agua se alimente a las calderas.

El oxígeno disuelto en el agua empieza a ser corrosivo doblemente, por cada 30°F que aumente la temperatura. El CO_2 también causa problemas por corrosión cuando se descarga con el vapor haciendo un condensado ácido. El equipo deaerador - puede eliminar las burbujas de oxígeno y CO_2 libres en el agua, y las cantidades remanentes pueden eliminarse con un - tratamiento químico.

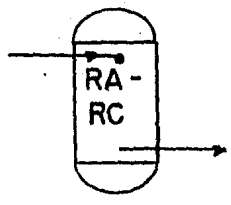
Para que un gas pueda eliminarse efectivamente en un deaerador depende de 3 factores que se deben considerar:

- 1) Ya sea que el gas se ionice (reaccione químicamente con el agua) o que se disuelva como un gas libre.
- 2) Las presiones relativas que ejerce el gas en el agua y en la atmósfera.
- 3) La temperatura del agua.

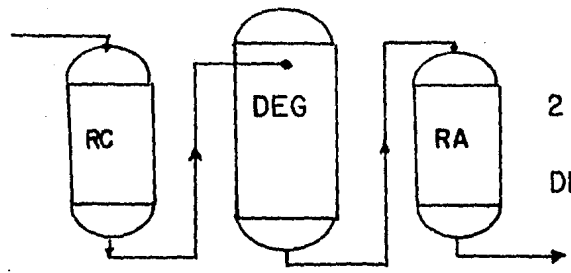
1) La naturaleza de los gases disueltos.- El oxígeno no se ioniza, se presenta libre y difiere del CO_2 y el amoníaco - que se ionizan dependiendo de las condiciones del agua, sin embargo, cuando se encuentran libres, ejercen una presión y



2 LECHOS



LECHO MIXTO



2 LECHOS CON
DEGASIFICADOR

FIG 6 ARREGLOS TÍPICOS DE DESMINERALIZADORES

se pueden eliminar mecánicamente.

2.) Presiones parciales de los gases.- Cualquier gas de una mezcla ejerce una presión parcial proporcional a su concentración en la misma. El agua por tanto, disuelve un gas libre solo hasta el punto en que una presión de equilibrio es alcanzada entre el gas y el agua, y el gas en la atmósfera con que tiene contacto. En la degasificación esta presión de equilibrio está deliberadamente fijada. Esto se logra contactando el agua con vapor que contiene una cantidad muy baja del gas que se va a eliminar. La diferencia de presión entonces tiene a que el gas se elimine de la solución.

3) Temperatura del agua.- Cuando el agua está a su temperatura de saturación todos los gases libres son teóricamente insolubles. En la práctica mientras las solubilidades de los gases libres se disminuyen grandemente nunca son completamente removidos porque la temperatura del vapor es ligeramente más alta que la temperatura del agua. Esto ocasiona que el gas sea más soluble ligeramente en el agua que en el vapor. Para minimizar esta diferencia, el agua se esporea. Esto no solo permite que el agua se aproxime más a la temperatura del vapor sino que el área de contacto para eliminar los gases es mayor.

La solubilidad del oxígeno disminuye rápidamente cuando la temperatura del agua se eleva, lo cual es una consideración básica para eliminar el oxígeno. En la reducción del oxígeno a niveles muy bajos el agua caliente debe ser barrida con un gas como el vapor, teniendo un bajo contenido de oxígeno; esto ayuda a mantener las temperaturas altas del agua más uniformes quitando el contenido de oxígeno de ella y conservando la presión parcial del oxígeno en el vapor a un mínimo.

3.2.4.3.5.1 Tipos de deareadores.

Hay 3 tipos generales de equipos para remover gases del agua:

- a. Degasificadores a vacfo.
- b. Tipo soplador
- c. Calentadores y deareadores.

a. Degasificadores a vacfo.- Están diseñados para remover oxígeno y bióxido de carbono; con el vacfo el punto de ebullición del agua es menor y decrecen las solubilidades de los gases libres disueltos.

b. Tipo soplador.- A menudo construido de madera, utiliza el aire atmosférico para eliminar gases. La mayor desventaja que tiene es que al removerse el CO_2 del agua esta se satura de oxígeno y partículas de polvo que pueden ser captadas.

c. Calentadores y deareadores.- Se utilizan en las plantas de fuerza para remover oxígeno del agua de alimentación. Por definición un calentador- deareador reduce el oxígeno a $0.005 \text{ cm}^3 / \text{l}$ o menos. Los deareadores operan a una presión de 2 a 5 psig ($0.140 - 0.351 \text{ Kg/cm}^2$) remueven el CO_2 completamente.

Los deareadores que operan a altas presiones, también pueden eliminar alguna alcalinidad debida al bicarbonato. La diferencia entre los deareadores y deareadores-calentadores está esencialmente entre la manera de atomizar el agua y el contacto con el vapor, además del venteo de los gases. En general los deareadores son de dos tipos: Tipo de plato o tipo de esparado. (Fig 7 y 8).

En el deareador de plato el agua que entra se distribuye sobre los platos como se muestra en la figura 7, y se inyecta vapor para contactarlo con las gotas de agua.

Para remover en una forma efectiva el gas es necesario conservar el agua a la temperatura de saturación. Un chequeo rapido del comportamiento del equipo se lleva a cabo comparando las temperaturas del agua y del vapor.

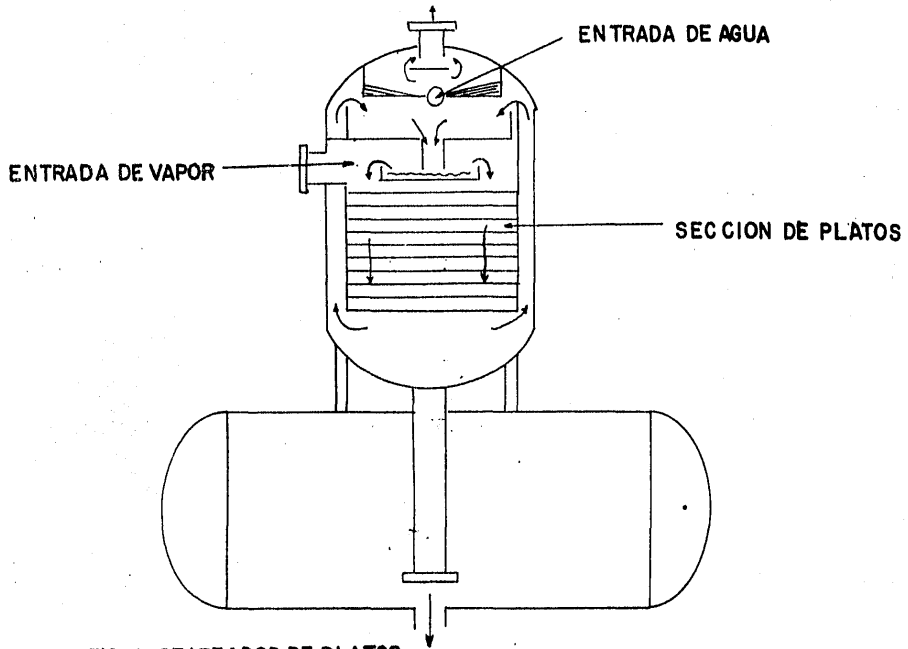


FIG 7 DEAREADOR DE PLATOS

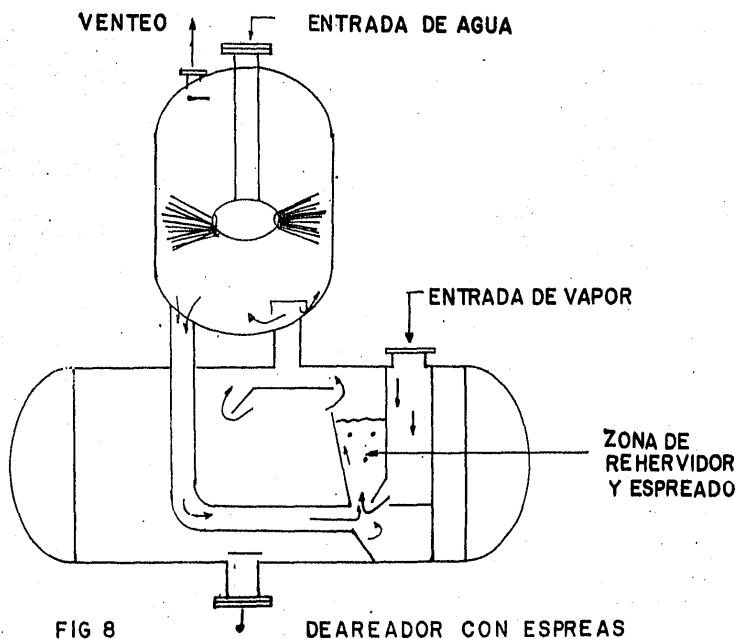


FIG 8

DEAREADOR CON ESPREAS

3.2.5 Distribución del agua en la planta.

Para abastecer de agua a la planta se dispondrá de agua de río suministrándola por medio de 3 bombas de succión vertical montadas en una estructura de concreto. Dos bombas mantendrán el flujo normal, y la tercera se tendrá como repuesto. El agua fluye a través de mallas o cribas para ser llevada al clarificador; también puede tenerse un tubo de succión de las bombas en forma de "T" con pequeñas perforaciones y que puede recubrirse de arena y arcillas compactadas haciendo una especie de filtro; así puede evitarse que por la succión de la bomba se introduzcan materiales sólidos que tal vez sobrepasen las mallas. Con esto el agua quedará libre de sólidos en suspensión de un tamaño regular, teniéndose un agua más limpia. Otra ventaja de este sistema de succión es que al eliminar parte de los sólidos se disminuyen en cantidad y tamaño, y si se requiere de todas formas otra filtración las dimensiones y capacidades de los filtros serán menores.

3.2.5.1 Consumo de agua propuesto para la planta de celulosa de 300 Ton/d.

SECCION	l/min	Ton agua/ Ton celulosa	%
.Generación de fuerza, recuperación de calor y planta desmineralizadora.	5,797.9	27.83	27.8
.Recuperación de aguarrás	1,550.0	7.44	7.4
.Patios de madera	75.0	0.36	0.4
.Planta de químicos	833.3	4.0	4.0
.Evaporación	450.0	2.16	2.2
.Blanqueo	6,250.0	30.8	30.0
.Caustificación	1,550.0	7.2	7.2
.Digestión, lavado y depuración	2,385.4	11.45	11.4
.Otros servicios	1,145.8	5.5	5.5

Reposición	979.2	4.7	4.7
TOTAL	20,966.6	100.14	100.0

Como se puede observar del desglose de los consumos de agua en la planta, las secciones que presentan los mayores requerimientos son: Generación de Fuerza, Recuperación de Calor y Planta Desmineralizadora; Blanqueo; Digestión, Lavado y Depuración.

La primera sección mencionada ha sido considerada como un conjunto, ya que la planta desmineralizadora opera en -- función de la cantidad de vapor que vaya a producirse, y a su vez también se relaciona tanto con evaporación, recuperación de calor y la turbina.

Para intentar justificar cada uno de los consumos de agua en la planta, se caería en una especie de ciclo, ya que cada servicio no funciona por sí solo; sino que tiene una interacción con los demás, así el consumo de vapor está relacionado con la producción de energía eléctrica y a su vez del suministro de agua a la planta con la capacidad de la planta desmineralizadora y el departamento de fuerza.

De una manera muy general y objetiva se tratará de ver la mayor utilidad que representa el empleo del agua en aquellas secciones donde los consumos son bastante considerables:

I Blanqueo: 30 Ton de agua/Ton de celulosa.

II Generación de fuerza, recuperación de calor y planta desmineralizadora: 27.8 Ton de agua/Ton de celulosa.

III Digestión, lavado y depuración: 11.5 Ton de agua / Ton de celulosa.

En el conjunto I, se manejan grandes cantidades de agua en la dilución de la pulpa y el lavado. En esta sección no se puede disminuir demasiado el consumo de agua, ya que se

incrementa el costo de los reactivos y el color final de la pulpa.

En el conjunto II donde se relacionan la producción de vapor con la energía eléctrica además de la planta desmineralizadora que provee la reposición de agua tanto para calderas como para sistemas de enfriamiento, representa una de las partes fundamentales de los servicios de una planta. Por medio de estudios técnico económicos se ha previsto que cuando los requerimientos de vapor de proceso son grandes, se debe generar la energía eléctrica utilizando turbinas de alta presión. Para seleccionar los equipos más adecuados es necesario recurrir a dichos estudios para poder comparar el costo de la energía eléctrica producida contra la comprada, que en el caso de la planta de celulosa es más económico generarla.

En el conjunto III el agua se consume principalmente en el lavado y la depuración de la pulpa.

3.2.5.2 Requerimientos de agua; condiciones del servicio.-

La calidad de agua que se dispone para abastecer a la planta a partir de agua de río es la siguiente:

Características del agua:

- Físicas:	Color	35 unidades
	Turbidez	35 ppm
	Conductancia específica.	77 m ; 25°C

Químicas:

Calcio	18 ppm
Magnesio	9 ppm
Fierro en suspensión	3.5 ppm
Manganeso	0 ppm

Sodio	14.5 ppm
Potasio	0.0 "
Bicarbonato	39.0 "
Cloruros	2.0 "
Fluoruro	0.0 "
Nitrato	0.5 "
Sulfato	0.0 "
Sílice	25.0 "
CO ₂	10.0 "
Sólidos disueltos	84.5 "
Dureza total	41.5 "
" Ca- Mg	27.0 "
" No carbonato	14.5 "
pH	6.9

El agua que entra a la planta desmineralizadora se considera con mayor dureza que el promedio del agua del río, para tener un sobrediseño en la planta de tratamiento tal que una fluctuación en la composición del agua del río, no altere la composición del agua de salida a niveles mayores que los permitidos; no hay sobrediseño tan grande en el clarificador porque hay mas tolerancia en composición para el agua clarificada.

3.2.5.3 Agua de efluentes, tratamiento y disposición.-

Los efluentes de la planta se colectan en un drenaje subterráneo, para que fluyan por gravedad a un colector equipado con una malla y rompedor de espuma.

Los desechos sanitarios se tratan en un sistema por separado en tanques sépticos si no hay un sistema de drenaje. Posteriormente, se pueden tratar junto con los desechos de la planta en un clarificador de 140 ft (42.5m), de diámetro aproximadamente.

Hay un gran número de tratamientos de efluentes de acuerdo al tipo de sustancias que se desechan en una planta, pero en forma general se considera que los efluentes excesivamente ácidos o alcalinos no deben descargarse sin tratamiento a una corriente receptora, aunque esta se encuentre ya muy contaminada, porque se alteran en forma perjudicial por valores extremos de pH los lugares finales de descarga como lagos, ríos o el mar en su ecología.

Hay muchos métodos recomendados para neutralizar la gran acidez o alcalinidad de los efluentes industriales:

- 1) Mezclar las corrientes de desecho de forma que se obtenga un pH neutro.
- 2) Pasar los residuos ácidos a través de lechos de cal.
- 3) Mezclar los efluentes ácidos con lechadas de cal.
- 4) Añadir la proporción adecuada de soluciones concentradas de sosa cáustica o carbonato sódico a los efluentes ácidos.
- 5) Hacer pasar gas de combustión por los efluentes alcalinos.
- 6) Añadir CO_2 comprimido a los efluentes alcalinos.
- 7) Añadir ácido sulfúrico a los efluentes alcalinos.

En términos generales debe seleccionarse el método y material a utilizar en un tratamiento de efluentes tomando en cuenta los aspectos económicos.

En un tratamiento deben fijarse las condiciones deseadas del efluente, de acuerdo a los lineamientos de la SEDUE, y tener presentes estos parámetros para llegar al mejor resultado.

Los efluentes principales en el proceso de fabricación de la pulpa Kraft son: agua y condensado contaminados con licor negro, cuyo análisis típico se enlista a continuación:

Sólidos totales	1,160 ppm
Sólidos en suspensión	600 "
cenizas en suspensión	60 "
sólidos disueltos	240 "
DBO (5 días)	250 "
(Demanda biológica de oxígeno)	

(Referencia: "Aguas residuales Industriales", Nemerow Nelson, H. blume)

Dependiendo de los métodos y procedimientos de blanqueo utilizados el carácter del efluente varía, los sólidos en suspensión estarán entre 20 y 60 ppm, y son principalmente fibras, DBO entre 100 y 200 ppm.

A manera de ejemplo a continuación se muestra la secuencia típica de tratamiento de los efluentes de fábricas de pulpa y papel:

A.- Recuperación

B.- Sedimentación y flotación para quitar materiales suspendidos.

C.- Precipitación química para eliminar materias con demanda de oxígeno.

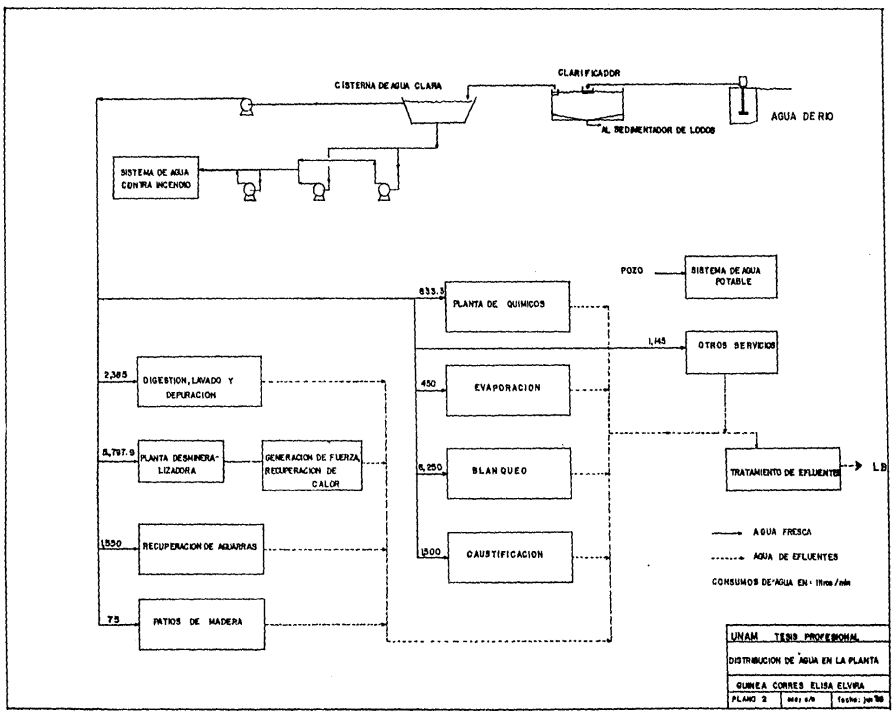
E.- Vertido a lagunas para degradación biológica.

Para la planta de celulosa, los efluentes se neutralizan separandolos de los que llegan a presentar alguna cantidad de

licor negro ya que estos necesitan un mayor tratamiento.

Los residuos ácidos y alcalinos se neutralizan y fluyen por gravedad atravesando un lecho de piedra caliza, ajustándose el pH en un neutralizador y posteriormente de nuevo al río, después de haberse tratado en el clarificador.

Los lodos del clarificador son bombeados a un tanque-cisterna entre un canal de irrigación y el río. La cantidad de lodos no debe ser excesiva, ya que se utilizan filtros en los efluentes de proceso. En ocasiones los lodos se secan y se pueden utilizar como material de relleno en desniveles de terreno.



UNAM TESP PROYECTORIA		
DISTRIBUCION DE AGUA EN LA PLANTA		
QUINEA CORRES ELISA ELVIRA		
PLANO 2	del 2 a 7	fecha: jun 88

3.2.6 Planta Desmineralizadora.

La planta desmineralizadora provee de agua deionizada de alta calidad para reposición del agua de alimentación para calderas. Además la planta de tratamiento representa el punto de unión entre 2 de los servicios más importantes: AGUA Y VAPOR, por lo que la capacidad de la planta está basada en los siguientes conceptos:

- a) Recuperación mínima de condensados de la turbina (así se tendrá el mayor flujo de agua a tratar.
- b) Recuperación de condensados del sistema de evaporación - de licor negro.
- c) Reposición necesaria para el agua de alimentación de calderas (pérdidas, fugas; purgas, etc).

Cuando se obtiene la máxima recuperación de condensados disminuye la demanda de la planta, y se alarga el ciclo de regeneración de las resinas. El condensado es una fuente de reposición de agua para calderas ya que está libre de impurezas.

Parámetros de diseño: Análisis del agua a la entrada y salida de la planta de tratamiento.

	ENTRADA	SALIDA
Dureza total	41.5 ppm	0.0
Alcalinidad	39.0 "	0.0
Fierro total	3.2 "	0.0
CO ₂ libre	10.0 "	0.0
Sflice (SiO ₂)	25.0 "	0.0
Turbidez	menor de 10.0 "	0.0
Color (APHA)	" 5.0 "	0.0
pH	6.9	
Conductividad		1 ohm.

En dado momento puede recuperarse condensado de otras partes de la planta, pero si se detecta que tiene alguna

impureza, no se emplea como agua de alimentación. De la sección de digestores puede recuperarse cerca del 50 % del vapor utilizado como condensado, pero en caso que se contamine no podrá contarse con esta cantidad.

Es mucho más conveniente que la planta desmineralizadora tenga una operación continua para suministrar el agua purificada a las calderas. Durante una operación normal los dos trenes de intercambio iónico pueden estar trabajando, o bien, al llevarse a cabo la regeneración de las resinas de intercambio puede permanecer uno de los sistemas trabajando mientras que el otro se regenera o se le dá mantenimiento.

Entre los equipos más importantes que forman la planta desmineralizadora se cuentan: los filtros a la entrada de la misma, torres de intercambio catiónico, torres de intercambio aniónico, deareador, tanques de almacenamiento para disponer de los productos químicos a manejar que son los regenerantes de las resinas, tanque de condensados, fosa de neutralización.

3.3 Aire para instrumentos.

Dentro de cualquier planta de proceso es de vital importancia la instrumentación de la misma, ya que sin ésta no se tiene ningún control sobre el proceso.

Existen diversas clases de instrumentos, neumáticos que operan con aire, o electrónicos que funcionan alimentándose con corriente eléctrica.

Para una operación adecuada de los sistemas neumáticos se debe suministrar un aire seco y libre de impurezas, y el sistema de aire de instrumentos debe tenerse por separado del sistema de aire de la planta.

El sistema ideal debe tener por separado compresores y receptores de aire, y alguna unidad deshidratadora. Los sistemas de distribución de la planta deben de ser operados a presiones sobre 45-50psig (3.1-3.5 Kg/cm²), de modo que los cabezales no sean de diámetros mayores de 7.5 a 10 cm, nominales. Una presión común es de 5.3 a 6 Kg/cm² (75-85 psig); la presión del aire para instrumentos dentro de un área de proceso, no necesita ser mayor de 2.5 a 2.8 Kg/cm² (35-40 psig).

Tomando una precaución contra la humedad debe adecuarse un pierna de goteo antes del reductor de presión. También es una práctica habitual, tener varias válvulas reductoras por separado con filtro y purga para mantener constante el suministro de aire.

La tubería de distribución de aire, debe ser galvanizada, y la tubería de transmisión de aire a los instrumentos puede ser de cobre o aluminio, generalmente de 9.5mm (3/8")

3.3.1 Consumo de aire de instrumentos.-

A continuación se muestra en forma de tabulado los consumos de aire (std) para instrumentos.

En la tabla no están considerados instrumentos como registradores, controladores, indicadores y otros instrumentos de cuarto de control, ya que actualmente tiene una mayor aplicación la instrumentación electrónica.

Tipo de instrumento	cantidad	Consumo/inst. (SCFH)	total (SCFH)
Controladores de presión	19	35	665.0
Válvulas de control	80	60	4,880.0
Controladores de nivel	31	27	837.0
Controladores de temp.	23	27	621.0
Controladores de densidad, consistencia, y otros	8	35	280.0
Controladores de flujo	12	35	420.0
	TOTAL		7,623.0
		(m ³ std/hr)	216.0

En la selección de compresores intervienen muchos factores ya que hay una amplia gama de equipos y cada uno tiene ventajas peculiares para aplicaciones determinadas.

Entre los factores de mayor importancia para seleccionar el compresor están: flujo, presión de descarga, limitaciones de temperatura, método de sello, lubricación, consumo de potencia, funcionalidad, servicio y costo.

3.4 Aire para la planta.

El uso de aire comprimido dentro de la planta es muy amplio, ya que a veces se utilizan herramientas accionadas por aire, entre otros usos, y dichas herramientas son sencillas de controlar y pueden ser utilizadas en diversas áreas de la planta.

En las plantas se debe instalar aire para servicio, y las tuberías corren junto con la tubería de proceso y así se tendrán también ramales de la turbina principal, distribuyéndose por toda la planta, ya sea en un solo sistema o en varios.

El aire de servicio y el aire para instrumentos corren por sistemas separados. La presión manométrica para el aire de servicio se mantiene entre 7 y 8.8 kg/cm² (100-125 psig), en cambio el aire de instrumentos a unas presiones menores, entre 2.5 y 2.8 Kg/cm².

En alguna emergencia el aire de planta puede usarse como aire para instrumentos, pasando primero por un secador.

A veces se tienen dentro de la planta varias compresoras de aire para las diferentes áreas en lugar de tener un sistema muy grande.

En las estaciones de compresión de aire, se requiere de los siguientes equipos y servicios:

- a) Compresora de aire, que puede ser: accionada con motor eléctrico o vapor; y pudiera ser de 2 paso o reciprocante.
- b) Filtro.
- c) Agua de enfriamiento para las camisas de la compresora, interenfriador y/o post-enfriador.
- d) Tanques de aire (depósitos).

e) Sistema de control de presión.

Debe tenerse el cuidado de eliminar la humedad del aire por ejemplo, con trampas de humedad, o ya sea manualmente.

La mejor localización para el sistema de aire de la planta, es junto a la planta de generación de fuerza y vapor, para tener cuidado de verificar periódicamente la operación de la compresora.

3.5 Generación de Energía Eléctrica.

La electricidad es una fuente de energía tan necesaria dentro de la planta que nos sirve para accionar diversos motores de equipos como: bombas, compresores, bandas transportadoras, herramientas, instrumentos y alumbrado.

En plantas donde se consumen altas cantidades de vapor de proceso, (34,000 a 45,000 Kg/h), es indicado por estudios económicos, que la generación de la energía eléctrica se debe efectuar utilizando turbinas de alta presión. En la planta de celulosa la turbina de vapor es capaz de generar la mayor parte de la energía requerida, así que solo una parte mínima se compra a la compañía de luz.

CONSUMOS PRINCIPALES DE ENERGIA ELECTRICA.

	Consumo (KW) hr	%
. Preparación de la madera	2,640	23.5
. Digestión, lavado, depuración	2,068	18.5
. Generación de fuerza, recup. de calor, tratamiento de agua	2,278	20.3
. Evaporación	111	1.0
. Caustificación, horno de cal	535	4.8
. Blanqueo	2,782	24.8
. Otros servicios	597	5.3
. Alumbrado	200	1.7
TOTAL	11,211 KW hr	100.0

- Energía generada por la turbina: 11,000 Kw hr
- Energía que se compra a la Cía de Luz: 2,000KW hr

Capacidad máxima: 13,000 KW hr

3.5.1 Distribución de energía eléctrica.

Un sistema de distribución de energía eléctrica está -

constituido por:

- La fuente de fuerza (Energía generada o comprada).
- Equipo de transformación; dispositivos conmutadores y de protección; líneas de distribución.

La energía comprada generalmente se distribuye a voltajes muy altos y debe reducirse para poderla utilizar. Esto se debe a que los sistemas de alto voltaje tienen menores - pérdidas de energía; conductores e interruptores de circuito más pequeños y costos de instalación más bajos.

Todos los niveles de voltaje deben tener un neutro a tierra para tener una operación más segura.

Dentro de la planta la energía eléctrica puede distribuirse de varias maneras:

- a) Alambrado descubierto (sujeto a postes o a estructuras).
- b) Cables dentro de tuberías metálicas.
- c) Cables dentro del piso (subterráneos), que es la manera más segura.
- d) Cables enterrados directamente en el suelo.

La instalación de tuberías subterráneas debe contar con registros a intervalos regulares aproximadamente entre 61 m para tramos rectos, y 30 m para las vueltas, con el fin de facilitar el servicio a las mismas, y las operaciones de conexión y cableado. Los registros deben ser de fácil acceso y a prueba de agua, si hay depósitos o drenajes próximos.

Para protección del sistema eléctrico, se utilizan dispositivos para abrir circuitos o para evitar una sobrecarga mediante los interruptores.

Las líneas de alto voltaje se protegen por mecanismos de distribución y de interruptores. De los transformadores se obtienen voltajes reducidos y cada uno debe tener su interruptor de desconexión.

3.6 COMBUSTIBLE

En las plantas de proceso los combustibles tienen muchas aplicaciones: para calentadores, reactores y evaporadores calentados a fuego directo, hornos, generadores de vapor, turbinas de gas, y máquinas de combustión interna.

Los combustibles que son mas utilizados son: líquidos - derivados del petróleo, gas natura, combustibles sólidos como hulla y coque; productos de desecho, bagazo, etc.

a) Gas natural.- Es el combustible ideal para las plantas de proceso, no requiere de servicios de manejo, más que tuberías y controles de presión; la ventaja que representan en cuanto a la flama, que es muy limpia y se propaga con gran rapidez teniéndose alta eficiencia.

Además de utilizarse como combustible primario, se emplea para iniciar la combustión en hornos que quemen otro tipo de combustibles.

b) Combustibles líquidos derivados del petróleo.- Existe una gran variedad de este tipo de combustibles para uso industrial y los combustibles industriales con alta viscosidad son entregados en carros tanque que se calientan con vapor. El combustible al almacenarse en planta en tanques debe tener este tipo de calentamiento, para evitar que se solidifique al enfriarse dentro de los tanques y estar disponible para quemarse.

Los combustibles más ligeros tales como la querosina y el diesel, se utilizan para máquinas de combustión interna; y de éstas maquinas son más comunes las que tienen motores de diesel.

c) Productos de desecho.- Los subproductos de plantas de pro-

ceso que sean susceptibles de ser quemados son valiosos como combustibles. Debe tenerse cuidado ya que si el material de desecho es muy viscoso, requiere sistemas de bombeo especiales; o si el subproducto contiene agua o materiales corrosivos también ocasiona problemas.

Algunos desechos o subproductos más comunes son los desechos de caña o bagazo, madera (desperdicio), gases de hornos de descomposición térmica. Para el caso de la planta de celulosa, el licor negro es el que sirve de combustible.

d) Hulla y coque.- La hulla y coque fueron los combustibles más empleados en las primeras industrias, y la hulla continúa siendo ventajosa en plantas ubicadas cerca de depósitos grandes.

Es de esperarse que el consumo de carbón aumente mientras los depósitos de gas y petróleo se agoten.

Los sistemas de combustible deben ser diseñados para que no se mezclen materiales extraños que puedan dañar las máquinas de combustión interna, o taponar las espreas de los quemadores u hornos. Todo combustible debe filtrarse sin importar su origen, y la tubería que sigue al filtro no debe ser de materiales susceptibles a formar incrustaciones.

3.6.1 Características de los combustibles utilizados:

FUEL OIL Nº 2 (DIESEL)

Densidad relativa s.g.	0.883
º API	33.6
Viscosidad S.S.U a 37°C	33/45
% Cenizas	0.02
% Azufre	1.0
% Carbono	84.0
% Hidrógeno	14.2

% Agua y sedimentos	0.1
Poder calorífico	10,620 Kcal/Kg
Punto de ignición	80 - 85 °C
lb/galón	7.38
Índice de cetano	40 min.
Destilación	90% a 357°C
Punto de congelamiento	0°C/-5°C

FUEL OIL Nº 6

Densidad relativa	a 20°C/40°C	1.015
°API	7.3	
Punto de flasheo	66°C	
Viscosidad S.F. SEC. @ 50°C	550 Máx	
% Cenizas	0.14	
% Azufre	3.9	
% Agua y sedimentos	2.0	
Poder calorífico	10,300 Kcal/Kg	
Punto de Ignición	93°C mín	
lb/galón	8.512	
Punto de congelamiento	2°C	

3.6.2 Manejo de combustible.-

Para manejar el combustible dentro de la planta es necesario tener los equipos adecuados para facilitar su distribución.

El combustible se recibe en la planta por medio de carros tanque, y estos lo mantienen caliente a la descarga para que se tenga una mayor facilidad de succión para el bombeo; por medio de bombas de engranes se descarga a los tanques de almacenamiento.

En los tanques de almacenamiento de combustible se mantiene a 60°C, calentándolo con vapor que va dentro de un --

tubo sumergido en el tanque. Además se dispone de un calentador tipo bayoneta para facilitar la succión de las bombas para transportarlo al tanque diario, manteniéndose una temperatura de succión uniforme.

Tanto los tanques de almacenamiento como el tanque de diario se encuentran aislados con lana mineral. Si no se tiene cuidado de mantener el combustible caliente se solidifica dentro de los tanques., imposibilitando la operación de bombeo, además habrían mucho más pérdidas por calor repercutiendo esto en la cantidad de energía necesaria.

Para evitar incrustaciones en los quemadores de la caldera o el horno, o contaminación de combustible, éste debe filtrarse primero pasando a través de un filtro de gruesos (strainer) y posteriormente por una malla más fina, aproximadamente del #50. La primera filtración se lleva a cabo antes de pasar el combustible al tanque diario; la segunda, después del calentador, y antes de pasar a la caldera.

Del tanque de diario se va obteniendo el combustible requerido diariamente, y por medio de una bomba (de pistón), se envía a los calentadores antes de ser quemado; ahí se calienta hasta una temperatura aproximadamente de 140°C. (sistema de manejo de combustible fig. 9).

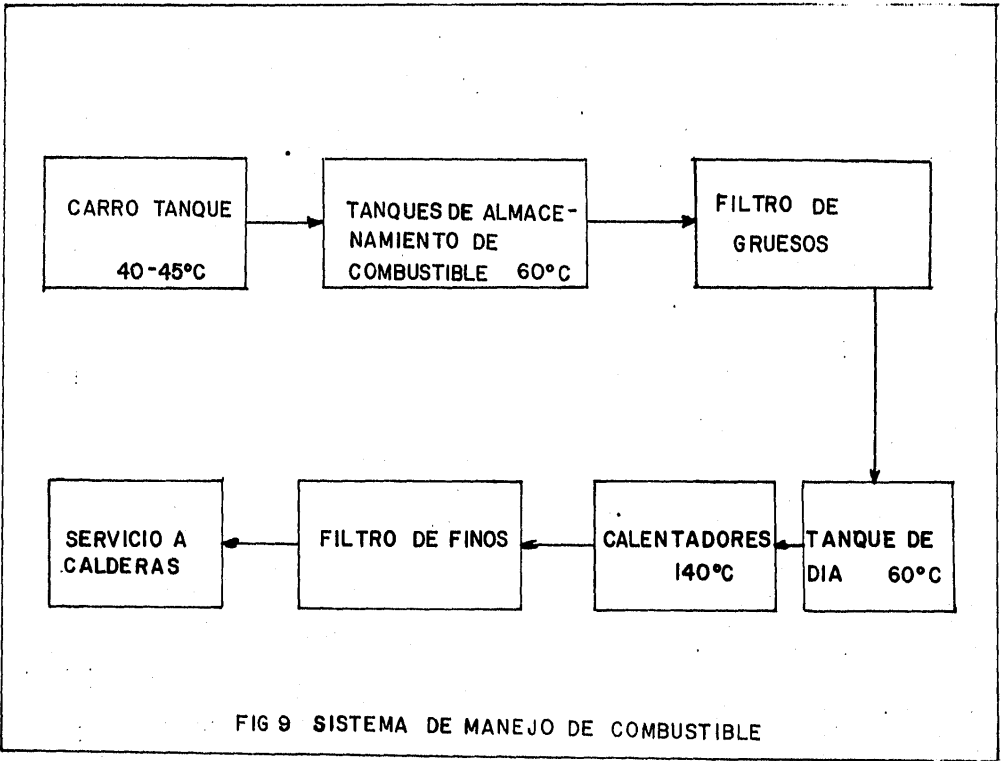


FIG 9 SISTEMA DE MANEJO DE COMBUSTIBLE

3.6.3 Consumo de combustible.

. Consumo de diesel Máquina de Emergencia. (turbina)

El consumo estimado para la máquina de emergencia es de 170g/BHP hr, y se tiene un valor para la misma máquina de potencia 1200 BHP. Por lo que el consumo de diesel es de 204 Kg/hr, (5.56m³/dia).

Con una capacidad, para almacenamiento de 3 días se requiere de un tanque de diesel de: 16.68 m³.

Tomando en cuenta el suministro por medio de pipas que tienen una capacidad de 10,000 a 15,000 l, se considera para el almacenamiento una capacidad de 15,000 l.

. Consumo de combustible para la caldera de fuerza.

Combustible utilizado, BUNKER "C", que tiene un poder calorífico de: 10,300 Kcal/Kg. eficiencia considerada 91%. s.g. de 1.015. Las condiciones del agua de alimentación a la caldera son: 150°C, y 5 Kg/cm².

$H = 628.1 \text{ Kcal/Kg}$ (diferencia entre la entalpia del vapor y el condensado);

El consumo de combustible de la caldera es de: 120.72 Ton/d
33,440 bbl

Consumo diario de combustible: 5,031.8 Kg/h

En el horno de cal se consumen 220 litros de combustible por tonelada de cal que se obtiene, y se tiene una capacidad de 100 Ton de cal/dia, por lo que el consumo es de: 22m³/dia

Se considera para fines de almacenamiento una capacidad para 45 días.

La capacidad total es de: 6.24 millones de litros (-- 6,300 m³).

3.7 Sistema de agua contra incendio.

El agua sigue siendo el medio principal para combatir incendios.

Los sistemas de agua contra incendio requieren de bombas para reforzar la presión normal del agua aumentándola hasta obtener presiones elevadas que necesitan las mangueras contra incendio y los sistemas de esparcido. Es muy importante tener sistemas impulsores de emergencia, para asegurar el funcionamiento de todos los equipos en las condiciones más adversas; por ejemplo, tener una bomba de motor eléctrico, y otra con motor de gasolina.

Existen otros agentes para apagar incendios en una forma rápida, cuando se tienen en espacios pequeños, se sofocan con espuma o gases inertes como el CO_2 y a veces se utiliza vapor de agua.

Las válvulas que impiden la salida de las tuberías que llevan materiales inflamables deben localizarse de manera que puedan operarse en caso de incendio; aunque deben evitarse a acumulaciones de gas o vapor explosivo.

En toda planta, deben repartirse extinguidores ya que con frecuencia se pueden apagar con facilidad incendios pequeños, así se evita que incendios pequeños provoquen otro mayor.

Todos los materiales que constituyen un riesgo de incendio en la operación deben estudiarse cuidadosamente, este trabajo lo desarrollan compañías aseguradoras o especiales.

Debe instalarse un sistema de alarma para poner alerta al personal en caso de incendio, este sistema puede ser manual como casi en todas las plantas o automático; sin embargo, hay zonas que requieren normalmente poca atención, y no

deben dejarse sin alarmas de todas formas.

3.7.1 Agua contra incendio.

Los requerimientos de agua contra incendio son intermitentes, y para tener una alta demanda de agua, otros servicios - pueden ser interrumpidos en caso de necesidad.

Como recipiente para agua contra incendio, pueden usarse la pileta de la torre de enfriamiento, pero lo más común es - un tanque elevado.

Para que el agua tenga una presión manométrica aproximadamente de 150lb/in^2 (10.5 Kg/cm^2), para tener sobre $7 - 8.8\text{ Kg/cm}^2$; en los pitones de las mangueras contra incendio, se - utilizan bombas centrífugas especiales y aprobadas por la compañía de seguros.

Se instalarán bombas con una capacidad mínima de 1000 gal/min ($3,785\text{l/min}$); y cada bomba deberá tener una fuente de potencia alterna, energía eléctrica y gasolina, como ej.

3.8 Calles y áreas de acceso.

Las calles y áreas de acceso a la planta deben diseñarse para tener una entrada fácil a todas las partes de la planta del equipo móvil o de servicio, camiones, carros-tanque, y equipos contra incendio.

Las calzadas se localizan a manera de que cada área de proceso sea accesible por todos lados.

Para las avenidas de la planta se puede utilizar concreto reforzado ya que el mantenimiento sobre este material casi es despreciable; aunque a veces es más utilizado el asfalto.

Como regla general las calzadas principales no deben tener menos de 6 m de ancho y de 2 carriles; las entradas a las áreas de proceso pueden ser más angostas, pero con un tamaño adecuado para que las gruas y camiones puedan maniobrar, al prestar algún servicio en esas áreas.

3.8.1 Edificios.

En toda la planta siempre hay algunas partes del equipo que deben estar bajo techo, y entre estos equipos se pueden contar:

- a) Aparatos mecánicos pesados como generadores de energía eléctrica.
- b) Calderas.
- c) Equipo mecánico o de proceso en que se manejen sólidos que deban ser protegidos de la intemperie.
- d) Equipo de empaque.
- e) Algunos tipos de filtros mecánicos.
- f) Tableros de control.
- g) Cualquier equipo que requiera una atención constante en su operación.

Los edificios a veces están abiertos lateralmente donde el viento no afecte, pero los cuartos de control que están cerrados, deben tener clima artificial.

En otro tipo de edificios se encuentran las oficinas, - vestidores y baños para el personal, cafetería y centro recreativo, servicios médicos, talleres y laboratorios.

3.8.2 Mantenimiento.

Cada planta de proceso debe tener un taller mecánico equipado con la maquinaria estandar como tornos, esmeriles, - etc. En las plantas grandes deben tenerse talleres más completos, algunos incluyen adaptación de equipos, tuberías, reparación de instrumentos, de equipo eléctrico y carpintería.

Los trabajos pequeños de mantenimiento pueden efectuarse en la misma área de proceso. Para reparaciones mayores en el taller transportando los equipos con grúas y montacargas.

El mantenimiento debe planearse, y esta labor se facilita si se dispone de partes de repuesto de equipos e instrumentos que debe proveer el fabricante, además ayudándose de los siguientes puntos:

- a) Personal entrenado.
- b) Equipo, maquinaria, y herramientas de mano adecuadas.
- c) Espacio de almacenamiento para partes de repuesto y equipo nuevo.
- d) Area de salvamento para equipos y partes viejas.
- e) Grúas, malacates, montacargas, camiones, etc.

4. SELECCION Y CALCULO DE
LOS EQUIPOS

4.1.1 Cálculo del Condensador de la Turbina.

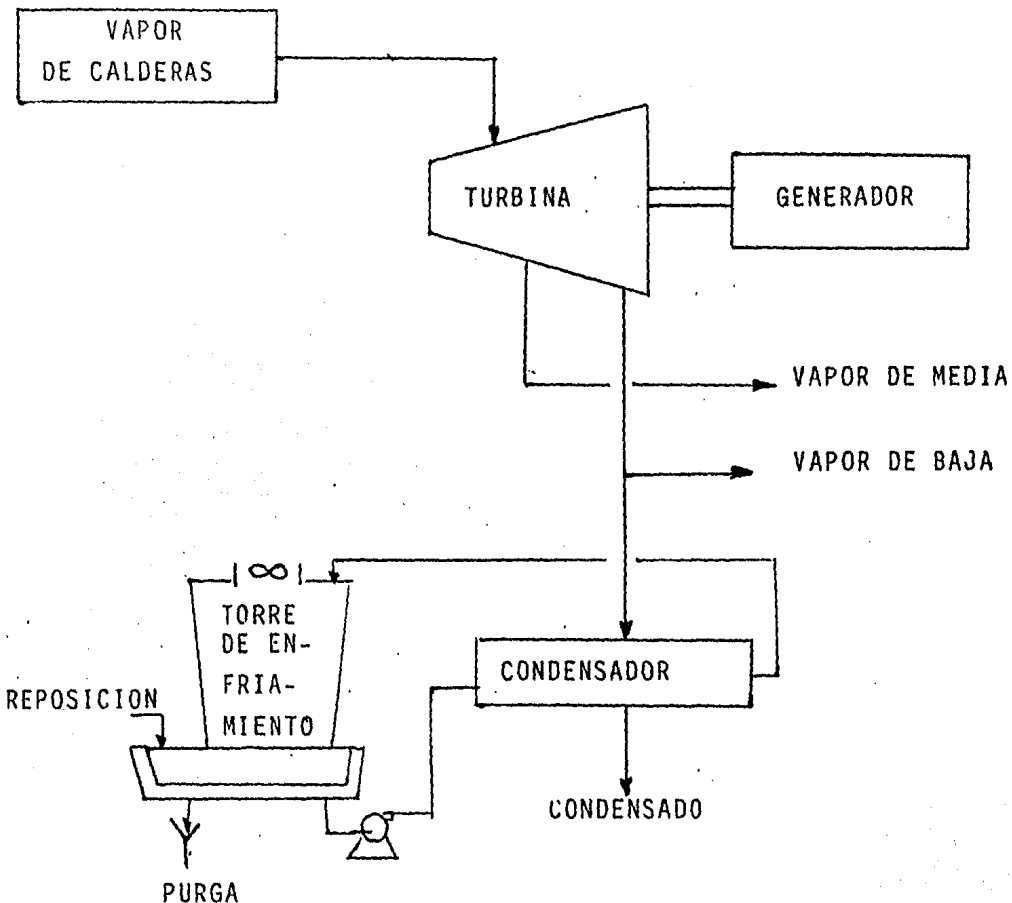


Diagrama del sistema Turbina-Condensador- Torre de enfriamiento.

En el siguiente diagrama se muestra el camino termodinámico que sigue el vapor desde que sale de la turbina - hasta que se condensa:

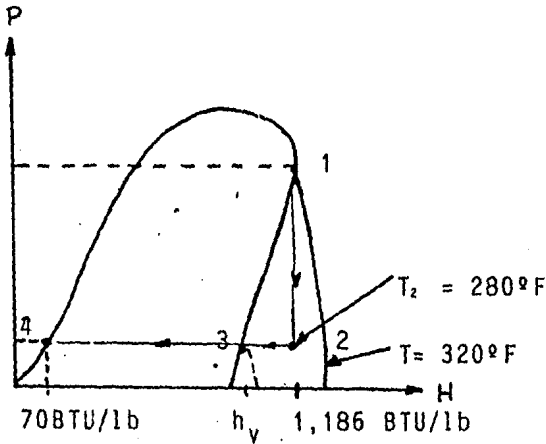


DIAGRAMA DE MOLIERE

En donde se tienen los siguientes puntos:

- 1) Vapor a la salida de la turbina.
- 2) Vapor en el condensador.
- 3) Vapor saturado.
- 4) Condensado.

Hay algunos criterios heurísticos empleados en los condensadores de superficie, los cuales rara vez han sido violados; estos equipos se diseñan muchas veces para operar - a una presión absoluta por debajo de 18 mm Hg absolutos, con una diferencia terminal de 5°F (3°C), con un contenido de oxígeno disuelto en el condensado de $0.03 \text{ cm}^3/\text{l}$, con una carga de vapor aproximada de 8 lb/hr/ft^2 (40 Kg/hrm^2) la velocidad del agua de enfriamiento menor de 3 ft/seg - (0.9 m/seg) no se debe de emplear.

En el fondo del condensador de la turbina se acumula - el condensado y debe de bombearse fuera.

Como se observa del diagrama anterior, en el punto 2, el vapor está sobrecalentado y la condensación de este vapor difiere de la del vapor saturado en que el calor sensible debe removerse antes de condensar.

Para la condensación del vapor de agua se utiliza:

$$Q = hA(T_s - t_w)$$

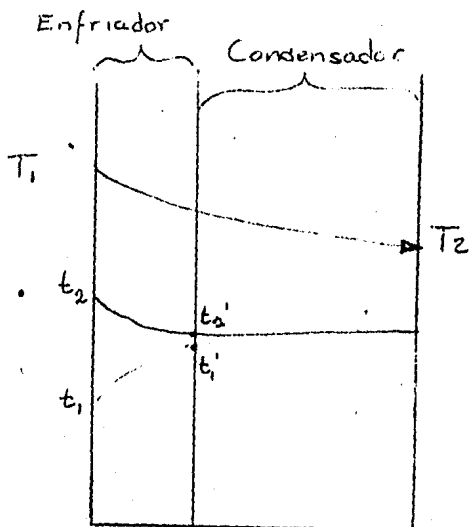
En donde:

h = coeficiente de película para la condensación

T_s = temperatura de saturación del vapor de agua sobrecalentado, correspondiente a su presión de entrada.

Para esta operación se considera un condensador- enfriador, del tipo condensador horizontal 1-2 y el vapor fluye por la coraza.

Para el caso presente es conveniente considerar 2 zonas en serie en el condensador, una para enfriar y la otra para condensar.



PERFIL DE TEMPERATURAS

El cálculo de la superficie requerida para el enfriamiento es mediante el coeficiente de película de gas seco.

Las ecuaciones a utilizar son:

$$q_d = U_d A_d (\Delta t)_d \quad \text{Para el enfriador}$$

$$q_c = U_c A_c (\Delta t)_c \quad \text{Para el condensador.}$$

En cada zona de un enfriador-- condensador hay un coeficiente limpio separado, y cada uno es efectivo sobre una superficie independiente.

Procedimiento de cálculo:

Para el condensador la masa total del vapor es igual a :

$$M_t = M_I + M_{II} + M_{III}$$

En donde: M_I = Masa del vapor de media = 30,211 kg/h

M_{II} = Masa del vapor de baja = 50,125 kg/h

M_{III} = Masa del excedente de vapor a condensación =
18,772.7 Kg/h

$$M_{\text{total}} = 99,108.7 \text{ Kg/h}$$

* Asumiendo que el condensador tendrá la capacidad de enfriar y condensar el 50 % de la masa total del vapor, $M_{\text{vapor}} = 49,554.5 \text{ kg/hr}$ (109,020 lb/h).

$$q_c = M_v = (109,020 \text{ lb/hr})(1,106 \text{ BTU/lb}) = 112,944,720$$

$$q_d = M_v (H_v - h_v) = (109,020 \text{ lb/hr})(1,186 - 1106 \text{ BTU/lb}) = 8,721,600 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_t = 121,666,320 \text{ BTU/hr} \quad (36,659,912 \text{ Kcal/hr})$$

$$t_1 = \text{temperatura entrada del agua} = 80^\circ\text{F}$$

t_2 = temperatura de salida del agua de enfriamiento = 100°F

Masa del agua requerida para el enfriamiento:

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = 6,083,316 \text{ lb/hr} \quad (2,765,143.6 \text{ kg/hr})$$

La diferencia de temperaturas total ($t_1 - t_2$) para el agua de enfriamiento es de 20°F , (11.11°C), y la diferencia de temperaturas del agua debida a la condensación $t_2' - t_1'$ es de 18.5°F (10°C), por tanto se supone que $t_1' = 81^\circ\text{F}$, (27°C), y por diferencia, $t_2' = 99.5^\circ\text{F}$ (39.5°C), obtenidos de la siguiente relación, ya que los valores de q_c , $m_{\text{H}_2\text{O}}$, c_p son conocidos:

$$t_2' - t_1' = \frac{112,944,720 \text{ BTU/hr}}{(6,082,316 \text{ lb/hr}) (1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F})} = 18.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Condensador.

Para obtener el coeficiente de transferencia total, se requiere utilizar la siguiente ecuación, teniéndose las condiciones que se enlistan:

$$q_c = U_c A_c (\Delta t)_c$$

- . Temperatura de agua de enfriamiento a la entrada 80°F
- . Velocidad de agua de enfriamiento: 7.5 ft/seg (2.3 m/s)
- . Diametro del tubo: $1''$ (2.54 cm)
- . Longitud del tubo empleado: 24 ft , (7.3 m)
- . Número de pasos (n) = 2
- . Diámetro interno = $0.870''$ (2.21 cm).
- . BWG 16
- . $a' = 0.594 \text{ pulg}^2$ (3.83 cm^2); $a'' = 0.2277 \text{ ft}^2/\text{ft}$ ($0.69 \text{ m}^2/\text{m}$)
- . Carga de vapor : 8 lb/hr ft^2 (40.0 kg/h/m^2)

$$t_1 = 80^\circ\text{F}; \quad T \text{ vapor} = 101^\circ\text{F}, \quad t_1' = 81^\circ\text{F}$$
$$t_2 = 100^\circ\text{F} \quad t_2' = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$
$$\text{LMTD}_c = 7.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De la gráfica 12.28 Kern, obtenemos el valor de $U_c = 613.5$ BTU/hr²Fft² (2,995 Kcal/hr °C m²)

Teniendo los tubos con un arreglo triangular, 2 pasos, \emptyset de coraza interno 72 " (183 cm), con 2828 tubos.

Enfriador.

Para calcular los coeficientes de transferencia de calor en el desobrecalentador se hace uso de la siguiente ecuación considerando que el vapor se maneja por la coraza.

$$\frac{hD}{k} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{-1/3} \frac{\mu c}{DG_c} = h \frac{\mu c^{2/3}}{cG \left(\frac{k}{k} \right)}$$

$$jH = \frac{h}{cG} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{2/3}$$

para vapor: $\left(\frac{c\mu}{k} \right) = 0.78$

El valor de j_h se obtiene de gráfica (KERN), y se requiere de los siguientes parámetros para obtener el coeficiente h.

G = masa velocidad

as = DI c' B/144 Pt en donde : DI = diametro de coraza

c' = espaciamento entre tubos

B = espaciamento de bafles

Pt = paso entre tubos

Se considera que B = 8 ft (teniéndose 3 bafles)

as = 9.6 ft² (0.89m²)

G = 11,356.3 lb/hrft² (55,496 kg/hrm²)

c = 0.447 BTU/lb°F

Nº Re_s = 2.8 x 10⁴

j_h = 3.454 x 10⁻³

h₁₀ = 1550 BTU/hrft² °F (de la gráfica 25 Kern) (7,568 Kcal/hrm² °C)

$$h_o = 20.75 \text{ BTU/hr}^\circ\text{Fft}^2 \quad (101 \text{ Kcal/hr m}^2^\circ\text{C})$$

$$U_d = 17.4 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (85 \text{ Kcal/hrm}^2 \text{ }^\circ\text{C})$$

Area del enfriador; de la siguiente ecuación:

$$Q = UA (LMTD) \cdot Ft \quad Ft = 0.86$$

$$A = 7876.2 \text{ ft}^2 \quad (731.7 \text{ m}^2)$$

Sumando las áreas del condensador y enfriador se tiene un valor de $21,503.7 \text{ ft}^2$, (1990m^2)

Se debe considerar un sólo valor para el número de tubos y diámetro de coraza; considerando el área total de transferencia de calor, el área que se obtuvo para el condensador solamente daba como resultado un diámetro de coraza de 72", y con el área total el diámetro de coraza aumenta a 90". El número de tubos para este diámetro es de 3935; y la capacidad máxima de la coraza es de 4,456 tubos.

Recalculando para el diámetro de coraza 90", los coeficientes de transferencia se llega a los resultados que se presentan:

$$G = 9,085 \text{ lb/hrft}^2 \quad (44,397 \text{ Kg/hrm}^2)$$

$$\text{N}^\circ \text{ de Re} = 2.24 \times 10^4$$

$$j_H \text{ de grafica} = 84 ; h_o = 18 \text{ BTU/hrft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (88 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$U_d = 15.1 \text{ Btu/hrft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (73.7 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$A_d = 9,068 \text{ ft}^2 \quad (842.4 \text{ m}^2)$$

$$\text{Area total} = 22,695 \text{ ft}^2 \quad (2108.4 \text{ m}^2)$$

Número de tubos = 4,153 por tanto es correcta la coraza de 90".

4.1.2 Cálculo del Cabezal para la turbina de vapor.

Para el cabezal de vapor debe tomarse en cuenta la capacidad máxima del vapor de 40 kg/cm² que se produce tanto en la caldera de fuerza, como en la caldera de recuperación teniendo un total de 125 ton/h.

Todo el vapor que se produce en las calderas pasa a la turbina, y el cabezal no tiene derivaciones.

Presión de diseño: 720 psig (50kg/cm²)

Temperatura de diseño: 750°F

Flujo máximo: 125 ton/hr

De acuerdo a la velocidad recomendada para el manejo de vapor sobrecalentado de alta presión, se tiene lo siguiente:

Diámetro de tubería a emplear: 8" nominal, De=8.625"

$$\text{Espesor para coraza cilíndrica: } t = \frac{P \text{ De}}{SE + 0.4P} = 0.732''$$

Considerando para la eficiencia de soldadura que llevará radiografiado un valor de 85%; el material utilizado Acero al Carbón, 285 grado C que tiene un esfuerzo máximo permisible S= 11,700 Psig. Se considera 1/8" como tolerancia por corrosión.

El espesor corresponde aproximadamente a la Cédula 140, que tiene un espesor para el diámetro escogido de 0.812", con lo cual el diámetro interno de la tubería sería de 7" (17.8cm).

4.1,3 Cálculo de la Torre de Enfriamiento.

Se considera una torre de tiro inducido. Esta torre utiliza un ventilador en lo alto para succionar el aire de la base de la torre, pasando este a través del empaque y la descarga del ventilador. El aire húmedo y caliente descarga verticalmente hacia la atmósfera y se elimina la posibilidad de recircularlo en la base de la torre; el aire húmedo es corrosivo - para las partes del ventilador, de ahí que se requiere protección con algún recubrimiento plástico o material especial, motores sellados y reducción de engranes.

VARIABLES DE PROCESO A CONSIDERAR:

- Flujo de agua
- Temperatura de entrada del agua
- Temperatura de salida del agua
- Características del agua
- Pérdidas
- Flujo de aire
- Localización geográfica
- Tipo de ventilador
- Dimensiones de la torre (pileta).

Por otra parte, el Número de unidades de transferencia o característica de la torre, está basado en el coeficiente de transferencia de calor y masa; pero para fines de éste - cálculo, se empleará una correlación, en donde se obtiene - por medio de una gráfica KaV/L' vs L'/Ga ya que la característica de la torre es una función de L'/Ga . (LUDWIG II).

La torre de enfriamiento opera con las condiciones siguientes:

Flujo: 12,160 GPM (46,026 l/min)

Temperatura de entrada: $t_1 = 100^\circ\text{F}$ (37.8°C)

" " salida: $t_2 = 80^\circ\text{F}$ (26.6°C)

Temperatura de bulbo húmedo: 70°F (21.1°C)

Recirculación permitida : 3%

Para poder utilizar la gráfica donde se correlacionan KaV/L' y L'/Ga se debe seguir los pasos que se muestran a continuación:

- 1) Rango: $t_1 - t_2$: 20°F
- 2) Al tener una recirculación del 3% se debe considerar una corrección a la temperatura de bulbo húmedo.
- 3) Utilizando un empaque tipo Deck "A" que cuenta con las siguientes constantes se resuelve la ecuación para obtener el valor de KaV/L' :

$$A' = 0.060$$

$$n = 0.62$$

$$L'/Ga = 1 \text{ (como primera suposición)}$$

$$N' = 30$$

$$KaV/L' = 0.07 + A'N'(L'/Ga)^{-n'} = 1.87$$

Utilizando la misma ecuación, y suponiendo $L'/Ga = 2$, se obtiene un valor de $KaV/L' = 1.24$

- 4) Puntos a graficar:

KaV/L'	L'/Ga
1.87	1
1.24	2

Con las condiciones de temperatura de bulbo húmedo y Rango se selecciona la gráfica adecuada, ya que existen varias de acuerdo a la temperatura de bulbo húmedo y rango a utilizar. Con la gráfica seleccionada, se traza una línea recta con los valores obtenidos en el punto 3). Y para una aproximación de 10°F ($t_2 - t_{bh}$), se obtiene un valor de L'/Ga de 1.1 (a las condiciones de operación de la torre).

Entalpía del aire de salida:

$$h_1 = h_2 + (L'/Ga)(t_1 - t_2)$$

De gráfica (carta psicométrica), se obtiene el valor de h_2 con una temperatura de bulbo húmedo de 70°F y la temperatura de la salida, $h_2 = 34 \text{ BTU/lb a.s.}$

h_1 se calcula de la ecuación anterior : 56.0 BTU/lb a.s.

La entalpia promedio de la mezcla a la entrada es:

$\bar{h} = 0.97(34) + 0.03(56) = 34.66 \text{ BTU/lb a.s.}$; a esta entalpia promedio se tiene una temperatura de bulbo húmedo de 71°F, (corregida).

Con la temperatura de bulbo húmedo corregida, la nueva aproximación para el diseño de la torre es de 9°F.

Volviendo a emplear la gráfica de KaV/L' vs. L'/Ga , se tienen:

$$KaV/L' = 1.85$$

$$L'/Ga = 1.02$$


5) Ga estimada para el área de la torre:

Considerando 30.decks*(empaquete deck "A"), en 9 in de espacio, dan una altura empacada de:

$$(n - 1) h/12 = 21 \text{ ft}$$

Por aproximación, e interpolando con los datos experimentales (Pritchard), se considera que:

12ft de empaque  2,000 lb/hft² y,

40 ft de empaque  1,400 "

Considerando para tales datos una relación lineal, para 21 ft de empaque, se tienen 1,790 lb/hft².

$$L'/Ga = 1.02 \quad , \quad L' = 1,825 \text{ lb/hft}^2$$

Para un gasto de agua de 12,160 GPM, se tiene un área de 3,300 ft².

* se define como el revestimiento de la torre*

6) Celdas de la torre.- Comercialmente se dispone de un arreglo de celdas de módulos de 6ft x 6ft que las componen, dividiendo el área de la torre entre el área de los módulos se obtiene un valor de 92.5 módulos, el cual se aproxima a 96 para tener un arreglo simétrico; teniendo-se 96 módulos que se necesitan para un arreglo típico de 12 x 8, agrupados en 4 celdas de (6 x 4) módulos.

Utilizando el área de las 96 celdas:

$$L' = \frac{6,077,568 \text{ (lb/h)}}{3,456 \text{ ft}^2} = 1,758 \text{ lb/hft}^2 \quad (8,591 \text{ Kg/hm}^2)$$

$$G_a = 1,758 / 1.02 = 1,724 \text{ lb/hrft}^2 \quad (8,424 \text{ Kg/hm}^2)$$

Esta es la mejor aproximación teórica a la que se puede llegar sin tener los datos del fabricante de la torre.

7) Caída de presión en la torre.

$$\Delta P' = N_1 B G_a^2 \left(\frac{0.0675}{\rho_g} \right) + N_1 C \left(\sqrt{S_F} L' G_E^2 \left(\frac{0.0675}{\rho_g} \right) \right)$$

En donde:

N_1 = No. de etapas de empaque = 30

$B = 0.34 \times 10^{-8}$ (constante del empaque)

$C = 0.11 \times 10^{-12}$ (constante del empaque)

$S_F = 3.0$ (constante del empaque)

G_a = Masa velocidad del aire (1,724)

L' = Masa velocidad del agua (1,758)

G_E = (obtenido de gráfica 9.77 Ludwig) = 4,150

ρ_g = densidad del aire = 0.7125 lb/ft³

$$\Delta P' = 0.0451 \text{ "H}_2\text{O} \quad (11.45 \text{ mm H}_2\text{O})$$

8) Caída de presión a través de las persianas, para torre de tiro inducido.

Se asume que las persianas son de 24 ft (7.31m) de largo

Area de las persianas: $A = 1152 \text{ ft}^2$ (107 m^2)

Se requiere del parámetro ft^3/min de aire, que se obtiene dividiendo el flujo másico entre la densidad, teniéndose un valor de : $1,324,032 \text{ ft}^3/\text{min}$ ($37,492 \text{ m}^3/\text{min}$) . Si éste valor se divide entre el área de las persianas, se obtiene la velocidad en ft/min : $1149 \text{ ft}/\text{min}$

Las pérdidas por presión en las persianas se interpolan de los siguientes datos experimentales:

0.02 " H_2O  400 ft/min


0.32 " H_2O  1,600 ft/min

El valor obtenido de la interpolación es: 0.207 " H_2O como caída de presión.

9) Caída de presión a través de los eliminadores de niebla.

Nuevamente se puede interpolar de los siguientes valores obtenidos experimentalmente:

0.01 " H_2O  $G_a = 800 \text{ lb}/\text{hft}^2$

0.07 " H_2O  2,000 "

Para el valor de $G_a = 1,724$ se tiene una caída de presión de 0.0562 " H_2O .

10) Pérdida de presión total estática estimada:

Se obtiene sumando todos los valores de las caídas de presión calculadas: 0.3083 " H_2O

11) Cálculo de la potencia del ventilador.

$$\text{BHP} = \frac{F P_s}{6,356 \times 0.5}$$

En donde:

$F = \text{ft}^3/\text{min}$ a la entrada del ventilador = 1,482,125 ft^3/min

$P_s =$ Pérdida de Presión estática total

BHP = 143.7, este valor se divide entre 4 ya que cada celda
tiene su motor

BHP/celda = 36 HP \rightarrow 40HP

4.2.1 Principales equipos que forman parte del abastecimiento de agua para la planta.

4.2.1.1 Bombas de suministro.- El requerimiento de agua para la planta de celulosa de 300 Ton/d es de: 20,966.6 l/min.

Si se dispone de 3 bombas, para que 2 de ellas estén en operación normal y continua, la 3a. será de reposición; para el abastecimiento con agua de rfo, se tienen las siguientes condiciones:

Flujo a manejar por cada bomba: 10,483.3 l/min

Presión de desc. H= 30.5 m

Potencia HP= 125, 3600 RPM

4.2.1.2 Clarificador.-

. Dimensiones: 30 m de diámetro, 2.5m de altura.

. Material de construcción, concreto; borde libre de 0.5 m; pendiente del fondo, 1m por cada 8; capacidad 40 l/minft² (430 l/min m²); operación, 24 h/día, 365 días al año.

. Condiciones de operación recomendadas:

Sólidos suspendidos (entrada) : rango de 100-2000 ppm

Rango de pH (entrada): 7.4 a 8

Temperatura de operación recomendada: 25-28°C

Sólidos suspendidos a la salida: 10 ppm máximo.

Aditivos coagulantes, se determinan experimentalmente.

Dentro de los factores a considerar están la cantidad de sólidos en suspensión y su velocidad de sedimentación, también experimentalmente determinada. El tipo de partículas y composición química es importante conocerlos ya que así se solucionará cual será el mejor aditivo coagulante.

4.2.1.3 Cisterna de almacenamiento de agua.-

4.2.1.4 Bombas de distribución de agua para la planta.- Se recomienda disponer de 3 bombas manteniendo 2 en operación y una de reposición:

Flujo máximo: 13,300 l/min

Presión de descarga de la bomba = 30.5 m

4.2.4 Distribución del agua de la planta. Cálculo del tubo de succión de la bomba.

Se abastecerá de agua a la planta con agua de río por medio de 3 bombas de succión vertical montadas en su estructura de concreto. Dos bombas mantendrán el flujo normal que pasará a través de una malla, evitando que partículas muy grandes, basura o sólidos en suspensión tapen el tubo de succión.

El sistema está dimensionado para tratar de distribuir un máximo de 40 millones de litros/día aproximadamente.

A continuación se propone para la succión de la bomba un tubo perforado en forma de "T" que puede enterrarse o fijarse al fondo del río sirviendo como filtro, y así se evitará tener filtros mayores a la entrada de clarificadores.

DIMENSIONAMIENTO DEL TUBO EN "T" PARA LA SUCCION DE LAS BOMBAS.

Capacidad de succión de las bombas.-

Gasto normal = 30.2×10^6 l/día

Gasto máximo = 40×10^6 "

Gasto máximo para c/bomba = 20×10^6 l/día

Velocidad recomendada = 2.13 m/seg ; 7 ft/seg

Tamaño de la tubería = 14 " (nominal) = 35.56 cm.

(diámetro nominal)

Se consideran perforaciones de 1" de diámetro, y la separación entre centros de agujeros de 1.5".

Como se observa de la Fig 10, la zona entre asteriscos hay: 150 perforaciones; para que el flujo pueda pasar por el área equivalente a la sección transversal de la tubería de 14" de diámetro, se requiere de 162 agujeros; si se deja una hilera a cada lado se tendrán un total de 204 perforaciones.

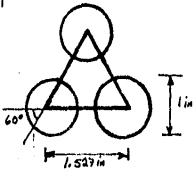
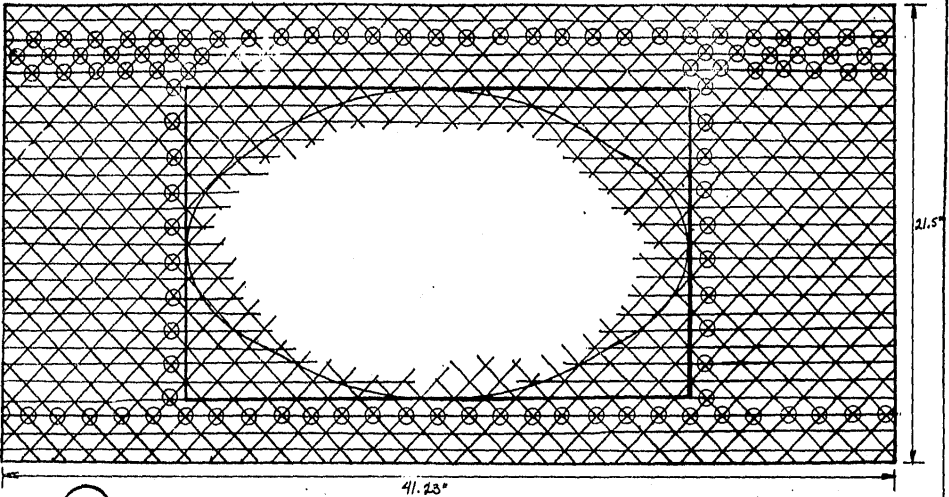


FIG 10 DESARROLLO DEL TUBO DE SUCCION DE LA BOMBA

4.2.3 Dimensionamiento de la Planta Desmineralizadora.

La planta desmineralizadora provee agua desmineralizada de alta calidad para la reposición del sistema de agua para calderas.

Análisis del Agua a la entrada de la planta desmineralizadora.-

	ppm
Calcio	18
Magnesio	9
Fierro	3.5
Manganeso	0.0
Sodio	14.5
Potasio	0.0
Bicarbonato	39.0
Cloruro	2.0
Fluoruro	0.0
Nitrato	0.5
Sulfato	0.0
Sílice	25.0
Bióxido de C.	10.0
Sólidos dis.	84.5
Dureza Total	41.5
Dureza Ca-Mg	27.0
Dureza no carbonato	14.5
pH	6.9
Turbidez (menos de)	10 ppm
Color	5 "

Capacidad de la Planta desmineralizadora.-

Tomando en cuenta la mínima recuperación de condensados se tendrá el mayor flujo de agua para tratamiento; es importante considerar por lo menos un 10% de la capacidad de las calderas (125 ton/h máx) como reposición por pérdidas por evaporación, purgas y fugas.

. Recuperación por evaporadores	21.3 Ton/h
. Recuperación de condensados	18.76 "
. Reposición para calderas	- 12.5 "
TOTAL	27.56 Tpn/h

. Requerimiento de agua máximo para las calderas de fuerza y recuperación: 125 Ton/h

Capacidad de la planta desmineralizadora: 97.435 Ton/h

Cuando se tiene la máxima recuperación de condensados la capacidad de la planta desmineralizadora se vé disminuida de la siguiente forma:

. Recuperación por evaporadores	21.3 Ton/h
. Reposición para calderas	- 12.5 "
. Condensación mín. de la turbina	18.76 "
. Recuperación adicional de condensados	48.667 "

Capacidad de la planta desmineralizadora: 48.768 Ton/h

A manera de ejemplo se calcularán las resinas de intercambio para la planta, tomando como referencia las condiciones máximas, utilizando para dicho cálculo los parámetros de cálculo y procedimiento para las resinas Amberlite.

. RESINA CATIONICA	Amberlite IR-120 Plus
. RESINA ANIONICA	Amberlite IRA - 402

Características generales de las resinas.-

. Resina catiónica.- Resina fuertemente ácida, tipo gel sintética de alta capacidad, material de fabricación poliestireno sulfonado, en forma de partículas esféricas. Es estable dentro del rango completo de pH, insoluble en soluciones comunes.

. Resina aniónica.- Porosa del tipo gel sintética en forma de perlas insolubles de cloruros. Se emplea aún teniendo materia orgánica presente, ya que al ser porosa permite un

mayor movimiento de contaminantes orgánicos al removerlos. Es estable dentro del rango completo de pH. Insoluble en los solventes comunes. Temperatura de operación recomendada 77°F.

CALCULO DE LOS LECHOS DE LAS RESINAS.

Para poder efectuar los cálculos de los lechos de las resinas, se toman como ejemplo las resinas descritas anteriormente al igual que las propiedades de las mismas.

Para poder aplicar las gráficas de isocapacidades de las resinas mencionadas anteriormente y propiedades hidráulicas, se requiere de lo siguiente: RESINA CATIONICA:

. Concentración de sodio, calcio y magnesio como % de cationes totales (en base al análisis del agua a la entrada de la planta desmineralizadora).

% SODIO : 35%

% CALCIO: 43.3 %

% MAGNESIO: 21.7 %

. Alcalinidad total (bicarbonatos) como % de aniones totales:
% ALCALINIDAD : 94 %

. Nivel de regeneración de la resina: 6 lb de H_2SO_4 /ft³ al 98 %.

. Fuga de cationes (de gráfica de Resina Catiónica) = 0

. Factor de corrección por alcalinidad (gráfica) = 1.23

. Temperatura de operación = 80°F

. Si se considera un diámetro de resina de 6 ft (182.8cm) se tiene un área de : 28.274 ft² (2.62 m²)

. Si la capacidad de la planta es de 97.435 m³/h (429 GPM) se define un parámetro para el cálculo de la resina de GPM/ft² = 15.1 ; de gráfica se obtiene una caída de presión a través del lecho de 1.3 psi/ft.

. Utilizando un diagrama triangular de Isocapacidades, se obtienen los siguientes valores:

Kilogramos de $\text{CaCO}_3/\text{ft}^3$ de resina = 15

Factor de corrección obtenido anteriormente = 1.23

El valor de kilogramos se modifica a: 18.5 Kilogramos de carbonato de calcio por cada pie cúbico de resina.

Agua de enjuague se consideran : 50 Gal/ft³

Capacidad de operación de la resina:

$$Co = \frac{Ct - R}{K} \quad \text{En donde: } Co \text{ capacidad de operación.}$$

Ct = 18 500 granos de carb/ft³

Co = 7,572.58 gal/ft³ R = 121.345 granos/ft³
(en base al agua de enjuague).

K = 2.427 granos/ gal

Para un día de operación como base, y tomando en cuenta la capacidad de la planta, el volumen de resina requerido es de : 81.58 ft³ (2.31m³) ; y la altura de la resina, conociendo el área transversal es de 2.89 ft (0.88m).

Regeneración de la resina.- Se regenera con ácido sulfúrico al 98% y así, con la cantidad de 6lb/ft³ de resina, cantidad recomendada por el fabricante; repartida en 3 niveles, c/u a concentraciones del 2%, para el primero, 4% para el segundo y 6% para el último.

Tiempo de regeneración: 21.55 min.

Enjuague.- Se recomienda utilizar inicialmente de 0.5 a 1 GPM/ft³ de resina, y a 50 gal/ft³ teniéndose un tiempo de enjuague de 50 min.

Contralavado.- El fabricante recomienda 7GPM/ft³ para tener un 50% de expansión del lecho y una temperatura de operación de 80° F (26.6°C), el tiempo del contralavado es de 3.08 min.

RESINA ANIONICA: Al igual que la resina catiónica, se definen ciertos términos para poder utilizar las gráficas-

que proporcionan las características de las resinas.

- . % de sílice (tomando como base la composición del agua a la entrada de la planta desmineralizadora) : 37.6%
- . Temperatura de operación : 77°F
- . Fuga de sílice : 0.140 (valor obtenido de la gráfica de la resina).
- . Factor de conversión, definido como la relación siguiente: $\frac{\text{Cloruros}}{\text{Cloruros} + \text{Sulfatos}}$ y es igual a 1. El factor obtenido de gráfica es de 0.93.

. Isocapacidades del diagrama triangular, considerando lo siguiente:

Nivel de regeneración 6 lb de Na OH/ft³ de resina.

Temperatura de operación : 77-80 ° F (25 a 27 °C)

Flujo de regenerante : 0.50 GPM/ft³

Punto final: 0.3 ppm de sílice

Flujo de enjuague : 1 volumen de resina al flujo de regeneración para desplazar al regenerante y después 1.5 GPM/ft³

Agua de enjuague : 75 gal/ft³

. % TMA (% del total de ácidos minerales) se define de la siguiente manera: $\frac{\text{Nitratos} + \text{Cloruros} + \text{Sulfatos}}{\text{Aniones totales}} \times 100$

y tiene un valor de: 6.024%

De gráfica se obtiene la Isocapacidad= 14 kilogramos/ft³

. Capacidad de operación de la resina : $Co = \frac{Ct - R}{K}$

K= 0.965 granos/ ft³ ; R = 182.02 granos/ft³

y Ct = 14,000 granos/ft³ , la capacidad de operación de la resina Co = 14,319 gal/ft³

. Volumen de la resina tomando un día de operación: 43.14 ft³ (1.221 m³) ; conociendo el área transversal para 6 ft de diámetro, se tiene 1.53ft (18.3 in) y el valor mínimo recomendado para la altura es de 24in, (60 cm).

Para un valor de 15.1 GPM/ft², se tiene una caída de presión de 1.09 psi/ft.

- . Regeneración.- Se regenera con sosa caústica, a razón de la cantidad recomendada por el fabricante que es de 6lb/ft³ de resina. Y teniéndose una dilución al 4%, y un tiempo de regeneración de: 34.5 min.
- . Enjuague.- Se recomienda utilizar 1 volumen de resina al flujo requerido para desplazar al regenerante 0.5 GPM/ft³ y después 1.5 GPM/ft³; el tiempo de enjuague estimado es de: 37.5 min.
- . Servicio.- Para dar mantenimiento adicional a la resina se requiere de 2.5 GPM/ft³ de agua.
- . Contralavado.- Después de cada ciclo de servicio de la resina, se lava por un periodo equivalente a 1 volumen de resina/ flujo de contralavado, teniéndose un tiempo de 4.56 min.

Dimensiones de los tanques

Para el tanque de la resina catiónica, se considera el lecho de la resina, y un espacio extra suficiente para alojar la resina cuando se expande, el tubo de distribución de agua y la distribución de sustancias químicas. Por lo que se consideró un tanque de: 6 ft (1.82 m) de altura, y 6 ft (1.82 m) de diámetro; las tapas del tanque tipo toriesféricas. En el fondo del tanque como soporte, se tiene un domo, con tubos ranurados distribuidos en 6 radios. (Fig.11)

Cálculo del espesor del tanque: considerando tapas toriesféricas:

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

en donde:

E = Eficiencia de las juntas del tanque.

P = Presión de diseño
D = diámetro interior
t = espesor min. req.
S = esfuerzo máx. perm.

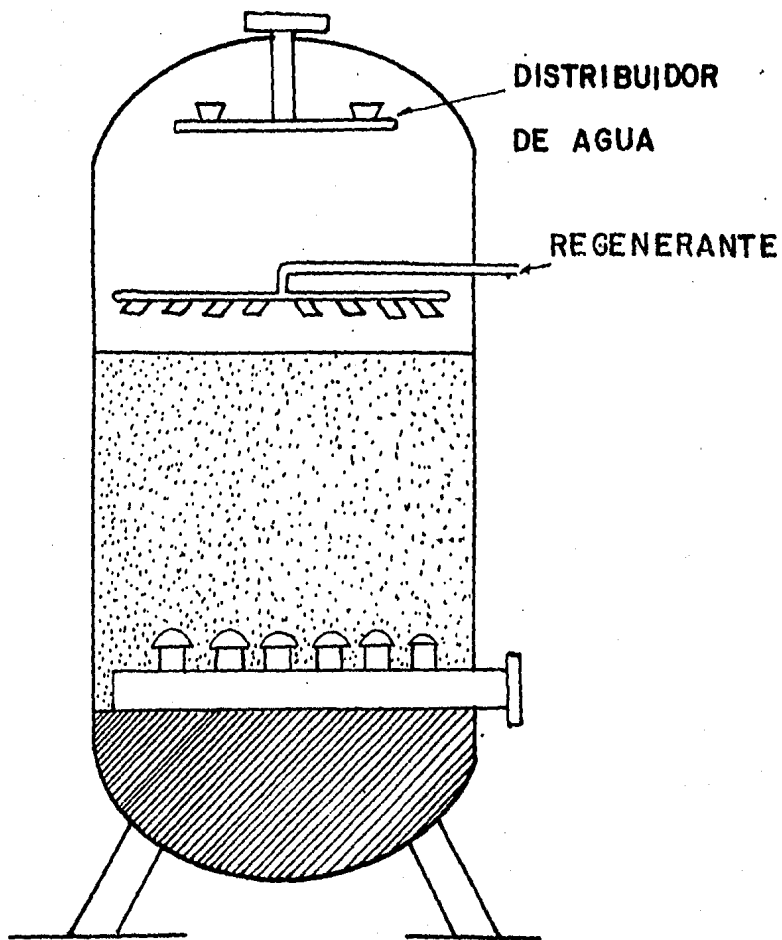


FIG II TANQUE DE RESINA

L = Radio de la corona (tapa toriesférica).

r = Radio de transición

M = Factor de tapas toriesféricas.

Considerando una presión de 100 psig (7Kg/cm²), M = 1.77 S para acero al carbón 283 grado C de 12,650 psig (889.6 Kg/cm²) y una eficiencia E = 75 %, el espesor para las tapas t = 0.672 in más 1/8" por margen por corrosión, se llega a un espesor comercial de 7/8" (2.22 cm).

Espesor de la envolvente, se obtiene de la siguiente relación:

$$t = \frac{P R_o}{SE + 0.4P}$$

en donde:

R_o = radio externo, que se aproxima con el interno.

(Demás términos iguales al cálculo del espesor de tapas).

Se obtiene un valor de: 0.378 in , y adicionando 1/8" como margen por corrosión se llega a un espesor comercial de 1/2" (1.27 cm)

Para el tanque de resina aniónica, se tiene la misma medida de diámetro que el anterior, y una altura de 4 ft. equivalen a (1.21m); espesor de las tapas de valor comercial de 7/8", y de envolvente 1/2".

SELECCION DE LOS FILTROS.

Dentro de la planta desmineralizadora, es importante contar con filtros a la entrada, así se evita que las resinas de intercambio de iones se dañen si pasan sólidos de gran tamaño. Se dispone de 3 filtros para manejar el agua que entra a la planta, quedando 2 en operación y uno como re posición.

Condiciones de operación recomendadas: (Nalco)

- Velocidad de filtración : 3 GPM/ft²

- Area requerida de filtración : 78.5 ft² ❖ 10 ft de diáme-

tro.

- Contralavado: Al utilizarse como medio filtrante antracita, que es más conveniente para uso en planta de tratamiento de aguas ya que el agua puede llegar a disolver algo de sílice de la arena. Se recomienda lavar con agua fría a razón de 10GPM/ft² o con agua caliente con 12 a 15 GPM/ft²; para este filtro se requerirán 785 GPM (2,970 l/min).
- La expansión del medio filtrante cuando se efectúa el contralavado es cerca de 30 a 40 % en volumen para poder eliminar adecuadamente la materia acumulada y reclasificar hidráulicamente el medio.
- El tiempo requerido para el contralavado es generalmente de 10 a 20 min y debe utilizarse únicamente agua filtrada.
- No debe utilizarse una altura de lecho menor de 45 cm y el mejor tamaño de partícula que se recomienda cuando se emplea antracita es de 0.7 mm.
- La caída de presión normal es de 30 a 60 cm columna de agua si la caída de presión aumenta a más de 300 cm col. de agua se requerirá lavar el filtro inyectando agua de lavado.

Actualmente se pueden encontrar en el mercado tubos ranurados en forma de capuchas que se instalan en el fondo del tanque eliminando los lechos filtrantes al mínimo.

Dimensiones del tanque:

diámetro: 10ft (3.05m) ; altura : 10ft (3.05m).

Utilizando tapas toriesféricas, y como material del tanque acero SA- 283 grado C con un esfuerzo permisible de 12,650 psi, la presión de diseño de 100 psig; M=1.771, L=0, el cálculo del espesor es el siguiente:

$$\text{tapas: } t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P} = 1.121 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ " (corrosión)} \Rightarrow \frac{1}{4} \text{ in.}$$

envolvente: $t = \frac{P_{Ro}}{SE + 0.4P} = 0.64 + \frac{1}{8}$ (corrosión) = 3/4 in.

BOMBAS DE SUMINISTRO DE AGUA A PLANTA DESMINERALIZADORA.

Se dispondrá de 2 bombas de suministro para manejar 420 GPM (1,625 l/min).

Se considera que la descarga y la succión se llevan a cabo a presión atmosférica; la presión a la descarga es de 5Kg/cm² (man). Dividiendo el flujo total entre las 2 bombas, y considerando un tubo de 4" (10cm) de diámetro nominal, la velocidad que se obtiene es de 5ft/seg (1.5m/seg).

La longitud equivalente estimada del sistema de bombeo es de 1,550 ft (472m); la caída de presión a través de los filtros es de 10 ft (máx) (3.05 m); a través de la resina catiónica es de 104ft(31.7 m); a través de la resina aniónica 60ft (18 m); en total: 383.0 ft (117m).

La potencia requerida para el motor de la bomba son 70 HP.

FOSA DE NEUTRALIZACION.

Es necesario contar con una fosa de neutralización ya que no es conveniente verter al drenaje las aguas de desecho de la planta desmineralizadora, ya que pueden tener en solución tanto ácido como álcali, y estos pueden dañar el sistema de drenaje.

A la fosa de neutralización se verterán los flujos de lavado, regeneración y servicio de las resinas, para ajustar el pH, y finalmente pasar al sistema de drenaje.

RESINA CATIONICA:

Volumen de regeneración : 1,758.3 gal

Volumen de enjuague: 4,079.0 "

Contralavado: 609.6 "

TOTAL : 6,446.9 gal (24,400 l)

RESINA ANIONICA:

Volumen de regeneración : 744.2 gal

Volumen de enjuague: 3,235.5 "

Servicio: 107.8 "

Contralavado: 322.4. "

TOTAL: 4,409.9 gal (16,690 l).

Para estimar la fosa de neutralización se toman en cuenta los flujos de regenerantes sin descontar el reactivo.

VOLUMEN TOTAL : 10,857 gal (41,090 l)

Tolerancia 30%: 3,257 gal (12,330 l)

TOTAL: 14,114 gal (53,420 l)

Dimensiones propuestas para la fosa:

2 m (profundidad), 4 m (ancho), 8 m (largo) = 64,000 l

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA.

Capacidad propuesta: 200 m³; no es conveniente tener solo un tanque para agua y condensados, ya que si hay algún problema por contaminación, el condensado y el agua tendrían que desecharse. (200m³ son aproximadamente, 2 horas de operación de la planta).

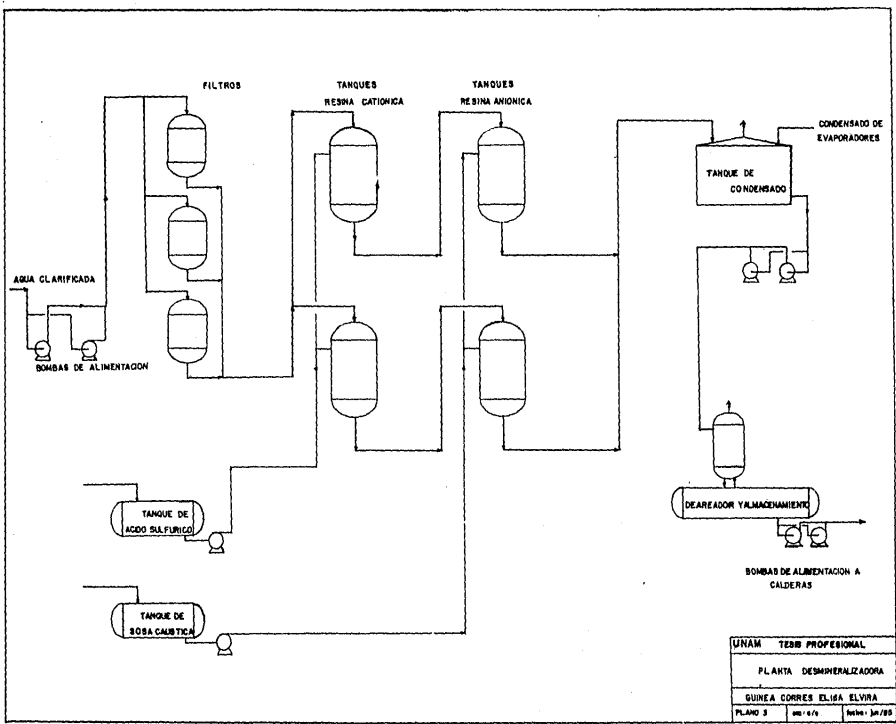
El tanque es de tipo vertical y de acuerdo a los criterios recomendados por el API (Instituto Americano del Petróleo), tendrá: 20 ft (6m) de diámetro y 24 ft (7.3m) de altura, un espesor de pared de 3/16 in (4.8 mm), y el material de construcción es acero SA - 283 - C, con tapa plana.

TANQUE BLOW DOWN (SOPLADO).

A este tanque fluyen el agua desmineralizada y el condensado o vapor que provenga de diferentes puntos de la planta. Capacidad recomendada : 12m³; dimensiones; 6ft {

(1.8m), y 12 ft (3.6 m) de altura. Tapas toriesféricas, y la presión de diseño es 230 psi (16.2 Kg/cm²). Acero 283 grado C, y una eficiencia de soldadura de 85 % que incluye radiografiado por tratarse de una presión considerada como alta.

El espesor será de 1/2" (38mm) y la envolvente de 1" (25mm) considera ya el margen por corrosión.



UNAM	TECNICO PROFESIONAL	
PLANTA DESALINIZADORA		
GUINEA CORRES ELISA ELVIRA		
PLANO 3	000/4/0	Setiembre - Julio/95

4.3 Cálculo del Compresor para Aire de Instrumentos.

La capacidad requerida es de 7,623 SCFH (215.8 m³/h std) y el compresor se diseña para 8000 SCFH (226.5 m³/h std).

El compresor toma aire de la atmósfera y lo debe entregar a 100 psia (7Kg/cm² abs.), para lo cual trabajará en 2 etapas de compresión con enfriamiento intermedio.

La relación de compresión entre las etapas es de 2.608 se considera que para ésta compresión, cercana a la adiabática, hay igual división de trabajo entre etapas. El cálculo de la potencia del compresor se hace conforme a la siguiente relación:

$$HP_{ad} = \frac{0.01 N_s Q_1 P_1}{d} \left[\left(\sqrt{N_s X_G + 1} \right) - 1 \right]$$

En donde:

$$N_s = \text{Nº de etapas} = 2$$

$$Q_1 = \text{Flujo en ft}^3/\text{min} = 133.33$$

$$P_1 = \text{Presión a la entrada en psia} = 14.7$$

$$d = 2.292 (k-1)/k = 0.649$$

$$X = r_c^{0.283} - 1 = 0.3116$$

De la gráfica 6.34 (Perry):

$$X_G/X = 0.96 \quad \text{de donde } X_G = 0.299$$

$$HP_{ad} = 8.439 \text{ HP (Potencia)}$$

4.4 Tanques de Almacenamiento para Combustible Bunker "C".

Se proponen 2 tanques, cada uno de 42ft (12.8m) de altura, y 60ft (18.3m) de diámetro, con una capacidad de - 21,150 bbl. La capacidad de almacenamiento considerada - para estos tanques es de 45 días.

Para poder manejar el combustóleo debe calentarse a 60° C, a fin de reducir su viscosidad; a esta temperatura, el tanque debe aislarse para evitar pérdidas de calor muy grandes y requiere calentamiento para conservar su temperatura.

Para este propósito se calculan, un tubo de calentamiento dentro del tanque, y a la succión de la bomba de combustóleo un calentador tipo bayoneta.

I) Cálculo de las pérdidas por calor del tanque sin aislar.

Coefficientes: $hc = 0.38 \Delta t^{0.25}$ (techo)
 $hc = 0.30 \Delta t^{0.25}$ (placa lateral)

$$hr = 0.173 e \left[\frac{(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4}{T_1 - T_2} \right]$$

$$\Delta t = 60 - 25 = 35^\circ C$$

$$T_1 = 60^\circ C ; T_2 = 25^\circ C$$

$$\text{Area del tanque} = 10,744.25 \text{ ft}^2 \text{ (998 m}^2\text{)}$$

$$\text{Calor perdido} = Q_p = (hr + hc)\Delta t A = 1,675,974 \text{ BTU/h}$$

$$Q_p = 422,345 \text{ Kcal/h}$$

II) Cálculo de los coeficientes de transferencia de calor

Medio de calentamiento: Vapor de baja presión (5.5Kg/cm²) y considerando un mecanismo de transferencia por convección natural.

Temperatura de la película: 110° C (230° F) ; a ésta temperatura se evalúan las propiedades, como primera aproximación.

Coefficiente de película:

$$\frac{hD}{k} = 0.525 \left[\frac{D^3 \rho^2 \beta g (\Delta t) (c_p \mu)}{\mu^2 k} \right]^{0.25}$$

En donde:

D = diámetro del tubo = 0.198 ft

ρ = densidad = 60.5 lb/ft³

μ = viscosidad = 140.36 lb/ftseg

g = aceleración debida a la gravedad = 4.18×10^8 ft/hr²

Δt = diferencia de temperaturas (vapor y medio a calentar)
180 °F

c_p = capacidad calorífica del combustible = 0.49 BTU/lb°F

k = conductividad termica = 0.063 BTU/lb°Fft²/ft

β = Coeficiente de expansión = 0.00017

$$\frac{hD}{k} = 35.21 \quad ; \quad h = 11.18 \text{ BTU/hr.}^{\circ}\text{Fft}^2 \quad (54.6 \text{ Kcal/h}^{\circ}\text{Cm}^2)$$

El coeficiente sugerido para el vapor es de $h_o = 1500$ BTU/h²Fft² (7,325 Kcal/h²Cm²)

El coeficiente total de diseño $U = 10.87$ BTU/h²Fft² (53 Kcal/h²Cm²)

Con los coeficientes obtenidos, se vuelve a calcular la temperatura de la pared, y se obtiene un valor de 318°F, contra 320°F que se supuso al hacer el calculo como temperatura de la pared.

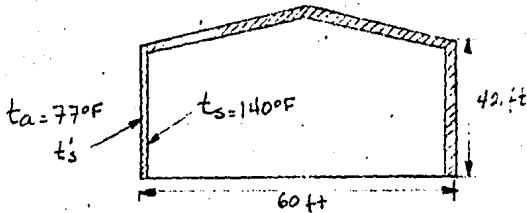
El área de calentamiento requerida es de : 856.57ft² (79.6m²)

III) Cálculo del aislante requerido.

El área requerida de calentamiento es sumamente grande para el tubo de calentamiento, por lo que se aísla el tanque para reducir la pérdida de calor, y se emplea como aislante lana mineral.

Las ecuaciones a utilizar son las siguientes: I y II, en donde I representa el calor que atraviesa el aislante, y II, el calor que se pierde de la superficie del aislante al medio ambiente, y ambos valores deben ser iguales:

$$q_I = \frac{k A (t_s - t_a)}{L + k/ht} \quad ht = h + 0.90hr$$



t_s' se estima un valor de 30°C .

$$ht = 2.4199 \text{ BTU/hr } ^{\circ}\text{F ft}^2 \quad (11.8 \text{ Kcal/}^{\circ}\text{C hr m}^2)$$

$$q_{II} = 234,000 \text{ BTU/hr}$$

$$q_I = \frac{42,644}{L + 0.026}$$

Igualando q_I y q_{II} se obtiene el valor de $L = 1.875 \text{ in} \rightarrow 2 \text{ in}$ (5cm) de espesor.

Considerando el espesor del aislante como 2 in, se calcula q' , con la ecuación de q_I y se obtiene un valor de pérdidas por calor de: 221,336 BTU/hr ($20.6 \text{ BTU/hr } \cdot \text{ft}^2$) y comparando con un valor establecido, de que las pérdidas por calor no deben exceder de un valor de 100 BTU/hrft² - se vé que el espesor del aislante escogido está correcta.

Con el calor q' y la ecuación de q_{II} se calcula un área de calentamiento que tendrá el tubo que se colocará dentro del tanque, obteniéndose un valor de 113.1ft² (10.5 m²). La longitud del tubo de calentamiento para una tubería de 2 in de diámetro, es de 181.9 ft (55.47m).

CALCULO DEL TUBO DE CALENTAMIENTO DE TIPO BAYONETA ADICIONAL PARA MANTENER LA SUCCION DE LA BOMBA DE COMBUSTIBLE A UNA TEMPERATURA UNIFORME.

Para facilitar el bombeo del combustible pesado del tan-

que se emplean los calentadores a la succión de las bombas; así el líquido viscoso a una temperatura adecuada es más - fácil de manejar.

Cuando se instala un calentador de succión como se muestra en la figura 12, solo se suministra calor mientras opera la bomba: A medida que el líquido caliente se elimina - mediante el bombeo, se reemplaza por líquido remanente en el tanque a causa de la presión hidrostática.

Las bayonetas son muy efectivas para este servicio, pero al mismo tiempo son muy caras, así que este trabajo también puede hacerse más económico utilizando un haz de tubos en "U".

Los intercambiadores tipo bayoneta producen algunas diferencias de temperatura que no se manejan comunmente. Además hay un coeficiente de película en el lado de la coraza y otro en la parte interior del tubo externo. El fluido de la bayoneta tiene diferentes coeficientes de película en el tubo interior y en el ánulo, produciendo un 2º coeficiente total u.

La verdadera diferencia de temperaturas está relacionada no solo con la trayectoria del flujo, sino con los 2 coeficientes U, u.

Algoritmo de cálculo:

Para obtener la diferencia de temperaturas verdadera, 1) determinar R y V, y después de haber determinado U y u, determinar F.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{w c}{W C}$$

T_1, T_2 para el fluido caliente.

t_1, t_2 fluido frío.

$$V = \gamma_2 \frac{T_1 + T_2 - t_1 - t_2}{t_2 - t_1}$$

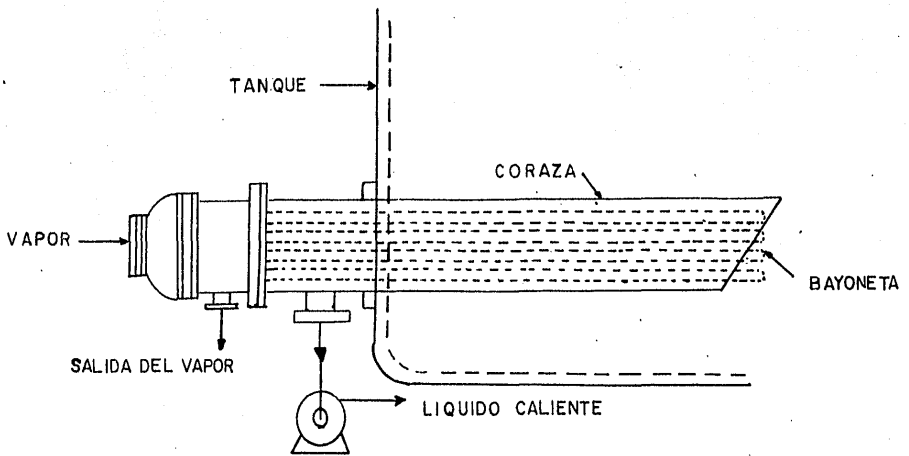


FIG 12 CALENTADOR TIPO BAYONETA

$$F = \frac{u_D}{U_D}$$

u = Coeficiente de transferencia de calor entre los tubos interno y externo de la bayoneta.

U = Coeficiente de transferencia de calor entre la bayoneta y el líquido exterior.

$u = 0$, porque no hay diferencia de temperaturas entre los tubos interno y externo, ya que el medio de calentamiento es vapor saturado. Por tanto, $F = 0$.

$R = 0$, porque al emplear vapor saturado $T_1 = T_2$
 $V = 3.4$ para $t_1 = 77^\circ\text{F}$; $t_2 = 140^\circ\text{F}$; $T_1 = 322.6^\circ\text{F}$

2) Con referencia al arreglo tomado de la figura 20.15 del Kern se determinan los siguientes parámetros:

$$E = 1/2 \sqrt{(R + 1)^2 + 4F} = 0.5$$

3) Cálculo de E/V , si V es mayor o igual a $3E$, se sigue el paso 4, utilizando el valor de 3.4, es mayor a $3(0.5)$ se sigue el paso 4)

$$4) \Delta t = \Delta t_D (t_2 - t_1) = 214.2^\circ\text{F}$$

Con este valor de la diferencia de temperaturas, ya se pueden obtener, el calor requerido para calentar el combustible: $Q = M c_p (\Delta T) = 405,015 \text{ BTU/hr}$ (102,064 Kcal/hr), donde M = Masa de combustible total (requerido en la caldera + requerido en el horno); c_p = Calor específico; y una diferencia de temperaturas de $(140 - 77)^\circ\text{F}$.

Coeficiente de transferencia.

El coeficiente de transferencia de calor para un cambiador de este tipo, sin deflectores se calcula igual que el coeficiente de transferencia de calor de doble tubo; el coeficiente individual para el fluido dentro de los tubos (vapor) puede ser aproximado a $1,500 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$ ($7320 \text{ Kcal/hrm}^2^\circ\text{C}$), porque se condensa vapor.

El combustóleo es tan viscoso que se necesitan deflectores en el cambiador de calor para que funcione con un área razonable; sin ellos, el área del intercambiador de calor sería demasiado grande, porque el flujo laminar del combustóleo le impondría un coeficiente de transferencia muy pequeño.

Como primera suposición, daremos al coeficiente de transferencia de calor total U el valor de $29 \text{ kcal/hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ ($6 \text{ BTU/hrft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$), longitud de los tubos de $7,315 \text{ mm}$ (24 ft), con 51 mm ($2''$) de diámetro externo, y deflectores cada 24 in , (60 mm). Los tubos están separados 63 mm (2.5 in) de centro a centro, y con arreglo triangular.

El área calculada para este cambiador es: (con la U supuesta)

$$A = Q / U \Delta T = 315.4 \text{ ft}^2 \quad (29.26 \text{ m}^2)$$

El número de tubos correspondientes a esta superficie es de: $N_t = A / L a'' = 25$ tubos

Estos tubos caben en una coraza de 381 mm (15 in), de diámetro interno. El área de flujo a_s en la coraza es de:

$$a_s = \frac{DI \cdot c' \cdot B}{Pt} = 0.5 \text{ ft}^2 \quad \text{en donde:}$$

DI = diámetro de coraza (in)
 c' = espacio entre tubos
 B = espacio entre deflectores
 Pt = distancia entre centro de de tubos.

$$G_s = \frac{11,070 \text{ lb/h}}{0.5 \text{ ft}^2} = 22,140 \text{ lb/hft}^2$$

$$\text{No. Re} = 15$$

$$jH \text{ (de gráfica)} = 2.5$$

El coeficiente de transferencia de calor para el combustible queda:

$$h_o = jH \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 14.6$$

$$U = 14.5 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (70.79 \text{ kcal/}^\circ\text{C hm}^2)$$

Con este valor de U obtenido se hace el siguiente cálculo. En donde de la misma manera se llega a los siguientes resultados:

$$A = 130.5 \text{ ft}^2 \quad (12.12 \text{ m}^2)$$

$$N_t = 10 \text{ tubos}$$

Se puede intentar el cálculo con 9 tubos, que caben en una coraza de 203 mm (8 in):

$$a_s = 0.2667 \text{ ft}^2 \quad (0.0247 \text{ in})$$

$$G_s = 41,510 \text{ lb/h ft}^2$$

$$\text{No Re} = 29$$

$$jH = 2.9$$

$$h_o = 16.9 \text{ BTU/h}^\circ\text{Fft}^2$$

$$U = 16.9 \text{ BTU/hr}^\circ\text{Fft}^2$$

$$A = 112 \text{ ft}^2 \quad (10.40\text{m}^2)$$

$$N_t = 8.9 \text{ tubos}$$

De donde, el cambiador con 9 tubos es adecuado.

TANQUE DIARIO PARA COMBUSTIBLE

El consumo diario de combustible para utilizarse en la caldera es de 11,070 lb/h (5,032 Kg/h).

Para una capacidad de almacenamiento de 4 hr tenemos, una capacidad para el tanque de: 20,000 (125bbl).

Para ésta capacidad se requiere un tanque de las siguientes dimensiones:

Tanque tipo vertical, fondo plano, tapa cónica;

Capacidad nominal 200 bbl

Capacidad real 166 bbl

Diámetro 12 ft (3.658m)

Altura 10 ft (3.048 m)

Cálculo del aislante requerido para el tanque diario de combustible:

I) Cálculo de las pérdidas por calor: (similar a tanque alm.)

$$hc = 0.38 \Delta t^{0.25} = 1.07 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{Fft}^2 \quad (\text{techo})$$

$$hc = 0.30 \Delta t^{0.25} = 0.845 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{Fft}^2 \quad (\text{paredes})$$

$$hr = 0.561 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{Fft}^2$$

$$\text{Area del tanque} = 490 \text{ ft}^2 \quad (45.54 \text{ m}^2)$$

$$\text{Calor perdido (tanque sin aislante)} = 76,434.12 \text{ BTU/h} \\ (19,261 \text{ Kcal/h})$$

II) Cálculo de coeficientes: (similar al tanque de almacenamiento).

Utilizando un tubo de calentamiento de 2 in de diámetro nominal, el valor de $hD/k = 35.21$; $U_D = 10.87 \text{ BTU/h}^{\circ}\text{Fft}^2$; $A = 39.06 \text{ ft}^2$ (3.63 m^2).

III) Cálculo de las pérdidas por calor en el tanque aislado:

$$q_{II} = 10,677 \text{ BTU/h} \quad (2,691 \text{ Kcal/h})$$

Igualando q_I a q_{II} y despejando L (de las ecuaciones utilizadas para el tanque de almacenamiento), se obtiene un valor de $L = 1.875 \text{ in} \rightarrow 2 \text{ in}$ (5 cm).

Al considerar 5 cm de aislante, el calor que se perdería sería de 10,094 BTU/h (2,544 Kcal/h). El área de calentamiento dentro del tanque : 5.16 ft^2 (0.479 m^2). La longitud de tubo a utilizar: 8.3ft (2.53m).

El nivel del líquido en el tanque cuando está lleno es de 6.2 ft; la longitud máxima de tubo que se puede tener es de 33.4 ft, por tanto, la longitud de tubo se puede tener perfectamente dentro del tanque, sin haber limitaciones físicas.

CALENTADOR DE COMBUSTIBLE BUNKER "C".

Considerando un consumo de combustible de 11,070 lb/h, y que se debe calentar de 60 °C, que es su temperatura de

almacenamiento tenemos que:

$$M_{\text{comb}} c_p (T_1 - T_2) = Q = m_{\text{vap}} (H_1 - H_2)$$

de donde se obtienen: $Q = 650,385 \text{ BTU/h}$ ($163,897 \text{ Kcal/h}$)

$$M_{\text{vap}} = 647 \text{ lb/h} \quad (294 \text{ Kg/h})$$

Para calcular el cambiador de calor, se considera que el combustible se maneja por la coraza, y el vapor por los tubos. T = temperatura del fluido caliente ; t = temperatura del fluido frío; t_m , y T_m son las temperaturas medias para ambos fluidos.

$$t_1 = 140 \text{ }^\circ\text{F} \quad (60 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$t_2 = 284 \text{ }^\circ\text{F} \quad (140 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$T_1 = 322.6 \text{ }^\circ\text{F} \quad (161 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$T_2 = 212 \text{ }^\circ\text{F} \quad (100 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$t_m = 212 \text{ }^\circ\text{F} \quad (100 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$T_m = 267.3 \text{ }^\circ\text{F} \quad (130.7 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 53.5 \text{ }^\circ\text{F} \quad (12 \text{ }^\circ\text{C})$$

Utilizaremos un cambiador de calor (1,1) Un paso por la coraza, un paso por los tubos) y a contracorriente. Se considera que el coeficiente de transferencia para el lado de los tubos es de $1,500 \text{ BTU/h}^\circ\text{Fft}^2$ ($7,325 \text{ Kcal/h}^\circ\text{Cm}^2$)

Considerando un diámetro nominal para los tubos de 1 in (2.54cm) se tienen los siguientes parámetros:

d_i (diámetro interno) : 0.834 in (2.11 cm)

BWG 14

area de flujo : 0.546 in^2 (3.52 cm^2)

area de transf: $0.2183 \text{ ft}^2/\text{ft}$ ($6.65 \text{ cm}^2/\text{cm}$)

De manera similar al cálculo del cambiador de calor tipo bayoneta se sigue el procedimiento de cálculo que se muestra a continuación:

. Suponer el coeficiente total U

- . Calcular el Area
- . Obtener diámetro de coraza, con una longitud de tubos, BWG el No. de tubos.
- . Calcular a_s (area de transferencia por la coraza)
- . Obtener G_s (masa velocidad)
- . Obtener el No. de Reynolds por la coraza
- . De gráfica, obtener el factor J_H
- . Calcular h_o , coeficiente por el lado de la coraza
- . Calcular U
- . Calcular otra vez Area (A')
- . Obtener diámetro de coraza, para una long. de tubos dada, y BWG, el No. de tubos.
- . Comparar el diámetro de coraza obtenido con A' , No. de tubos, con el 1er. intento de cálculo.

$$U \text{ supuesta} = 20 \text{ BTU/h}^\circ\text{Fft}^2$$

$$A = Q / U \text{ LMTD} = 607 \text{ ft}^2$$

para una longitud de tubos de 16 ft, el Número de tubos es igual a: $N_t = A / La''$ y se obtiene un valor de 174 tubos Y un diámetro de coraza de 21 1/4 ", (199 Tubos).

Para una separación de deflectores $B = 14.75 \text{ in}$, el área $a_s = 0.4353 \text{ ft}^2$.

$$G_s = 25,430 \text{ lb/hft}^2$$

$$Re = 12.6$$

$$J_H = 2.05 \text{ (de gráfica)}$$

$$h_o = 20.3 \text{ BTU/h}^\circ\text{F ft}^2$$

$$U \text{ diseño} = 18.2 \text{ BTU/h}^\circ\text{Fft}^2$$

Recalculando el área $A' = 667 \text{ ft}^2$ (62 m^2).

$$\text{No. de tubos} = 191$$

Coraza = 21 1/4" , por tanto la suposición fue correcta.

TANQUE DE DIESEL

Se requiere para consumo de la máquina de emergencia, una capacidad de almacenamiento de 15,000 l, teniendose un tanque de las siguientes dimensiones:

Diámetro : 7 ft

Altura : 14 ft

5. CONCLUSIONES

5. CONCLUSIONES

- 1) La cantidad y diversidad de los Servicios Auxiliares necesarios en la planta de celulosa son representativos, - por lo que los métodos y cálculos que aparecen son apropiados para cualquier planta industrial.
- 2) El control de las condiciones de los Servicios Auxiliares es fundamental, ya que influyen en el control del - proceso.
- 3) No hay un Servicio Auxiliar más importante que los demás, todos son interdependientes, y el funcionamiento adecuado de todos en conjunto hace que la planta trabaje bien.
- 4) Aunque no se desarrollaron al detalle todos los cálculos, se muestra al realizarlos que disponemos de nivel técnico adecuado para calcular la mayor parte del equipo requerido en la planta.
- 5) La experiencia acumulada por años de muchos ingenieros - hace factible el diseño no solamente de los servicios, sino de toda la planta industrial; por lo que resultaría muy interesante el analizar proyectos de este tipo como un todo y ver la posibilidad de que se fabrique en un - alto porcentaje estos bienes de capital.

TABLA 2 SERVICIOS.

SECCIÓN DE LA PLANTA	AGUA (l/min)	ENERGIA ELECTRICA KW. hr
. Generación de fuerza, recuperación de calor y planta desmineralizadora	5,797.9	2,278
. Recuperación de aguarrás	1,550	--
. Patios de madera	75	2,640
. Planta de químicos	833.3	--
. Evaporación	450.0	111
. Blanqueo	6,250.0	2,782
. Caustificación	1,550.0	535
. Digestión, lavado y depuración	2,385.4	2,068
. Otros servicios	1,145.8	597
. Alumbrado		200

TABLA 1 SERVICIOS

SECCION DE LA PLANTA	VAPOR DE 6.5 Kg/cm ² (kg/hr)	VAPOR DE 13.5 Kg/cm ² (kg/hr)	CONDENSADO RECUPERADO
. Recuperación de aguarrás	958	121	---
. Blanqueo	18,880		22,241
. Preparación de químicos	172	-----	-----
. Digestión y depuración	2,728	25,000	13,290
. Evaporación	21,300	30	1,509
. Caldera de Recuperación	1,572	423	292
. Serv. aux. planta de fuerza	4,595	635	243
. Caustificación	-----	3,700	-----
. Caldera de fuerza	-----	60	-----
. Patios de madera	-----	242	---
. Condensados	---	---	13,092

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

6. BIBLIOGRAFIA

- 1) Brownell E. Lloyd; Young H. Edwin.
PROCESS EQUIPMENT DESIGN
John Wiley & Sons.
New York, 1969
- 2) Casy Jame P.
PULP AND PAPER VOL. I, PULPING & BLEACHING
Interscience Publishers Inc.
New York, 1966.
- 3) Crane Co.
FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS, AND PIPE
- 4) Kern Donald Q.
PROCESS HEAT TRANSFER
Mc. Graw Hill, Kogakusha Co. LTD
- 5) Ludwig Ernest E.
APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL
PLANTS
VOLUME I, II, III.
Gulf Publishing Co. 2nd Edition , 1980.
- 6) NaIco Chemical Co.
CONDITIONING WATER FOR BOILERS
1965.
- 7) Perry R.H. & Chilton C.M.
CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK
Mc. Graw Hill Book Co. 5th. Edition.

- 8) Pulp & Paper Manufacture
Joint Textbook Committee of Paper Industry
THE PULPING OF WOOD VOL.I.
Mc Graw Hill Book Company 2nd. Edition.
- 9) Rase F. Howard, Barrow M.H.
INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESOS
Cia. Editorial Continental, S.A/ México.
- 10) Stoever J. Herman
APPLIED HEAT TRANSMISSION
Mc. Graw Hill Book Co.
New York, 1941
- 11) Bendfiel Randal.
BIOLOGICAL PROCESS DESIGN FOR WASTEWATER TREATMENT
Prentice Hall.
- 12) Nemerow Nelson
Agua Residuales Industriales
H.Blume
- 13) CODIGO ASME SECCION VIII
- 14) FISHER CONTROLS CO.
Catálogo General