

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Quimica

PRESENTACION Y ANALISIS DEL CICLO KRAFT
PARA OBTENER CELULOSA

64

MONOGRAFIA

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a:

JAIME CARRILLO BEJAR

México, D. F.

1974



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

CLAS. Tesis
AÑO 1974
FECHA 1974
PROC. M. E. 61



QUÍMICA

Jurado asignado originalmente

Presidente Profr. Adalberto Tirado Arroyave

Vocal Profr. Mario Guevara Vera

Secretario Jorge A. Castañares

1er. Suplente Profr. Jose Guerra Recasens

2°. Suplente Profr. Roberto Andrade Cruz

Sitio donde se desarrolló el tema:

Biblioteca Facultad de Química y Fabrica de Papel San Rafael.

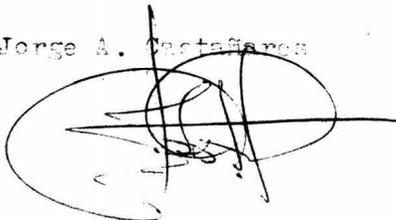
Sustentante

Jaime Carrillo Bejar



Asesor:

Ing. C. Jorge A. Castañares



A

MIS

PADRES

A

MIS

HERMANOS

AMIGOS

Y

PARIENTES

AL ING.

JORGE A. CASTAÑEDA ALCALA.

A

KENYA J. HDEZ MORENO

C O N T E N I D O

	PAG.
PROLOGO.	1
Capítulo I	
GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO KRAFT	3
1.1 Ventajas y desventajas del proceso Kraft.	5
1.2 Preparación de la madera.	11
Capítulo II	
COCCION DE LA MADERA	13
2.1 Digestores continuos.	13
2.2 Digestores tipo batch.	17
2.3 Descripción del proceso de digestión.	22
2.4 Variables en la cocción y su efecto en pulpas Kraft.	24
2.5 Análisis de licores.	34
2.6 Balance de materia y energía para un digestor.	39

Capítulo III	
LAVADO Y DEPURACION	46
3.1 Lavado.	48
3.2 Depuración.	52
3.3 Espesado.	57
3.4 Refinación.	58
Capítulo IV	
EVAPORACION	60
4.1 Propiedades físicas del licor negro.	62
4.2 Coeficiente de película, de vapor y de licor.	63
4.3 Conclusiones generales.	64
4.4 Efecto de la ΔT , en la Evaporación.	65
4.5 Incrustaciones de licor negro en evaporadores de múltiple- efecto.	66
4.6 Requerimientos del condensador	72
4.7 Formas de detectar algunas fallas en evaporadores.	73
4.8 Balance de materia y energía en evaporadores.	74
Capítulo V	
RECUPERACION DE REACTIVOS (CALDERA)	83
5.1 Quemado del licor negro.	87
5.2 Combustión del carbón.	88
5.3 Limpieza de las superficies de cocción	91

5.4. Algunos problemas de operación presentados en la unidad de recuperación. 92

5.5. Balance de calor y cálculo de la eficiencia térmica. 105

Capítulo VI

CAUSTIFICACION 113

6.1. Sistema de clarificación de licor verde y lavado de lodos. 113

6.2. Caustificación 114

6.3. Sistema de clarificación de licor blanco y lavado de lodos. 116

6.4. Balance de materia en caustificación 118

Capítulo VII

PERDIDAS DE REACTIVOS Y ELIMINACION DE MAL OLOR 125

7.1. Reducción de pérdidas de reactivos y mal olor. 125

P R O L O G O

El proceso Kraft se descubrió en 1884 en Suecia, producto de un descuido del control de la digestión de la madera. Una fábrica estaba produciendo pulpa de acuerdo a patentes otorgadas a C.F. Dahl, por error uno de los digestores se descargó antes de que las astillas estuviesen completamente cocidas. Para no perder esta carga se decidió pasarla por un molino Kollergang con la idea de hacer un papel de inferior calidad. El resultado, sin embargo, fué un papel de mayor resistencia. Se le dió el nombre de "Kraft", que en sueco y en alemán significa "fuerte", debido a la gran resistencia que tenía el producto obtenido con el nuevo proceso.

Casi cualquier especie de madera puede convertirse en pulpa por el proceso al sulfato, el cual puede considerarse prácticamente un proceso universal de obtención de pulpas.

Por medio de este proceso se puede obtener, casi totalmente --- cualquier tipo de papel. Es debido pues a la importancia del "ciclo - -- Kraft", por lo cual se presenta este trabajo; donde se trata de dar el - -



lector una visión clara, no solo de la obtención de pulpa, sino también de la recuperación de reactivos, que es lo que hace al papel kraft competitivamente económico.

Se presenta un análisis técnico de todo el ciclo kraft, así como una solución a los problemas más comunes de operación.

~~5~~ 2

C A P I T U L O I
GENERALIDADES SOBRE LA OBTENCION DE PULPA POR EL PROCESO KRAFT

Al igual que los demás procesos existentes, el fin de éste es separar los componentes principales de la madera: fibras de celulosa y lignina.

Siendo la celulosa, el componente principal y con el cual se formará posteriormente papel. La lignina se utiliza como un producto secundario para la generación de vapor.

Para disolver la lignina y dejar libre la celulosa, en este proceso, se coce la madera, agregándole como reactivos soluciones de hidróxido de sodio y sulfuro de sodio en la proporción adecuada. Dicho cocimiento se lleva a cabo por calentamiento directo o indirecto, utilizando vapor. La cocción se realiza en un digestor al cual se alimenta vapor de forma tal que alcance una temperatura y presión determinadas en un tiempo también fijado de antemano.

~~6~~

3

De una manera muy general, el proceso de obtención de pulpa --
comprende los siguientes pasos:

1.- Los árboles, principal materia prima, de la familia de las gimnospermas, maderas suaves y las angiospermas o maderas duras, son cor-
tadas y convertidas en trozos, que una vez descortezados se convierten -
en astilla, de un tamaño y forma tal que sea más fácil y uniforme su ---
cocción.

2.- La astilla es transportada por medios neumáticos a una tol-
va almacén, para después de aquí alimentarla al digestor, al cual se le
agrega también el licor blanco y se alimenta el vapor suficiente para --
realizar la cocción.

3.- La astilla se cuece con la cantidad adecuada de licor, du-
rante el tiempo prescrito, bajo las condiciones de presión y temperatura
que den el producto deseado. Al cocerse la madera destilan el aguarrás y
otros constituyentes volátiles, los cuales se pueden obtener como subpro-
ductos.

4.- Al final de la cocción la pulpa y el licor se descargan a-
un tanque en forma tangencial para separarlos del vapor, este vapor se -
usa para calentar agua, de uso en la fábrica.

5.- En el tanque de descarga se tiene la pulpa, el licor negro
que contiene la lignina y los reactivos de cocción gastados, así como --

también se alimenta licor negro diluido al tanque de descarga para bajar la relación de pulpa licor, según las necesidades del proceso, para un fácil manejo de la pulpa. Estando la pasta a la dilución requerida se bombea, pasando por un separanudos a los lavadores de pulpa, en donde el licor que contiene los residuos solubles de cocción, se separa de la pulpa por lavado, primero con los licores más diluidos y finalmente con " agua limpia ".

6.- La pulpa una vez lavada es depurada y luego espesada (a una consistencia de más-menos 10%), y así se bombea a un tanque almacén, de donde se distribuye: para el departamento de blanqueo o al de refinación de pulpa cruda; de ambos se manda finalmente la pasta a los tanques de máquinas formadoras de papel.

7.- El licor negro obtenido de lavadores, es usado como diluyente del licor de cocción, para dar la relación de baño y para bajar la consistencia de la pulpa sucia, el resto se manda a la unidad de recuperación de reactivos químicos, que se reutilizan en las siguientes digestiones, y para la recuperación de calor, obteniendo vapor.

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO KRAFT

1.- Ventajas principales:

- a) Máxima flexibilidad con respecto a las especies de maderas (suaves y duras), y otras materias primas como bagazo de caña, paja, etc., que pueden ser tratadas por este proceso.

- b) Tiempo de cocción corto.
- c) La pulpa puede ser blanqueada, a un grado alto de blancura (aún cuando tiene un costo mayor su blanqueo que el de las pulpas al sulfito).
- d) Sin problemas de resina, en la pulpa.
- e) SE OBTIENEN PULPAS DE ALTA RESISTENCIA.
- f) Importantes subproductos son obtenidos, tales como: agua--rrás y aceite de bogol.
- g) Recuperación casi total y relativamente fácil de reactivos gastados.

2.- Desventajas principales:

- a) Inversión inicial alta, debida al equipo necesitado.
- b) PROBLEMAS DE MAL OLOR, POR LOS GASES DESECHADOS.
- c) Color oscuro de las pulpas no blanqueadas.
- d) Alto costo de blanqueo.
- e) Dificultad de refinación con álcali.
- f) Lentas cualidades de batido de las pulpas, obtenidas por - este proceso.

Reacciones en pulpas alcalinas:

En pulpas alcalinas una vez alcanzado la temperatura máxima de cocción, el consumo del hidróxido de sodio es rápido. El ataque que sufre la madera en pulpas alcalinas, ha sido encontrado, que sigue aproximadamente una reacción de primer orden.

Durante la reacción el álcali se consume en:

- 1.- Reacción con la lignina.
- 2.- Disolución de carbohidratos.
- 3.- Reacción con materia resinosa en la madera.
- 4.- Reacción con varios ácidos orgánicos presentes en la madera o producidos por hidrólisis.
- 5.- Una pequeña porción es adsorbida por las fibras.

Los taninos presentes en la madera inicialmente, actúan como buffer en el proceso de cocción. Reducen la concentración efectiva de álcali durante la digestión, decreciendo la degradación de fibras y manteniendo su resistencia, pero incrementan el consumo de reactivo.

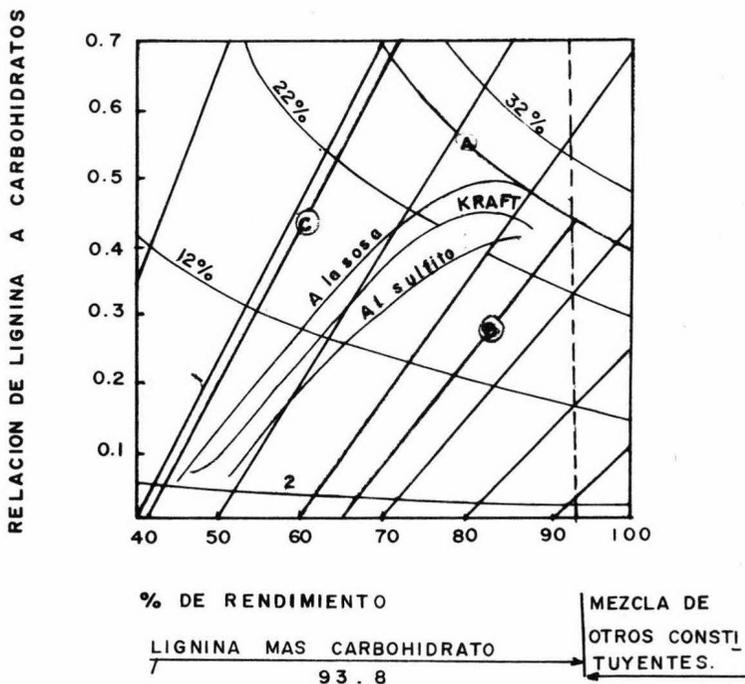
Incrementando la temperatura de cocción a niveles muy altos, se incrementa la remoción de carbohidratos más que de la lignina. A 160 °C, la lignina y otros incrustantes son disueltos en alrededor de doce veces más rápido que la celulosa; relación que decrece a temperaturas más altas, llegando a ser aproximadamente iguales.

El uso de una alta relación de álcali a madera, incrementa la rapidez de remoción de hemicelulosas y bajo la obtención y viscosidad, sin mejorar el blanqueo.

→ El diagrama de Ross y la tabla presentada a continuación dan una comparación del proceso kraft, con otros existentes.

DIAGRAMA DE ROSS

C. EARL LIBBY



1._LINEAS DE CARBOHIDRATO RESIDUAL CONSTANTE.

2._LINEAS DE LIGNINA RESIDUAL CONSTANTE.

EL DIAGRAMA DE ROSS COMPARA LAS COCCIONES A LA SOSA , KRAFT Y AL SULFITO, DE LA MISMA MADERA.

RELACION DE REQUERIMIENTO DE REACTIVO PARA COCCION

.....

Cantidad de Na² O, en libras

.....

Proceso	Por 100 libras de madera:	Por tonelada de pulpa seca al aire:
.....		
Semiquímicos		
A la sosa en frio	4.4 a 7.8	90 a 160
Sulfito neutro	5.8 a 10.9	130 a 290
Kraft	7.8	190
Sosa	7.8	190
Sulfato	13.3 a 21.5	500 a 900
Sosa	19.5	800
Sulfito	4.4	170

.....

RELACION DE COSTOS, DE LOS DIFERENTES PROCESOS

		Costo, en dolares.		
Materia		Costo	Costo	
prima:	Proceso:	material:	Reactivos:	Total
Pinabete	Sulfato no blanqueada	61.50	4.08	99.56
Pinabete	Sulfato blanqueada	71.10	13.39	129.49
Pino	Sulfato no blanqueada	41.00	4.08	79.06
Pino	Sulfato blanqueada	47.50	13.39	105.89
Alamo	Sulfato no blanqueada	24.20	3.63	61.11
Alamo	Sulfato blanqueada	26.50	11.22	81.03
Pinabete	Sulfito no blanqueda	67.80	4.22	109.66
Pinabete	Sulfito blanqueada	73.00	10.54	129.30
→ Alamo	Pasta madera (mecánica)	16.40	-----	40.29
Pinabete	Pasta madera "	41.40	-----	63.89
→ Pinabete	Semiquímico	25.25	3.03	52.62
Bagazo		17.00		

(Datos tomados del Pulp and Paper de J.P. Casey), segunda edición Mayo - de 1966.

REPARACION DE LA MADERA

60
~~24~~
36

El corte, transporte, descortezado y astillado de la madera, - son importantes pasos preliminares a la digestión de esta.

Los árboles son cortados y convertidos a trozos de 1.2 a 2.4 m de largo, y así es transportada a la fábrica por medio de camiones de -- carga, carros de ferrocarril o utilizando los ríos. Cuando la madera es almacenada por varios meses, es necesario protegerla de los insectos y - del ataque de los hongos, lo cual se puede lograr con un rociamiento con tinuo de agua o almacenada bajo esta.

El descortezado de la madera se hace a mano con una hacha o u- sando descortezadores. En algunas fábricas se usa agua a presión 1200 a- 1500 libras/pulgada cuadrada, en otras se usa una especie de cilindro -- con dientes y últimamente se está tratando de usar sustancias químicas, - que inyectadas o alimentadas al árbol, hacen que este se descortece.

Una vez descortezados, los troncos son alimentados al astilla- dor, para obtener la astilla del tamaño óptimo para la digestión. Un --- astillador es una carcasa de acero que contiene un gran disco rotatorio, también de acero, en el cual están montadas radialmente unas cuchillas - agustables. A través de una boca se alimentan los troncos de modo que -- choquen contra el disco a un ángulo de unos 45°. Al salir del astillador, las astillas contienen hasta el 2% de finos y algunas astillas muy gran-

des y pequeños pedazos de rajas. Los finos consisten de serrín, partículas de corteza y astillas menores de 1/4 de pulgada.

La separación de finos, gruesos y astilla deseable se hace por medio de tamices vibratorios, colocados uno sobre otro; estos tamices -- tienen el tamaño de malla necesario para que en el primero se separen -- los gruesos, en el segundo la astilla "buena" y en un tercero (charola - sin perforaciones), recojer los finos; que se utilizan como combustibles.

Una vez separada la astilla deseada es transportada por medio de transporte neumático o de banda a los silos, tolvas o áreas de almacenamiento.

C A P I T U L O I I

COCCION DE LA MADERA

La madera es una asociación altamente compleja de sustancias - entre las cuales se incluyen: celulosa, lignina y hemicelulosa. Durante la cocción de la madera son removidas: resina y materia mineral, carbohidratos y lignina que mantenían unidas las fibras de celulosa.

La cocción, digestión de la madera se puede definir como: una purificación parcial de la celulosa.

1.- Digestores continuos

Estos digestores son equipados con controles para: 1) registro y control de presión y temperatura, (2) control automático de vapor y -- (3) control automático de alivios y descarga. Con estos controles la digestión es iniciada y durante todo el proceso funciona automáticamente, con lo cual se tiene una pulpa más uniforme, reduce el consumo de vapor y rechazos, comparado con el control manual.

Los objetivos del sistema continuo de pulpeo son: acortar el tiempo de digestión, hacer el proceso más automático lo cual reduce el capital y costos de operación y produce un producto más uniforme.

Ventajas del proceso continuo sobre el batch: Mejor control, mayor flexibilidad, menor mano de obra, requerimiento más uniforme de vapor, ocupa menos espacio, menor tiempo de digestión, habilidad para una más baja relación de licor a madera con lo cual resulta más económico y más fácil la recuperación de reactivos, reduce la corrosión, debido a la ausencia de shock térmicos y un más fijo, menos fluctuante alivio y operación total.

Desventajas del proceso continuo, la principal es su baja capacidad de compensación, un paro en una de sus unidades produciría un paro total de toda la unidad, que al arrancar de nuevo habría un tiempo perdido para alcanzar de nuevo el equilibrio del sistema.

El proceso continuo

La astilla es primero calentada con vapor a baja presión, en un recipiente horizontal, donde se separán aire y aguarrás. Después la astilla es cargada por medio de una válvula rotatoria especial a la parte superior de un largo vertical digestor.

El digestor es mantenido bajo una presión hidrostática que hace posible mantenerlo con zonas a diferente temperatura.

Al pasar la astilla a la parte inferior del digestor, la cocción es efectuada. El licor de cocción es introducido al digestor con -- astilla caliente, alrededor de 100 °F y la presión es entre 140 - 150 -- psi. La astilla se mueve hacia abajo por gravedad a través de una zona - de calentamiento a el cono del fondo, donde se diluye de una consisten-- cia de 14% a 7% aproximadamente. El licor negro que se utiliza se retor-- na de la pulpa por medio de una máquina llamada de extracción de fondo.- El producto pasa a el tanque de descarga.

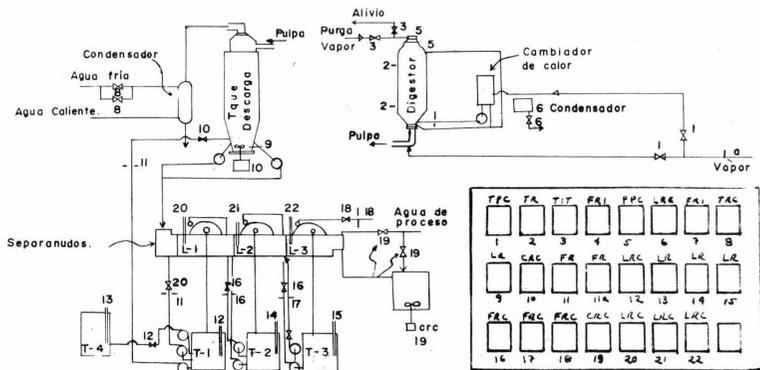
Instrumentación del digestor continuo Kamyr

La astilla es alimentada automáticamente de los silos al vapo-- reador por medio de una válvula de estrella, la rápidez de alimentaci-- on es controlada por un medidor de astilla de tipo rotatorio 1. La astilla-- pasa a través del vaporeador transportada por un gusano, la presión se - controla por un registrador controlador (6). El escape de vapor pasa al-- condensador de aguarrás. La temperatura en el evaporador es registrada - (7). El vapor para este equipo es obtenido del tanque de descarga.

El licor negro y blanco son mezcalados en un tanque, la canti-- dad de licor blanco alimentado se controla, registra y totaliza (4 y 5.

El nivel en el tanque de mezclado es registrado por un indica-- dor de nivel (2), el cual admite licor negro para mantener el nivel. La-- temperatura y flujo de licor negro son registrados por un medidor de --- flujo (3).

INSTRUMENTACION PARA UNA FABRICA KRAFT COMPRENDE :
 DIGESTOR, TANQUE DE DESCARGA Y LAVADORES DE PASTA.



T-1-2-3 TQUES DE LICOR NEGRO, FILTRADO DE LAVADORES.

T-4 TQUE. DE ALMACEN DE LICOR NEGRO.

T-5 TQUE. DE ALMACEN DE PULPA.

T. P. C. CONTROLADOR PROGRAMADOR DE TEMPERATURA T.R.C. CONTROLADOR REGISTRADOR TEMPERATURA.

P.P.C CONTROLADOR PROGRAMADOR DE PRESION. C.R.C CONTROLADOR REGISTRADOR CONSISTENCIA.

FR I INTEGRADOR REGISTRADOR DE FLUJO. I.R.C CONTROLADOR REGISTRADOR DE NIVEL.

T.R REGISTRADOR DE TEMPERATURA. I.R REGISTRADOR DE NIVEL.

T.I.T TIMER INTERVALOS DE TIEMPO FR REGISTRADOR DE FLUJO.

La alimentación de astilla al digestor es controlado por (8,10 y 9) que controlan nivel, presión y flujo de licor de mezclado.

El nivel de astilla en el digestor es controlado por (11), el cual regula la salida de astilla cocida. El licor negro es tamizado y -- retroalimentado al fondo del digestor.

La relación de licor a astilla es controlado, regulando la consistencia (13) después del tamiz. Un registrador de temperatura y flujo- (18) controla la cantidad y temperatura del licor retornado al digestor.

Un registrador controlador de nivel (14) controla el nivel del tanque de descarga. La alimentación de licor de dilución se controla por (15) para dar la suficiente dilución al separanudos.

El control de temperatura y flujo de licor al intercambiador de calor es registrada por 21 y 22 y la cantidad de vapor al intercambiador es regulado por un registrador controlador 18 y 19. El licor es re-- tornado al centro del digestor. El total de vapor al intercambiador de calor es registrado (16) y la temperatura es registrada por 17.

La alimentación de licor es efectuada por un timer especial -- (20) operando la válvula 20, cuando el licor es arrojado en A y C no lo es en B y D y viceversa.

2.- Digestores tipo batch

Es un tipo de digestor muy versátil. Se selecciona un sistema batch para ganar una óptima flexibilidad en la integración con el trozador. Un alto porcentaje de serrín puede ser procesado en un digestor batch y la demanda de una calidad de astilla muy uniforme no es tan rigurosa, como en un sistema continuo; lo cual es muy importante cuando se desea usar astilla de trozador y de aserradero. Calculándose que un sistema batch con todo su equipo auxiliar es menos costoso, cuando se tiene esta situación.

Con un sistema de digestores batch, la capacidad de la planta puede ser mantenida, al estar uno de los digestores en reparación o mantenimiento.

Un sistema batch, puede también ser automatizado a un grado tal que esta sección de la planta puede ser operada por un sólo hombre.

Descripción del proceso batch

De la tolva de astilla, por medio de un plato extractor de astilla, se manda un flujo constante regulable, por medio de una cuchilla ajustable y un arco deslizable verticalmente, se alimenta a una banda que transporta la astilla hasta él o los digestores.

Un digestor es un tanque cilíndrico, terminando su parte superior en forma de un casquete esférico y la inferior en forma de cono, esta forma es con el fin de facilitar la descarga de pulpa y de gases, parte inferior y superior respectivamente. Estos digestores pueden ser -

calentados directamente con vapor, teniéndose una recirculación interior por convección o bien pueden ser calentados indirectamente, con lo cual se tiene bajo costo de vapor, al recuperar el condensado; menor volumen de licor y mayor uniformidad de cocción al tener recirculación forzada, pero también un mayor costo inicial por equipo auxiliar necesario para el manejo y conversión de estos fluidos, mantenimiento y energía. En algunas fábricas utilizan una combinación de ambas formas de calentamiento.

Con algunas variables de diseño, un digestor cuenta con:

- 1.- Una boca para la alimentación de astilla, con su tapa.
- 2.- Una entrada de licores con un check que impide el flujo de pasta hacia la tubería de licor.
- 3.- Una toma de presión.
- 4.- Dos termoposos, uno en la parte inferior, cerca ya del cono, que detecta la temperatura de la mezcla licores y uno en la parte superior que mide la de la fase gaseosa. Ambos mandan la señal por medio de un transmisor neumático a un registro.
- 5.- Una tubería de alivio para aire y gases no condensables, con una coladera que impide el flujo de pasta con los gases, que se descargan a un cambiador de calor, pasando primero por un ciclón, para la separación de posible arrastre de pasta.
- 6.- Un cabezal de distribución de vapor, colocado en el cono inferior, con un check que impide se descargue el digestor por esta par-

te, en caso de que su presión interna sea mayor que la presión del vapor alimentado y una válvula que regula la cantidad de vapor alimentado.

7.- Una salida, descarga de pasta, hacia el tanque de descarga, con una válvula automática.

Instrumentación para un sistema batch

Con calentamiento indirecto, el control de temperatura se --
afecta por la circulación de licor a través del intercambiador y su cir-
culación a la parte superior e inferior del digestor. La temperatura se--
mide a la salida del intercambiador y se controla por 1, que actua la --
válvula de alimentación directa de vapor a la parte inferior del diges--
tor. La cantidad de vapor al digestor es registra e integrada por 4.

Durante el período de calentamiento, el aire presente en el --
digestor será liberado y, al mismo tiempo, aguarrás y gases no condensa-
bles son removidos. Este trabajo es hecho por una válvula de alivio 3, -
activada por un timer a intervalos de tiempo. La válvula de venteo se --
controla directamente por un registrador controlador de presión 5.

El intercambiador de calor tiene un registrador controlador de
nivel 6, instalado en el tanque de condensados, además se coloca un - -
check para la instalación de un indicador registrador de flujo 7, en la-
línea de recirculación de licor de cocción.

Para el proceso de cocción directa se usa un sistema de con---

trol en cascada, el cual utiliza un control de presión y flujo de vapor-interconectados con un control de flujo regulador del proceso durante el período de elevación de presión y temperatura y un control de presión -- que anula el control de flujo y lo mantiene al nivel deseado durante el período a plana presión.

Para tener una lectura de temperatura representativa se emplea un indicador de temperatura multipunto o varios elementos medidores distribuidos que transmiten al controlador, por medio de un swisch selector se toman los impulsos de cada uno de los elementos medidores para embiar los al registrador, tomándose más tiempo la lectura de la parte superior del digestor.

Una vez terminada la cocción, se baja presión se descarga el - digestor al tanque de descarga, en donde se separa pulpa de vapor. Este vapor pasa por un ciclón para separar arrastres de pasta, a un condensador. Se mide la temperatura del agua caliente a la salida del condensa--dor y un registrador controlador 8 opera una válvula de control de ali--mentación de agua fría, a este equipo.

Existe un registrador de nivel del tanque de descarga 9, y un registrador controlador de consistencia 10, conectado al agitador de este tanque. El flujo de licor al tanque es registrado por 11.

Dentro del sistema de lavado de la pulpa, por medio de lavadores rotatorios a vacío, se tienen controles de licores a estos lavadores

así como de agua limpia y registradores de nivel en los tanques de licores obtenidos del lavado y de agua limpia a lavadores.

Una vez que se ha logrado la digestión de la madera, el producto se descarga en forma tangencial al tanque de descarga. El tanque de descarga tiene:

- 1.- Un agitador, para mantener la mezcla pulpa licor uniforme.
- 2.- Una mampara en la parte superior para evitar el arrastre de pulpa hacia el condensador durante la descarga del digestor.
- 3.- Una alimentación de licor negro diluido al cono inferior, para mantener un control de consistencia de la pasta descargada hacia los lavadores.
- 4.- Entradas tangenciales de descarga de cada uno de los digestores en la parte superior.
- 5.- Una salida superior de vapor y gases hacia un ciclón auxiliar, para separar posibles arrastres de pasta con el vapor, la pasta se retorna al tanque y el vapor limpio se pasa a un condensador para recuperar calor, a veces se tira a la atmósfera.

DESCRIPCION DEL PROCESO DE DIGESTION

Una digestión kraft consiste, básicamente, en disolver en condiciones adecuadas la lignina y otros constituyentes que mantienen unidas entre sí las fibras de celulosa de la madera.

La mezcla astilla licores dentro del digestor, se somete a un tratamiento controlado con vapor, para asegurarse las condiciones óptimas de temperatura, tiempo y presión, bajo las cuales se lleva a cabo felizmente la digestión.

En la primera fase de la digestión, se empieza a subir presión y temperatura de la mezcla, siendo eliminados mediante alivios, gases no condensables, esta fase comprende la impregnación de la astilla, fase que se continua hasta alcanzar la temperatura en que empieza la disolución -- intensiva de la lignina.

Durante esta etapa de la digestión si se alivia un exceso se -- pierde vapor, pero si se alivia menos de lo necesario no se da salida a -- todos los gases no condensables y por lo tanto el aumento de presión no -- corresponde al aumento de temperatura y la impregnación de la astilla en -- su interior es defectuoso. Una vez llegado a esta temperatura en que em -- pieza la deslignificación intensiva (temperatura de digestión) y a su pre -- sión normal de trabajo, se suspende la alimentación de vapor y el alivio -- de gases no condensables. Se deja un cierto tiempo en estas condiciones -- el digestor, para completar la deslignificación, y una vez lograda esta, -- se descarga el digestor.

El grado de purificación de la celulosa a lograr, depende de -- las propiedades que se deseen de la pulpa y del uso o tipo de papel que -- se va a fabricar con ella. Así si se van a producir papeles blancos es

deseable una mayor purificación que si se va a producir papel sin blanquear.

VARIABLES DE LA COCCION Y SU EFECTO EN PULPAS KRAFT

- 1.- Especie y calidad de la madera
- 2.- Volumen de licor
- 3.- Composición del licor de cocción (i.d sulfidez)
- 4.- Concentración del licor de cocción
- 5.- Relación de reactivos a madera
- 6.- Temperatura de cocción
- 7.- Tiempo de cocción.

1.- Las maderas duras y las maderas blandas difieren bastante en dimensiones de fibra, como resultado, las pulpas de fibra corta 1 a 1.5 mm de maderas duras, lógicamente tienen propiedades diferentes que las pulpas de fibra larga 3 a 4 mm de las coníferas.

La calidad de la madera, que puede influir en el proceso de la digestión por su:

a) Humedad, una madera húmeda se empaca más fácilmente en el digestor, con lo cual se puede alimentar mayor cantidad de astillas por digestión, lo cual implica que se tiene más madera que procesar y se tiene también más agua que diluirá a los reactivos, lo cual debe de tenerse en mente, para hacer los ajustes pertinentes que pueden basarse en

el número de Kappa, que es una medida del grado de digestión logrado.

b) Tamaño de astilla, el licor penetra la astilla en relativamente poco tiempo. Siendo importante tener una longitud uniforme de astilla, entre 1.3. a 2 cm. El grosor de la astilla debe andar entre 0.7 a 3 mm. Es más fácil cocer una astilla fresca (humeda) que una astilla seca.

A menor tamaño promedio de astilla, mayor capacidad de esta -- tendrá el digestor y viceversa. Astillas grandes y gruesas no son atacadas completamente, astillas finas son sobrecocidas. Seiendo por ello MUY IMPORTANTE tener un TAMAÑO PROMEDIO, siempre el mismo, para controlar -- perfectamente esta variable en el proceso.

c) Calidad en si de la madera, se necesitará una relación diferente de reactivos según se tenga madera muerta, viva, desperdicio, madera sueave, dura, etc.

La densidad de la madera es un factor importante en la operación de la fábrica de pulpa. Las maderas más densas requieren, para el mismo rendimiento, un tiempo más prolongado de cocción que las maderas suaves.

2.- Volumen de licor

Poco licor, falta de reactivo, causará astillas quemadas y poca recirculación, además de no llevarse a cabo una deslignificación adecuada y presentarse haces de fibras. Un exceso de licor da un excesivo -

inicial galón de alivio que dificulta iniciar la recirculación, además - de que no sólo se logrará la deslignificación sino también una degrada-- ción de la fibra, bajando resistencias en el papel, abatiéndose el núme-- ro de Kappa.

Es necesario durante la digestión hacer los adecuados alivios-- para remover aire y otros gases no condensables, necesarios también para una buena recirculación, la cual es importante para mantener una tempera-- tura uniforme en el digestor.

3.- Composición del licor de cocción

A) Licor blanco: una alta concentración de licor blanco (hidró-- xido de sodio más sulfuro de sodio), dá poca cantidad alimentada por -- digestión, que trae como consecuencia una mala distribución entre la as-- tilla. Una concentración baja, efectuará un ataque lento sobre la asti-- lla, siendo necesario prolongar el tiempo de digestión y dará un licor - negro muy diluído que afectará a evaporadores, teniendo que evaporar ma-- yor cantidad de agua.

B) Licor negro: en pulpas alcalinas, el licor es usado como -- parte del licor de cocción, por las siguientes razones:

- a) Se alimenta con el licor blanco, para obtener la relación - de baño deseada.
- b) Para recuperar reactivos, sin una costosa evaporación.

- c) Para recuperar el calor que lleva consigo.
- d) Para ayudar a la penetración
- e) Contribuye con parte de reactivos químicos, contenidos en él.

En algunos casos arriba de 40 a 60% del licor de cocción es licor negro, sin afectar esto la rapidez de cocción, obtención y resistencia de la pulpa.

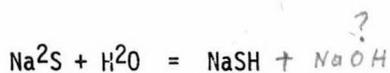
Algunos autores reportan que mucho licor negro baja la brillantes de la pulpa, incrementa el número de permanganato y baja el contenido de alfa celulosa. Pero la mayoría de las observaciones dan como resultado que el receso del licor negro dentro de límites razonables no tiene efectos de deterioro, ni en las resistencias ni en la blanqueabilidad de la pulpa.

C) Sulfidez:

Se conoce que los compuestos de azufre tienen un efecto venéfico sobre las pulpas alcalinas, mejora la blanqueabilidad, resistencias y pulpa obtenida con maderas suaves. La cantidad recomendada es de 1 a 2% del peso de la madera, una cantidad mayor no tendría efecto venéfico.

La sulfidez de equilibrio está en el intervalo de 18 a 30%. El sulfuro de sodio incrementa la cantidad de hidróxido de sodio, ya que reacciona con el agua para producir hidróxido más sulfuro ácido de sodio y por lo tanto incrementa la rapidez de deslignificación y también dismi-

nuye el riguroso ataque del hidróxido sobre la celulosa y hemicelulosa.-



El sulfuro también reduce el tiempo de cocción, reduce la temperatura máxima de cocción e incrementa la resistencia y la obtención de pulpa. En maderas suaves reduce el contenido de lignina de 10 a 2% o -- menos.

La sulfidez comercialmente varía entre 15 a 30%, siendo un -- 25% un valor muy usado en la industria.

Una sulfidez muy alta de 45 a 50%, produce pulpas muy oscuras y difíciles de agitar, además como este reactivo es el causante de los malos olores producidos, es más intenso.

4.- Concentración del licor de cocción

El más importante factor que influye en las pulpas alcalinas es la concentración del licor de cocción.

La relación de reactivos a madera, en combinación con la relación de licor, es un pseudo factor que sirve para establecer la concentración. En pulpas alcalinas una relación de licor de 4.1 es generalmente usado, pero puede ser tan bajo como 3.25 : 1 .

Incrementando la concentración de reactivos químicos se incrementa la rapidez de deslignificación y remoción de celulosa y controlando aquella se controla ésta.

Cuando la concentración de reactivos es incrementada, la rapidez de ataque a la celulosa es incrementado, en una mayor proporción que el ataque a la lignina, con lo cual se reducen las resistencias y se dificulta el blanqueo. Se encontró que una variación en la concentración de reactivos en el licor de cocción de 70 a 100 gramos por litro de álcali activo, tiene poco efecto sobre el producto cuando se coce a una relación de 15% de reactivos a madera. Cociendo a una relación constante de 30% de reactivos a madera incrementando la concentración del licor --baja la obtención y reduce le contenido de alfa celulosa.

En el estudio del efecto de la concentración de reactivos químicos en pulpas alcalinas, se debe tener en mente que la concentración --automáticamente cambia durante el curso de la reacción.

Comercialmente alrededor de 50 a 60 gramos por litro de activos químicos son usados en pulpas alcalinas. La concentración del licor blanco es usualmente de 100 a 120 gramos de álcali por litro, expresado como óxido de sodio; pero es normalmente diluído con licor negro, el cual estabiliza los límites de concentración antes indicados. Un licor de mayor concentración es requerido en casos especiales, por ejemplo cuando la --astilla esta muy humeda.

30% total de reactivos sobre pesos de madera

Concentración del licor de cocción g/l	Tiempo de cocción horas	Rendimiento %	% de lignina	% de celulosa	% de alfa celulosa
40	4	43.39	1.3	99.1	84.2
60	4	41.20	1.0	98.0	82.0
80	4	40.25	1.1	98.6	82.8
100	4	39.04	0.9	98.5	81.1
120	2	42.02	1.2	97.5	78.2
120	4	37.42	1.3	99.0	70.2

5.- Relación reactivos a madera

Generalmente se usa un reactivo químico activo total, expresado como óxido de sodio, de 15 a 20% del peso de la madera y en algunos casos 30% o mayor, dependiendo del tipo de papel a fabricar.

Pulpas kraft de alto rendimiento se producen reduciendo el tiempo de cocción y reduciendo el licor blanco por aproximadamente 8%.

La cantidad de álcali consumido por la madera en pulpas alcalinas generalmente varia entre 15 a 18% del peso de la madera.

La relación de baño usada es una variable muy importante. Si se usa una relación baja, impide que toda la astilla se impregne, dando-

una pulpa astillada en la parte superior del digestor y una pulpa degradada en la parte inferior. Si se usa una relación alta, no permite una buena recirculación dentro del digestor, con lo cual la temperatura no es uniforme tendiendo a ser más baja, dando hervidas crudas.

6.- Temperatura de cocción

Efecto del tiempo y temperatura.-

El ciclo de cocimiento en pulpas alcalinas consiste de tres -- períodos:

- a) Elevación de presión
- b) Período a plena presión
- c) Período de reducción de presión (en algunos casos se elimina este último paso).

La máxima presión usada en procesos al sulfato varia de 100 a 140 psi, y la máxima temperatura de 160 a 180 °C.

El ciclo de cocimiento varia de 1 a 5 ó 6 horas, dependiendo del tipo de pulpa deseado.

Pulpas al sulfato de madera suave no blanqueable son generalmente cocidas en alrededor de 1.5 a 2.75 horas, elevando rápidamente la temperatura. Una digestión típica requiere de 1.5 a 2.0 horas para elevar presión y de 0.75 a 1.0 horas a máxima presión. Para grados blanqueables, se emplea un tiempo de cocción de 4 a 6 horas, generalmente, y la

temperatura es elevada más lentamente.

El álcali, a la concentración usada en pulpas alcalinas, disuelve una apreciable cantidad de madera a temperatura ambiente, la rapidez de disolución es altamente incrementada a temperaturas altas, siendo la rapidez aproximadamente doblada por cada 10 °C, en el rango de digestión normal.

La temperatura tiene poco efecto sobre las propiedades de resistencia de la pulpa, no así la obtención y viscosidad de la pulpa, las cuales tienden a decrecer con los incrementos de temperatura. A temperaturas muy altas, la remoción de carbohidratos excede la remoción de lignina.

En el intervalo de 170 a 210 °C, incrementando la temperatura arriba de 190 °C trae una caída en la obtención, decrece el consumo de reactivos, hay una pérdida de viscosidad y se acorta el tiempo de cocción, mientras que la blanqueabilidad y resistencia de la pulpa permanecen sin cambio.

Cocidas kraft, llevadas a cabo a una lenta elevación de temperatura produce pulpas de alta resistencia, probablemente debido a que la concentración de álcali es menor cuando el digestor alcanza la máxima temperatura, y donde, hay menos ataque sobre la celulosa, hay pequeña remoción de hemicelulosas pero considerable remoción de lignina.

Con una misma concentración de reactivos y una misma aplicación química, incrementado el tiempo de cocción se incrementa la disolución de la madera. Si mayor cantidad de disolución ocurre, más pronto se completa el ciclo de cocción.

La temperatura se controla por medio de la cantidad de vapor que se alimenta al digestor, para tratar que siga lo mejor posible una curva teórica de temperatura fijada, hasta llegar a la temperatura de digestión, que se ha encontrado que 170 °C, es la más apropiada, para este proceso.

Para cambios de tiempo de digestión, cuando la temperatura se aparte de 170 °C, se tendrá en cuenta que por cada 10 °C que se pase esa temperatura, habrá que disminuir el tiempo de digestión a la mitad, de lo contrario se tiene una pulpa muy degradada. Y por cada 10 °C menor de esa cantidad hay que dar tiempo doble de digestión, si no se tendrá pulpa astillada, número de kappa alto y altas resistencias.

Estos ajustes de tiempo son válidos solamente para la fase de digestión, independientemente de la fase de penetración e impregnación de la astilla.

El tiempo de digestión varia por: la temperatura, cantidad de reactivo, sulfidez y causticidad.

En los procesos químicos de obtención de pulpa, la optimisa---

ción de costo del proceso depende en gran parte además de las operaciones de cocción y de obtención de pulpa, del control que se tenga en la recuperación de reactivos.

El control cuidadoso depende del conocimiento de las cantidades y composición de los reactivos químicos que se producen en cada una de las diferentes operaciones relativas a la fabricación de pulpa kraft.

ANALISIS DE LICORES

Determinación de hidróxido de sodio, sulfuro de sodio y carbonato de sodio en los licores blanco y verde.

Prueba A: Se pipetea 5 ml de la parte clara del licor en un matras Erlenmeyer de 250 ml. Se agregan unos 50 ml de agua y 25 ml de solución de cloruro de bario al 10%. Se añaden unas cuantas gotas de indicador de fenolftaleína y se titula la solución con HCl 0.516N hasta la desaparición del color rosado. La lectura de la bureta se anota como A. La bureta no se vuelve a llenar.

Prueba B: Después del punto de vire de la fenolftaleína de la prueba A, se agregan a la solución 5 ml de formaldehído al 40%. El color rosado reaparece y, después de 30 segundos, la titulación se continúa hasta que el color desaparece nuevamente. La lectura de la bureta se anota como B. La bureta no se vuelve a llenar.

Prueba C: Después del vire obtenido en la prueba B, se agregan

unas cuantas gotas de anaranjado de metilo a la solución. La titulación se continúa hasta la aparición de las primeras huellas de color rojo.

En la prueba B el punto de vire al formaldehído-fenolfaleina se usa para medir la cantidad de álcali activo, es decir, de hidróxido de sodio y de sulfuro de sodio en el licor blanco o verde. Con el carbonato precipitado, el hidróxido de sodio y la mitad del sulfuro de sodio se titulan a un pH de 8.3. El punto real de viro para el hidróxido de sodio y la mitad del sulfuro de sodio es a un pH de 9.3, y el indicador de - - timolftaleina vira en este rango; sin embargo, para control de rutina, - la fenolfateina es suficiente, La adición de formaldehído da lugar a la formación de un complejo con el sulfuro, dejando libre el hidróxido de sodio equivalente, de manera que el segundo punto de vire de la fenolf-- talein de el álcali activo.

La adición de cloruro de bario obstruye al carbonato hasta que el hidróxido de sodio y el sulfuro de sodio se han titulado a un pH de - 8.3. El ácido agragado posteriormente hasta el punto de vire del anaranjado de metilo, a un pH de 4.0, reacciona con el carbonato de bario de modo que la prueba C da el álcali total titulable, y la diferencia entre las pruebas C y B da el carbonato de sodio.

Cálculos para el licor blanco: hidróxido de sodio, sulfuro de sodio y carbonato de sodio. Efectuando las pruebas descritas:

Para 5 ml de licor blanco:

Prueba A = 30.9 ml

Prueba B = 34.5 ml

Prueba C = 42.0 ml

1.- Como A ml es igual a Na OH + $\frac{1}{2}$ Na²S, y B ml es igual a -
Na OH más Na²S, entonces:

$$\text{Na}^2\text{S} = 2(B - A) = 2(34.5 - 30.9) = 7.2 \text{ ml}$$

Na²S = 7.2 ml de HCl 0.516N x 0.516N x 0.031 (peso equivalente)
por 200 (factor de dilución)

$$\text{Na}^2\text{S} = 7.2 \text{ ml} \times 3.2 = 23.0 \text{ g.p.l como Na}^2\text{O}$$

2.- Como B ml es igual a Na OH + Na²S y 2(B - A) es igual a --
Na²S, entonces:

$$\text{Na OH} = B - 2(B - A) = 2A - B = 2 \times 30.9 - 34.5 = 27.3 \text{ ml}$$

$$\text{Na OH} = 27.3 \times 3.2 = 87.5 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O}$$

3.- Como C ml es igual al álcali total tituable, y B es igual
a NaOH + Na²S, entonces:

$$\text{Na}^2\text{CO}^3 = C - B = 42.0 - 34.5 = 7.5 \text{ ml}$$

$$\text{Na}^2\text{CO}^3 = 7.5 \text{ ml} \times 3.2 = 24.0 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O}$$

Alcali total tituable (ATT) = Na OH + Na²S + Na²CO³

$$\text{ATT} = 23.0 + 87.5 + 24.0 = 134.5 \text{ g.p.l como Na}^2\text{O ó}$$

$$\text{ATT} = C \times 3.2 = 42.0 \times 3.2 = 134.5 \text{ g.p.l como Na}^2\text{O}$$

Cálculos para el licor verde.-

Con el mismo procedimiento de prueba que para el licor blanco, se encuentran los siguientes valores para hidróxido de sodio, sulfuro y carbonato de sodio:

Para 5 ml de licor verde, Pruebas: A = 9.1 ml, B = 12.7 ml, y C = 42.0 ml.

$$1.- \text{Na}^2\text{S} = 2(B - A) = 2(12.7 - 9.1) = 7.2 \text{ ml}$$

$$\text{Na}^2\text{S} = 7.2 \text{ ml} \times 3.2 = 23.0 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O}$$

$$2.- \text{NaOH} = 24 - B = 18.2 - 12.7 = 5.5 \text{ ml}$$

$$\text{NaOH} = 5.5 \times 3.2 = 17.6 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O}$$

$$3.- \text{Na}^2\text{CO}^3 = C - B = 42.0 - 12.7 = 29.3 \text{ ml}$$

$$\text{Na}^2\text{CO}^3 = 29.3 \text{ ml} \times 3.2 = 93.8 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O}$$

$$\text{ATT} = 23.0 + 17.6 + 93.8 = 134.4 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O, } \delta$$

$$\text{ATT} = C \times 3.2 = 42.0 \times 3.2 = 134.4 \text{ g.p.l. como Na}^2\text{O}$$

Cálculo de la sulfidez, actividad y custicidad para el licor blanco. Como las cantidades calculadas de compuestos de sodio son proporcionales a los volúmenes de ácido usados en las titulaciones A, B, y C. - estas relaciones se pueden calcular directamente a partir de las titulaciones.

$$1.- \text{Porcentaje de sulfidez} = \frac{\text{Na}^2\text{S}}{\text{Na}^2\text{S} + \text{NaOH}} \times 100$$
$$= \frac{2(B - A)}{B} \times 100$$

Del análisis de licor blanco: A = 30.9 y B = 34.5 ml

$$\text{Sulfidez} = \frac{2(34.5 - 30.9)}{34.5} \times 100 = 20.8\%$$

$$\begin{aligned} 2.- \text{Actividad} &= \frac{\text{Na}^2\text{S} + \text{NaOH}}{\text{Na}^2\text{S} + \text{NaOH} + \text{Na}^2\text{CO}^3} \times 100 \\ &= \frac{B \times 100}{C} = \frac{43.5 \times 100}{42.0} = 82.2\% \end{aligned}$$

3.- La causticidad es una medida de la eficiencia de la caustificación del licor verde para dar licor blanco, es decir, la conversión de Na^2CO^3 a NaOH por la adición de $\text{Ca}(\text{OH})^2$.

$$\text{Causticidad} = \frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}^2\text{CO}^3} \times 100 = \frac{B - 2(B - A)}{C - 2(B - A)} \times 100$$

Del cálculo para licor blanco: A = 30.9, B = 34.5 y C = 42.0 ml

$$\text{Causticidad} = \frac{34.5 - 2(34.5 - 30.9)}{42.0 - 2(34.5 - 30.9)} \times 100 = 78.5\%$$

Cálculo del porcentaje de reducción para el licor verde. Se refiere a la eficiencia del horno de recuperación con respecto a la conversión de sulfato de sodio a sulfuro de sodio:

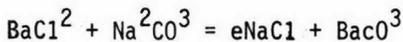
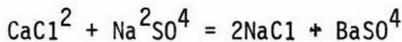
$$\frac{\text{Na}^2\text{S}}{\text{Na}^2\text{S} + \text{Na}^2\text{SO}^4} \times 100 = \% \text{ de reducción}$$

El sulfuro de sodio, se calcula en el licor blanco, según el procedimiento ya descrito.

Procedimiento para obtener el sulfato de sodio:

A una muestra de 20 ml de licor verde filtrado, se agregan ml de ácido clorhídrico concentrado. Se hierve por unos 5 minutos hasta que coagula el azufre libre del sulfuro de sodio. Si la solución no está incolora, es que no se ha agregado suficiente ácido.

A la solución caliente se agregan 10 ml de $BaCl^2$ de 0.516N. Se enfría y se añaden 60 ml de alcohol etílico desnaturalizado. Luego se agregan unas cuantas gotas de indicador de fenolftaleína, y NaOH 0.1N, hasta que la solución tenga apenas un color rosado. Con una gota de HCl-0.1N, la solución se pasa justamente del lado ácido. Se titula con Na^2CO^3 0.5167N al vire de color rosado. Como el carbonato de sodio reacciona con el cloruro de bario que no se ha combinado con el sulfato de sodio, los mililitros de cloruro de bario agregados, menos los mililitros de carbonato de sodio empleados en la titulación, equivalen al sulfato de sodio en la muestra.



→ BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA UN DIGESTOR

1.- Balance de materia:

Base: Una tonelada de pulpa seca a la estufa

Datos:

A.- Características de la materia prima:

Peso volumétrico de la astilla (astilla de pino) = 310 kg/m^3 -

Humedad de la astilla = 40%

B.- Características del digestor:

Capacidad total del digestor = 57.1 m^3

Capacidad de trabajo del digestor = 53.0 m^3

Material fabricación = acero al carbón, con recubrimiento de -
acero inoxidable.

Aislamiento del digestor = asbesto.

C.- Condiciones de digestión:

Alcali activo (sosa más sulfura de sodio, expresados como óxido
de sodio) = 15% de la astilla seca a la estufa.

Sulfidez (porcentaje de Na^2S respecto a $\text{Na OH} + \text{Na}^2\text{S}$, expresa-
dos como Na^2O) = 25%.

Temperatura de digestión = $170 \text{ }^\circ\text{C}$.

Tiempo de impregnación = 2 horas

Tiempo a temperatura máxima = 1 hora

Relación de baño = 3.5:1 (relación de licor a madera)

Eficiencia de digestión = 46%

D.- Características del licor blanco:

Alcali total (AT), $(\text{NaOH} + \text{Na}^2\text{S} + \text{Na}^2\text{CO}^3 + \text{Na}^2\text{SO}^4) = 110 \text{ g/l}$

Alcali activo (AA), $(\text{NaOH} + \text{Na}^2\text{S}) = 100 \text{ g/l}$

Sulfidez = 25%

Peso específico = 1.08

Peso específico (licor negro) = 1.09

CALCULOS

Cantidad de astilla seca a la estufa (m.p.s.e), alimentada por cada tonelada de pulpa seca a la estufa (p.s.e) producida:

$$\text{m.p.s.e} = \frac{\text{p.s.e}}{\text{eficiencia}} = \frac{1000 \text{ kg}}{0.46} = 2173.7 \text{ kg}$$

Cantidad de astilla húmeda alimentada (m.p.h), por cada tonelada de p.s.e producida:

$$\text{m.p.h} = \frac{\text{m.p.s.e}}{(1 - \text{humedad})} = \frac{2173.7}{1 - 0.40} = 3622 \text{ kg}$$

Cantidad de agua alimentada con la astilla, por cada tonelada de p.s.e producida:

Agua = m.p.h - m.p.s.e = 3622 - 1448 kg ó 1448 lts.

m.p.h alimentada por digestión (m.p.h./D)

m.p.h/D = Capacidad de trabajo digestor por peso volumétrico - de la astilla = $53 \text{ m}^3 \times 310 \text{ kg/m}^3 = 16,450 \text{ kg}$.

$$m.p.h/D = 16,450 \text{ kg}$$

Cantidad de p.s.e producida por digestión (p.s.e/D):

$$p.s.e/D = \frac{m.p.h/D}{m.p.h \text{ por ton de p.s.e}} = \frac{16,450}{3622} = 4,541 \text{ kg}$$

Cantidad de pulpa seca al aire (10% de humedad) (p.s.a), producida por digestión:

$$p.s.a/D = \frac{p.s.e/D}{1 - \text{humedad}} = \frac{4541}{1 - 0.10} = 5,045 \text{ kg}$$

Cantidad de astilla seca a la estufa, alimentada por digestión (m.p.s.e/D)

$$m.p.s.e/D = \frac{p.s.e./D}{\text{eficiencia}} = \frac{4,541 \text{ kg}}{0.46} = 9,871.7 \text{ kg}$$

Cantidad de agua alimentada con la astilla por digestión (agua/D)

$$\text{Agua/D} = m.p.h./D - m.p.s.e/D = 16,450 - 9,871.7 = 6,578.3 \text{ kg}$$

$$\text{Agua/D} = 6,578.3 \text{ lts}$$

Cantidad de álcali activo (AA), necesirado por tonelada de p.s.e

$$AA = m.p.s.e \times \% \text{ de AA} = 2173.7 \times 0.15 = 326 \text{ kg}$$

$$= 244.5 \text{ kg de NaOH} + 81.5 \text{ kg de Na}^2\text{S (25\% de sulfidez)}$$

Alcali activo por digestión (AA/D):

$$AA/D = m.p.s.e/D \times 15\% = 9,871 \times 0.15 = 1480.75 \text{ kg}$$

Licor blanco necesitado por tonelada de p.s.e (LB):

$$LB = AA / \text{concentración} = 326 / 0.10 = 3260 \text{ lts}$$

Licor blanco alimentado por digestión (LB/D):

$$LB/D = AA/D / \text{concentración} = 1480.75 \text{ kg} / 0.10 \text{ kg/l} = 14,807.5 \text{ lts.}$$

$$= 14,807.5 \text{ lts} \times 1.08 \text{ kg/l} = 15,992.1 \text{ kg}$$

Licor total alimentado por digestión, considerando la relación de baño de 3.5 ;1 (Lt)

$$Lt = m.p.s.e/D \times 3.5 = 9,871.7 \times 3.5 = 34,550.95 \text{ kg}$$

Cantidad total de agua alimentada por digestión (W/D)

$$W/D = Lt - LB/D - \text{agua/D} = 34,550.95 - 15992.1 - 6,578.3$$

$$= 11,980.55 \text{ kg ó } 11,980 \text{ lts}$$

En lugar de agua se usa alimentar, licor negro, o sea (licor - negro total por digestión Lnt/D) es igual a 11,980.55 lts ó --

$$Lnt/D = 11,980.55 \times 1.09 = 13,058.8 \text{ kg.}$$

2.- Balance de energía

Vapor requerido para calentar el digestor y su contenido:

	Canti- dad. kgs	Calor es- pecífico :Kcal/(kg)(°C)	:de °C	:a °C	:T °C	Kilo ca- :lorias
.....						
Madera, seca a la-						
estufa - - - - -	9871.7	0.33	25	170	145	472,260
Agua con la madera	6578.3	1.00	25	170	145	953,853
Licor blanco	15,992.1	0.91	50	170	120	1455,281
Licor negro	11,980.5	0.91	80	170	90	1090,225
Cuerpo del diges-						
tor - - - - -	12,800.0	0.117	100	170	70	149,760
Aislante del diges						
tor - - - - -	1,200.0	0.20	90	110	20	4,800
Radiación						63,950
Vapor de alivio	850.0	487 Kcal/kg				413,950
CALOR TOTAL REQUERIDO	-----	-----	-----	-----		4,603.129

Requerimiento teórico de vapor (HS^t)

$$HS^t = \frac{\text{calor total por digestión}}{\text{capacidad calorífica vapor}} = \frac{4,603,129 \text{ Kcal}}{487 \text{ Kcal/kg (vapor a } 340^\circ\text{F)}}$$

$$HS^t = 9,452 \text{ kg/digestión}$$

Vapor requerido por tonelada de pulpa seca a la estufa (HS)

$$HS = \frac{HS^t}{\text{p.s.e/D}} = \frac{9452 \text{ kg}}{4541 \text{ kg}} \times 1000 = 2081 \text{ kg/ton. p.s.e}$$

Vapor requerido por tonelada de pulpa seca al aire

$$HS = \frac{HS^t}{\text{p.s.a/D}} = \frac{9,452 \text{ kg}}{5,045 \text{ kg}} \times 1000 \text{ kg/ton.} = 1873 \text{ kg/ton. p.s.a}$$

C A P I T U L O I I I

LAVADO Y DEPURACION

Descripción general del proceso:

La pasta antes de ser lavada, pasa por un sistema de depuración-grueso. Donde se separan objetos metálicos y nudos, así como pedazos --- grandes de madera no desfibrada y algún otro material extraño.

La separación de objetos pesados, se hace por medio de pequeños-tanques, a los cuales se alimenta pasta en forma tangencial a dos tercios del tanque y sale por la parte superior, cayendo por su propio peso los - objetos al fondo del tanque, de donde son sacados periódicamente. También se prevee una trampa magnética, colocada en la línea de flujo, para separar los metales, que no se separaron en los tanques antes mencionados.

Los nudos, pedacitos de madera y astillas grandes, son separados usando un depurador cilíndrico, rotatorio, a presión, y después se mandan a una zaranda vibratoria, para separarlos del licor que llevan y volver-- los a reprocesar.

Una vez efectuada la depuración, el flujo de pasta aceptada se -

pasa a un sistema de lavadores. Generalmente de tres lavadores rotatorios a vacío, a contracorriente, en los cuales se tiene el siguiente flujo de agua y licores:

a.- A las regaderas del tercer lavador se alimenta agua caliente "limpia". En la descarga de este lavador se alimenta "agua de proceso". - El licor negro diluido, drenado en este lavador se pasa a un tanque A (almacén).

b.- Del tanque "A" se manda licor, para la dilución del segundo lavador, y a las regaderas del mismo lavador. El licor negro diluido drenado del segundo lavador, pasa al tanque B (almacén).

c.- Del tanque "B" se bombea licor al baño y regaderas del primer lavador. El drenado de este lavador pasa a un tanque C (almacén). - El licor "C", es lo que se conoce como licor negro diluido y que tiene las siguientes aplicaciones:

- 1.- Para recuperar reactivos y generar calor
- 2.- Para diluir la pasta, antes de pasar al primer lavador
- 3.- Para alimentar a digestores, y dar la relación de baño deseado, junto con el licor blanco.
- 4.- Para alimentar al ciclón, recuperador de arrastré de pasta, durante la descarga de un digestor.
- 5.- Para alimentar a regaderas del separanudos y tanque mezclador

- 6.- Para bajar la consistencia de la pasta en el tanque de descarga de reactores.

Una vez lavada la pasta, se pasa a un segundo sistema de depuración de dos o tres depuradores rotatorios con platinas. Donde son separadas las astillas pequeñas, que una vez libres se vuelven a cocer. Una vez que se tiene la pasta limpia y depurada es refinada para hacer papeles no blancos, o bien es primero blanqueada, refinada y finalmente es pasada a un sistema de limpiadores centrífugos, con lo cual se tiene la fibra lista para formar papel.

LAVADO

Objetivo: lavar y recuperar reactivos

En una buena operación de lavado se tiene:

- 1.- Flujo uniforme de pulpa al sistema de lavado
- 2.- Mantener la consistencia adecuada en los baños de cada lavador, para lograr una buena formación de la torta, sobre el tambor del lavador.
- 3.- Tener las condiciones de vacío adecuado, para facilitar el drenado del licor y lograr el máximo grado de sequedad de la torta a la salida del lavador.
- 4.- Buena distribución del agua de lavado en regaderas, evitando así zonas sin lavar.
- 5.- Temperatura del agua de lavado sea la correcta.

6.- Alimentar el agua de lavado correcta para tener un buen lavado y una mínima dilución del licor negro. La recuperación de álcali en el lavado es alrededor de 98 a 99%, o sea que la cantidad de reactivos perdidos es menos de 20 a 30 libras de sulfato de sodio, por tonelada de pulpa.

7.- Mantener la velocidad de rotación de los lavadores de manera que se dé el tiempo suficiente, con ayuda de todos los factores anteriores, para lograr un desplazamiento efectivo de sólidos, del licor negro residual embebido en la pulpa.

8.- Evitar formación de espuma, la cual dificulta el drenado de licor.

9.- Que los lavadores tengan en buenas condiciones los sistemas mecánicos que definen sus diferentes áreas de lavado en el tambor, especialmente sus ajustes de válvula de zapata.

10.- Evitar incorporar aire al sistema pulpa licor.

Lavadores rotatorios a vacío.

Zonas de un lavador: a) formación de la torta, que corresponde a la parte sumergida del tambor, en el baño de pulpa licor (b) Zona de secado (c) Zona de lavado, (d) Segunda zona de secado y (e) Zona muerta de desprendimiento de torta y única que no está sujeta a vacío.

El filtro rotatorio a vacío, opera, primero diluyendo el flujo total en una cuba (baño), luego espesando el flujo sobre un tambor filtro y finalmente desplazando el líquido original con agua o licor más diluido, regado sobre el filtro. El lavado tiene lugar como resultado de una difusión y un desplazamiento.

las variables más importantes en el sistema de lavado son:

- 1.- Consistencia de alimentación a lavadores
- 2.- Consistencia en el baño
- 3.- Distribución de flujo sobre el filtro
- 4.- Temperatura del agua o licor en regaderas
- 5.- Velocidad del tambor
- 6.- Grosor de la hoja formada de pasta
- 7.- Factor de dilución.

Alrededor de 0.8 a 1.0 galones de agua fresca es usada por cada libra de pulpa y la temperatura del agua de lavado está entre 54 a 65°C (130 a 150 °F), pero se llegan a usar temperaturas tan bajas como 30°C.

Factor de dilución, kilogramos de agua a kilogramos de pulpa seca al aire, para tener el apropiado, se debe de balancear económicamente la dilución obtenida, con respecto a la capacidad de evaporadores, al costo del vapor, al valor del álcali en el licor, al contenido de combustible del mismo y su efecto en operaciones subsecuentes del proceso (fabricación de papel, blanqueo), el valor usual queda en el rango de 2.4 -

2.8 a 3.9 libras de agua por libra de pulpa seca al aire.

En maderas de pino se tienen más problemas de espuma, debido a su alto contenido de resina y ácidos grasos. También una alta temperatura o mucho vacío en los lavadores acrecienta la espuma, la cual puede ser controlada además dosificando anti-espumantes, conocidos comercialmente como nalco, foamicide, etc.

Pulpas bien cocidas se lavan más fácilmente y limpian que pulpas de alto número de permanganato. Las sales perdidas es menos de 10 libras por tonelada de pulpa seca al aire, con un factor de dilución muy bajo.

Pulpas muy cocidas por otro lado, son muy difíciles de lavar. Por otra parte un completo agotamiento del licor de cocción produce un color muy oscuro, el cual es imposible de remover, por esto lo más se mantiene un relativamente alto grado de actividad residual en el licor gastado.

En pulpas alcalinas el licor obtenido después de la cocción más el filtrado de la operación de lavado es conocido como licor negro, el cual contiene prácticamente todo el álcali originalmente alimentado más un medio aproximadamente del peso original de la madea. Parte de este licor negro es cargado a los digestores como un diluyente para el licor blanco. El licor negro recirculado es entre el 20 al 50% del volumen total, el resto se manda a recuperación de reactivos.

Con su sistema de lavado a contracorriente de tres o más lavados

res se tiene:

- 1.- Un sistema cerrado, que evita pérdidas al río y por tanto - evita en parte la contaminación.
- 2.- Poca mano de obra
- 3.- Poco mantenimiento
- 4.- Menor dilución del licor negro
- 5.- Pocas pérdidas de calor
- 6.- Mayor flexibilidad en la rapidez de producción.

DEPURACION

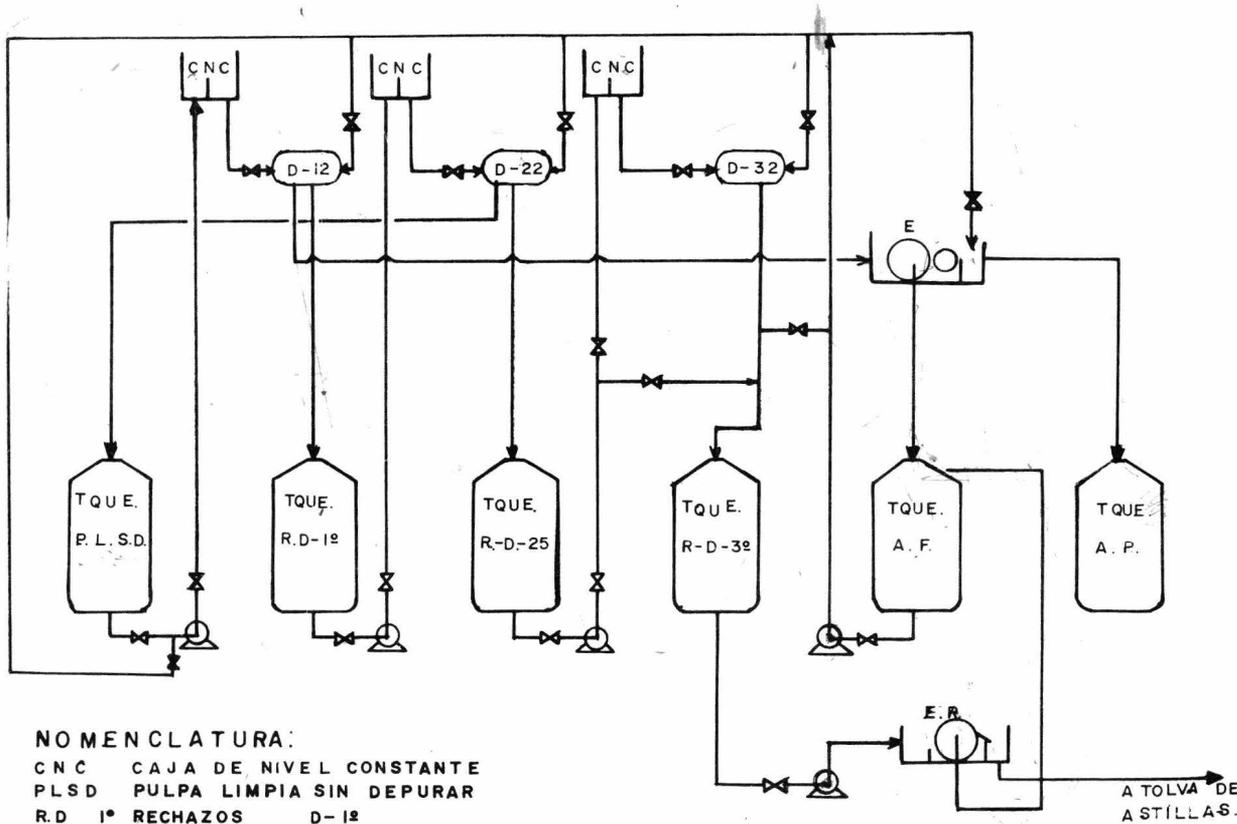
Objetivo: Eliminar nudos, haces de fibra, astilla, materia extraña, suciedad, etc.

Existe la depuración gruesa que se realiza por medio de depuradores giratorios a presión o por medio de zarandas y la depuración fina - que se obtiene por medio de depuradores giratorios o depuradores centrífugos.

Puntos a considerar en la selección de un depurador:

- 1.- Limpieza del producto.
- 2.- Costo del equipo, instalación, mantenimiento y refacciones -
- 3.- Potencia requerida para operarlo
- 4.- Espacio que ocupa
- 5.- Capacidad y eficiencia de la unidad.

53



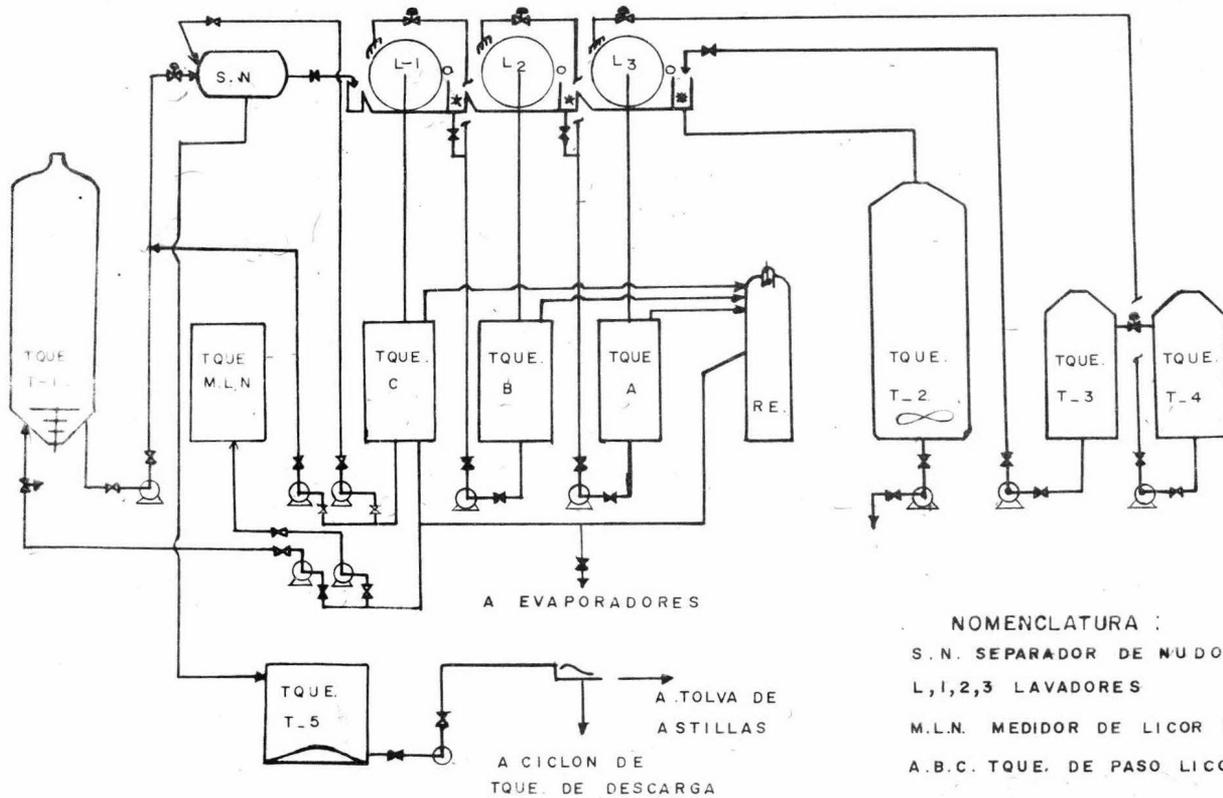
NOMENCLATURA:

- CNC CAJA DE NIVEL CONSTANTE
- PLSD PULPA LIMPIA SIN DEPURAR
- R.D 1º RECHAZOS D-1º
- R.D 2º " D-2º
- R.D 3º " D-3º
- A.F. AGUA DE FABRICACION.
- A.P. ALMACEN DE PASTA
- D-12,22,32 DEPURADORES
- E ESPEADOR
- E.R. " DE RECHAZOS

1974 JAIME CARRILLO BEJAR

DIAGRAMA DE FLUJO
PARA DEPURACION.

54



NOMENCLATURA :

- S.N. SEPARADOR DE NUDOS
- L,1,2,3 LAVADORES
- M.L.N. MEDIDOR DE LICOR NEGRO.
- A.B.C. TQ.E. DE PASO LICOR.
- R.E. ROMPEDOR DE ESPUMA.
- T-1 TQ.E. DE DESCARGA.
- T-2 TQ.E. DE PULPA LIMPIA.
- T-3 TQ.E. AGUA DE PROCESO.
- T-4 TQ.E. AGUA LIMPIA.
- T-5 TQ.E. DE NUDOS.

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LAVADO

Variables de operación de un depurador giratorio:

1.- Consistencia de la pasta a la entrada del depurador. Si se tiene una mayor de la requerida, aumenta el consumo de fuerza y la pulpa depurada sale más sucia, ya que al manejarse más agua hay mayor libertad para las astillas pequeñas de pasar como fibra aceptada. A consistencia más baja de la requerida, aumente la carga del motor y se rechaza pulpa de buena calidad al no tener la libertad suficiente. Si no hay uniformidad en la consistencia de alimentación no la habrá tampoco en el producto.

2.- Uniformidad en la consistencia que da uniformidad en la limpieza del producto.

3.- Presión del agua en regaderas, la suficiente para mantener una consistencia adecuada dentro del depurador, de lo contrario la pasta se espesaría rápidamente a partir de la primera zona de depuración que se localiza a la entrada de pasta, bajando con ello la capacidad de depuración, rechazando pulpa buena e inclusive presentarse acumulaciones interiores. La función de las regaderas es también mantener limpias las platinas, pues la depuración se efectúa no sólo a través de ellas, sino también a través de una malla de fibras que se forma en las platinas todo ello lo grado manteniendo una consistencia adecuada.

4.- Tipo de fibra que se maneja, con una fibra o pulpa muy cocida se tienen más problemas de depuración, debido a que las fibras pequeñas tapan las platinas.

5.- Cantidad y tipo de espuma, para combatir la espuma lo primero por hacer es tratar de tener un buen lavado, en caso de que esto no sea suficientemente bueno y después de hacer los ajustes pertinentes de consistencia a fin de evitar pastas aguadas que propician la espuma, dosificar la cantidad adecuada ni exceso, ni defecto de antiespumante para obtener el control necesario.

6.- Flujo óptimo de pasta, con lo cual se aprovecha la capacidad del depurador, sin rechazar pulpa buena o llegar a inhumdar (atascar) el depurador por falta de capacidad.

7.- Limpieza de las platinas, sus perforaciones, sin lo cual baja su capacidad.

8.- Proporción de astilla y haces de fibra en la pulpa, o sea haber realizado una buena digestión.

9.- Consistencia de la pasta dentro del depurador, según características de diseño.

10.- Nivel de la alimentación de pasta al depurador, sobre el centro de la flecha del mismo. Según datos de diseño, para tener una uniformidad en la alimentación y por lo tanto en la operación de dicho equipo.

Todas estas variables antes enumeradas afectan la operación del depurador en:

1.- Capacidad

- 2.- Limpieza de la pulpa aceptada
- 3.- Consumo de energía eléctrica
- 4.- Pérdidas de pulpa buena en el rechazo

ESPESADO

Una vez lavada y depurada la pulpa, se le da un espesado tal que nos permita después dar la consistencia adecuada para el sistema de refinación y blanqueo, al mismo tiempo que nos permita ahorrar capacidad en los tanques de almacenamiento de pasta.

VARIABLES IMPORTANTES EN LA OPERACIÓN DE ESPESADO:

1.- Diferencia de nivel entre la pasta del baño del espesador y el agua existente dentro del mismo, a una mayor diferencia entre estos niveles es mayor la capacidad del espesador y viceversa.

2.- Consistencia de la pasta alimentada al espesador, una consistencia de entrada muy baja disminuye la capacidad de espesador por tener que manejar una mayor cantidad de agua.

3.- Cantidad de espuma en la pasta alimentada, a una mayor cantidad de espuma se disminuye la capacidad de espesado, ya que se dificulta el drenado normal del agua a través de la tela del espesador.

4.- Nivel de descarga de la pasta espesada, a mayor altura de descarga de pasta, mejora la consistencia de la misma al dar mayor tiempo

de espesado y mayor facilidad para el drenado del agua al aumentar dicho nivel de descarga.

5.- Limpieza de la malla del bombo, mientras más limpia esté la tela, habrá mayor facilidad de drenado y por lo tanto mejor espesado, una tela muy sucia baja la capacidad del espesador.

Constantes características del equipo para espesado:

- 1.- Diámetro y largo del espesador
- 2.- Número de malla del bombo
- 3.- Velocidad de rotación del bombo.

REFINACION

El fin de este proceso es darle a la pulpa el desfibramiento y longitud de fibra deseado, según el tipo de papel a fabricar. Para lo cual se tienen las siguientes variables a controlar:

- 1.- Tipo de refinador, que una vez seleccionado y comprado deja de ser una variable.
- 2.- Flujo, a mayor flujo de pasta disminuye la acción sobre las fibras, mayor freeness.
- 3.- Consistencia, a mayor consistencia, aumenta la acción sobre la pasta, por lo tanto se tiene menor freeness.
- 4.- Carga del motor, a mayor carga, están más cerca los discos -

del refinador, por lo cual se aumenta la acción de corte y desfibramiento de la pasta, dando con ello menor freeness.

C A P I T U L O I V

EVAPORADORES

El proceso de recuperación de reactivos se inicia con: La eliminación de agua del licor negro, obtenido del lavado de la pulpa, este licor lleva consigo alrededor del 98% del álcali cargado al digestor, mientras que el otro 2% se pierde en la pulpa y en el agua que se desecha.

La función de los evaporadores es concentrar el licor negro diluido (15 a 18% de sólidos), hasta una densidad en que rociado dentro del horno (55 a 63% de sólidos), inicie la ignición y continúe quemándose debido a la materia orgánica que contiene. Usualmente se usan evaporadores de tubos largos verticales, tipo película con seis o más efectos y con alimentación a contracorriente. Debido a la alta viscosidad en el primer efecto, es habitual dividir este en dos cuerpos con flujo de vapor en paralelo. Este proceder incrementa la rapidez del licor, lo cual compensa el efecto perjudicial de la alta viscosidad sobre la rapidez de transferencia de calor.

Por cada libra de vapor condensado en la primera unidad, aproximadamente 0.8 libras de agua es evaporada por unidad, o efecto en la serie.

Hay otro tipo de evaporadores, usados como complemento de los anteriores en algunas fábricas, son los evaporadores de contacto directo - gas-licor (evaporadores de cascada). La función de este tipo de evaporadores es recobrar el calor de los gases de combustión y limpiar estos gases o recobrar de ellos partículas químicas (reactivo) sublimadas, tales como sulfato y carbonato de sodio, a la vez que se logra concentrar el licor de 50 a 63% de sólidos.

Un evaporador de tubos largos tipo película, consiste esencialmente de los siguiente:

- 1.- Una sección de calentamiento, llamada calandria, formada por un haz de tubos que en este caso y por tratarse de un líquido espumoso, son verticales y largos. Por fuera de estos tubos circula vapor, con lo cual se efectua el calentamiento y evaporación del licor, que circula por dentro de los tubos.

- 2.- Una alimentación de vapor a la calandria.

- 3.- Una salida de condensado

- 4.- Un espacio vapor, donde se localiza el agua en forma de vapor, agua que ha sido evaporada del licor.

- 5.- Una salida de gases no condensables

6.- Una alimentación de licor diluido

7.- Una salida de licor concentrado.

Los cuerpos se empiezan a numerar en el sentido del flujo de vapor, o sea que el primero de los cuerpos está alimentado con vapor vivo - y los subsecuentes con el vapor proveniente del efecto anterior, el primer efecto trabaja a presión, la cual va disminuyendo hasta un vacío de 17 a 22 pulgadas de mercurio. El vacío se obtiene con: una bomba de succión o bien con un eyector en el condensador.

El licor negro contiene: Compuestos orgánicos de azufre, Na_2S , - Na_2CO_3 , Na_2SO_4 , NaOH , SiO_2 , CaO , Fe_2O_3 , Al_2O_3 , K_2O , NaCl y mercaptanos, - compuesto este último, que le da un olor muy característico desagradable.

PROPIEDADES FISICAS DEL LICOR NEGRO:

Es espumoso a bajas concentraciones, la cual se incrementa con el contenido de resina de la madera procesada; es muy viscoso a alta concentración, propiedad que cambia rápidamente con el cambio de temperatura, en una relación directa. Tiene un intenso color negro, variando a rojiso-café en solución y tendiendo a oscuro amarillo a muy baja concentración. A alta concentración, la viscosidad se incrementa en proporción directa - a la cantidad de materia orgánica en los sólidos totales; la gravedad específica depende de la relación de materia orgánica a inorgánica, incrementándose con el aumento de esta última, La concentración de sólidos totales, en promedio, en por ciento en peso, es de alrededor de 1.5 veces - la lectura en grados Baumé a 60 °F.

COEFICIENTE DE PELICULA DE VAPOR Y DE LICOR:

El coeficiente de película de vapor en la evaporación de licor negro, es usualmente entre 1500 y 3000 Btu/ft² (° F) (hr), mientras que el coeficiente de película de licor es de 100 a 400 Btu/ft² (° F) (hr). La rapidez de conducción de calor a través de los tubos metálicos es mucho mayor que cualquiera de uno de estos factores y por lo tanto tendrá un efecto mucho más pequeño sobre la transferencia de calor. El factor más importante en el diseño y operación de evaporadores es el coeficiente de película de licor de transferencia de calor.

El coeficiente de película de licor es controlado por el grosor de la película estancada de licor sobre la superficie del metal, lo cual, es determinado por:

- 1.- La viscosidad del licor a la temperatura y concentración encontrada.

- 2.- La turbulencia o velocidad del licor en la pared del tubo.- A mayor concentración y más baja temperatura del licor, mayor será su viscosidad y menor será la rapidez de transferencia de calor en el evaporador, similarmente a menor velocidad de recirculación, menor será la rapidez de transferencia de calor. Los dos factores más importantes en la evaporación de licor negro.

Otros factores afectando la transferencia de calor son: La incrustación, debido a su baja conductividad de este material y la ΔT , entre el licor y el vapor.

Este coeficiente puede ser determinado por el número de: Nussetl, Reynolds y Prandtl, usando la constante de 0.0225.

$$hD/h = \alpha (Dv\rho/\mu)^{0.8} (c\mu/k)^{0.4}$$

h = Coeficiente, Btu/ft² (°F) (hr)

D = diámetro, pies

k = conductividad térmica, Btu/(hr) (ft²) (°F/ft)

v = velocidad, ft/hr

μ = viscosidad, lb/hr ft

c = calor específico, Btu/lb °F

o bien:

$$U = 490 D^{0.57} v^{3.6/l} / \mu^{0.25} \Delta T^{0.1}$$

ΔT = entre el líquido y el vapor °F

D = diámetro medio de tubo, en pulgadas

v = velocidad de entrada en ft/seg.

l = longitud de tubo en ft

μ = viscosidad del líquido lb/hr ft.

CONCLUSIONES GENERALES:

Para obtener la rapidez deseada de transferencia de calor en un evaporador, el agua de condensación será removida de la calandria para -- mantener una delgada película de vapor sobre los tubos, los gases no condensables serán también adecuadamente removidos o formarán una película -

gaseosa sobre la película de condensado y producirán una resistencia adicional de flujo de calor.

La superficie tanto interior como exterior de los tubos se conservará limpia, para mantener el flujo de calor por conducción a través de estos. Del lado de los tubos, del licor, la viscosidad y rapidez de recirculación serán controlados para promover una satisfactoria transferencia de calor. Siendo todos ellos los puntos más importantes en el diseño y operación de los evaporadores.

EFFECTO DE LA ΔT , EN LA EVAPORACION:

La capacidad de un evaporador es directamente proporcional a la diferencia de temperatura entre el vapor y el líquido en cada efecto, en evaporadores de multiple efecto la diferencia de temperatura es dividida entre el número de efectos. En cada efecto la elevación del punto de ebullición (BPR) es reducida de la delta T aparente, así la delta T real de trabajo es dada para cada efecto.

EFFECTO DE LA SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO (A):

En evaporadores de multiple efecto, las superficies de calentamiento son hechas iguales y son diseñadas sobre la base de la experiencia. Si una capacidad adicional es requerida, sin cambiar la presión de vapor o condiciones de vacío, puede ser obtenido incrementando el área.

EFEECTO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR (U):

Este está sujeto a muchas variables, pero para un conjunto de -- evaporadores y condiciones de trabajo de una fábrica en particular, la U está definida dentro de límites razonables. Sin embargo, la capacidad de un evaporador se reduce si los tubos están sucios o incrustados, debido a que los materiales incrustantes tienen una baja conductividad térmica -- y por lo tanto son buenos aislantes.

INCRUSTACIONES DE LICOR NEGRO EN EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO:

Incrustación es una precipitación, del lado del licor en los tubos, de sustancia del licor negro. Debida a algunas sustancias cuya solubilidad decrece con el cambio en algunas condiciones del licor negro, -- usualmente un incremento de temperatura, un incremento en la concentra--- ción o un cambio en el p^H , debido a la vaporización de algunos componen-- tes del licor.

El efecto de la incrustación o el ensuciamiento es que produce -- una resistencia adicional a la transferencia de calor, para condensar va-- por de agua o hervir el licor negro. Si la diferencia de temperatura a -- través de la superficie de transferencia de calor es mantenida constante, la cantidad de calor decrece y con ello la capacidad del evaporador. Si -- la diferencia de temperatura es incrementada para mantener una rápidez -- de transferencia de calor, el requerimiento de vapor es incrementado. Es-- to es debido al bajo calor latente del vapor a alta presión, incrementan-- do el calor sensible de la carga, y mayor temperatura de descarga de am--

bos condensados y licor negro concentrado.

La cantidad de incrustación necesaria para causar una marcada reducción en la rapidez de transferencia de calor es sorpresivamente pequeña, no unicamente debida a que tales materiales tienen una baja conducti-
vidad sino también reducen el licor o coeficiente de película de condensado, debido a su superficie rugosa. Una pequeña película rugosa sobre un -
tubo de hierro puede bajar la rapidez de transferencia de calor más de -
20% según Bergstron.

Los materiales incrustantes en evaporadores de licor negro, pue-
den ser : Sulfatos, carbonatos, silicatos, jabones, carbón orgánico y pul-
pa.

INCRUSTACION DE Na_2SO_4 :

Está normalmente aparecerá en los efectos de alta densidad de -
un sistema de evaporadores de licor negro, cuando la concentración de sul-
fato de sodio es alta. Esto ocurre cuando la eficiencia de reducción de -
la caldera de recuperación es baja o cuando la pérdida de reactivos en la
fábrica es alto, lo que crea que se agregue mucho reactivo para compen--
sar dichas pérdidas.

El sulfato de sodio arriba de una temperatura de 93.5 °F, tiene-
una curva de solubilidad invertida, esto es, es menos soluble a altas tem-
peraturas.

El sulfato de sodio puede ser removido fácilmente hirviendo los-

cuerpos con agua durante pocas horas, y puede ser evitado manteniendo una alta eficiencia de reducción en el horno y adicionandolo para compensar - pérdidas de reactivo, después de la evaporación del licor negro.

INCRUSTACION DE CaCO_3 :

Al igual que el sulfato de sodio tiene una curva de solubilidad-invertida, y por ello ocurre bajo las mismas condiciones de alta temperatura y alta concentración.

El origen de esta incrustación son carbonatos de sodio no caustificado y iones calcio, una de dos de licor blanco mal clarificado o de la madera.

Para remover esta incrustación se hierven los cuerpos con solución ácida inhibiente, tal como ácido clorhídrico o fosfórico. Muchos evaporadores tienen tubos de acero inoxidable, para evitar que los ataque el ácido. Para evitar el carbonato de calcio incrustado en los tubos es preferible obtener una alta eficiencia de clarificación, el principal origen de esta sustancia.

INCRUSTACION DE SILICATO:

La incrustación de silicato es dura, vidriosa, transparente, consiste de varios silicatos de sodio y aluminio. Bergstron atribuye la formación de incrustaciones de silicato a la presencia de excesiva alumina - en el sistema, proveniente de los refractarios de la caldera de recuperación.

El silicato incrustante frecuentemente ocluye partículas de otros incrustantes. Una solución de ácido clorhídrico o fosfórico, como ya se mencionó, se usa para hervir los cuerpos y disolver el carbonato presente, si una cantidad apreciable de carbonato es disuelta por este tratamiento, con ello puede ser posible quitar mecánicamente la incrustación de silicato, sin un tratamiento químico adicional.

Una solución al 15% de sulfato ácido de sodio (proporción molecular de ácido sulfurico y sulfato de sodio), recirculada a través de los tubos por 10 - 24 horas a 160 °F, deshidratará la incrustación de silicato, volviendola blanda y suelta y fácilmente removible por medios mecánicos. Lanceando con aire o un alambre con cepillo de acero pueden ser usados.

El método preferido de fractura de la incrustación vidriosa de silicato son los choques térmicos, o sea calentar los tubos con vapor y después llenarlos rápidamente con agua fría, drenar el agua. Sin embargo, puede ser que los tubos no aguanten la expansión.

Esta incrustación se ha eliminado, usando en lugar de los refractarios de alumina, refractarios del mineral cromo.

INCRUSTACION DE JABON:

La sosa y los compuestos resinosos de la madera se combinan para formar jabón. Este jabón, de no ser removido, puede ensuciar el interior de los tubos de los primeros efectos, con una delgada cubierta gomosa que

puede rápidamente afectar la capacidad de transferencia de calor del evaporador. Si esto ocurre puede ser rápidamente removible fácilmente hirviendo con agua.

Para evitar la formación de esta incrustación, se instala un sistema de remoción de natas de jabón, localizado en un punto donde la concentración total de sólidos del licor negro sea de 25 a 28%. Con estas natas se puede obtener tall-oil, o bien ser usadas como combustible.

INCRUSTACION DE CARBON:

Bajo condiciones sostenidas de alta temperatura, alta concentración del licor negro y presencia de sosa caústica, una lenta polimerización del material orgánico en el licor negro puede ocurrir. La presencia de carbón polimerizado es una cubierta negra de hule en el interior de los tubos. Incrustación removida o evitada soplando periodicamente vapor a través de los tubos. O bien hervir los cuerpos con un álcali débil.

INCRUSTACION CON FIBRA E INCRUSTACION COMBINADA:

La fibra, por si sola, no puede ensuciar los tubos del evaporador, pero si cualquiera de las incrustaciones anteriores está presente, la fibra puede construir sobre ella y puede ensuciar el tubo a una extremadamente alta rapidez. Para prevenirla se pasa el licor a través de una malla 70 antes de entrar al evaporador, o se obtiene del sistema de recuperación en una forma tal que no lleve fibra.

En general una combinación de incrustantes, puede ser más fácil-

mente removida que una incrustación pura. Para lo cual, primero se disuelven las que son solubles, y las más difíciles se quitan con flujos fuertes de agua o por medios mecánicos.

INCRUSTACION DE SULFURO:

Esta se presenta del lado del vapor, por fuera de los tubos, en los últimos efectos. El sulfuro no sólo actúa como una resistencia al flujo de calor, sino que también, se combina químicamente con el acero de los tubos del evaporador. El licor negro no oxidado contiene sulfuro de sodio e hidrosulfuro de sodio, debido a estos compuestos se tiene una presión de vapor de sulfuro de hidrógeno. Apreciable cantidad de este gas es liberado con vapor de agua durante la evaporación. El vapor de agua y el sulfuro de hidrógeno pasan a los sucesivos efectos donde el vapor de agua es condensado, dejando libre el sulfuro de hidrógeno junto con otros gases no condensables. Si los tubos de estos efectos son de acero, el sulfuro de hidrógeno se combinará con los tubos para formar la incrustación de sulfuro de fierro.

Esta incrustación puede ser removida recirculando licor o solución caústica del lado del vapor por 24 a 30 horas a 160 °F. Después de la remoción caústica, el elemento caliente será raspado repentinamente para desprender y remover la incrustación.

Para evitar esta incrustación deben de ser los tubos de un material inerte al sulfuro de hidrógeno, tal como plateado exterior de cromo, el cual resulta muy caro, o de acero inoxidable. Otra solución es sa-

car el sulfuro de hidrógeno y gases no condensables a la atmosfera o hacia el condensador.

REQUERIMIENTOS DEL CONDENSADOR:

El vacio en los últimos efectos del sistema de evaporadores es usualmente limitado por la temperatura del agua disponible y la cantidad de agua que se use en este proceso. El vacio obtenido es usualmente entre 24 a 27 pulgadas de mercurio. Normalmente no es económico operar a un vacio tan bajo de 24 pulgadas de mercurio debido a su efecto sobre la capacidad. Arriba de 27 pulgadas de mercurio, la delta de temperatura en el evaporador se incrementa muy rapidamente, pero la capacidad del evaporador no se incrementa sustancialmente debido a la baja temperatura del licor. La cantidad de agua requerida para el condensador se incrementa a un alto vacio.

Condensadores estandard barométricos a contracorriente:

El vapor entra a la embolvente del condensador en la zona inferior a través de una entrada lateral, y el agua fluye hacia abajo del condensador sobre una serie de baffles acomodados de tal forma que aseguren un íntimo contacto entre el agua y el vapor. El agua sale por el fondo y los gases no condensables fríos son sacados del condensador por medio de un eyector de vapor o de aire.

Los condensadores barométricos son instalados a una elevación de aproximadamente 34 pies de la salida de agua del condensador, para evitar

que se regrese esta a los evaporadores por el vacío existente.

La cantidad de agua requerida para un condensador barométrico -- puede ser calculada por:

$$\text{Gpm} = \frac{Q}{500 (T_s - t_w - t_a)}$$

T_s = temperatura del vapor saturado, °F

t_w = temperatura del agua

t_a = grados de aproximación a T_s , °F

En condensadores barométricos a contracorriente se usa una temperatura t_a de 5 °F, usando un multieyector se usa una t_a de 15 °F.

FORMAS DE DETECTAR ALGUNAS FALLAS EN EVAPORADORES:

- 1.- Checar manómetros y vacuómetros, purgarlos
- 2.- Tomar lecturas y comparar
- 3.- Hacer un chequeo, comparando con las lecturas que deben ser iguales y que son las siguientes:
 - a.- Calandrias de los efectos 1A y 1B
 - b.- Espacio vapor efecto 1A, con la calandria del 111 efecto y - espacio vapor del 11 efecto.
 - c.- Espacio vapor efecto 1B con calandria del 11 efecto.

d.- Espacio vapor 111 efecto, con calandria del IV efecto

e.- Espacio vapor del IV efecto con calandria del V efecto

4.- Obtener la diferencia de temperatura teórica y real:

a.- Si la diferencia de temperatura real es menor que la teórica indicará que hay fuga del lado del vapor al líquido.

b.- Si la diferencia de temperatura real es mayor que la teórica indica que hay incrustación, la cual también se detecta por una alta presión en la calandria, la cual baja una vez que se lave el cuerpo en que se presente.

5.- Si baja la concentración del licor negro y baja la presión en la calandria y sube la del espacio vapor, indica que hay tubos rotos.

6.- Una presión alta, poco vacío, en los últimos efectos, indica una falla en el sistema de vacío, condensador.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EVAPORADORES:

Base de cálculo:

Producción de 100 toneladas por día, de pulpa seca al aire, (una tonelada = 2000 libras), (10% de humedad).

100 ton. = 90,900 kilogramos.

Datos:

Licor negro diluido 16% de sólidos, 10.6 °B

Licor negro concentrado 60% de sólidos, 33.6 °B

Vapor disponible 30 psig

Presión atmosférica 10.8 psia

Temperatura del licor negro alimentado 60 °C

Se producen 3000 libras de sólidos por tonelada de pulpa seca -
al aire, 10% de humedad.

Cálculos:

Sólidos totales manejados por hora (S_{th})

$$S_{th} = \frac{\text{sólidos/ton. (lbs)} \times \text{producción/día}}{24 \text{ horas / día}} = \frac{3000 \times 100}{24}$$

$$S_{th} = 12,600 \text{ libras/hora} = 5720 \text{ kgs/hora}$$

Licor negro diluido alimentado por hora (LN_{ah})

$$LN_{ah} = \frac{S_{th}}{\text{concentración de sólidos en el licor negro diluido}}$$

$$LN_{ah} = \frac{12,600}{0.16} = 78,300 \text{ lbs/hr} = 35,590 \text{ kgs/hr.}$$

Licor negro a la descarga por hora (LN_{dh})

$$LN_{dh} = \frac{S_{th}}{\text{concentración de sólidos en el licor negro concentrado}}$$

$$LN_{dh} = \frac{12,600}{0.60} = 21,100 \text{ lbs} = 9590 \text{ kgs.}$$

Agua evaporada por hora (Aeh)

$$Aeh = LNah - LNdh = 78,300 - 21,100 = 57,200 \text{ lbs} = 26,000 \text{ kgs}$$

RESUMEN SOBRE EVAPORADORES

PARTIDA	EFECTOS								
	1A		1B		11	111	IV	V	1B a V
P STM	37 PSIA	37 PSIA			20	12	7.4	4.5	
T STM	264 °F	264			227	202	180	157	
Δ T	42 °F	23			17	17	19	22	98
T líquido	222 °F	241			210	185	161	135	
BPR	20 °F	14			8	5	4	4	
T vapor	202 °F	227			202	180	157	131	
P vapor	5.5" Hg	5 #			6"	15"	21"	26"	
τ Btu/lb	976	962			976	990	1003	1020	
% sólidos	60	46			38	30	22	24	

donde:

BPR = aumento del punto de ebullición

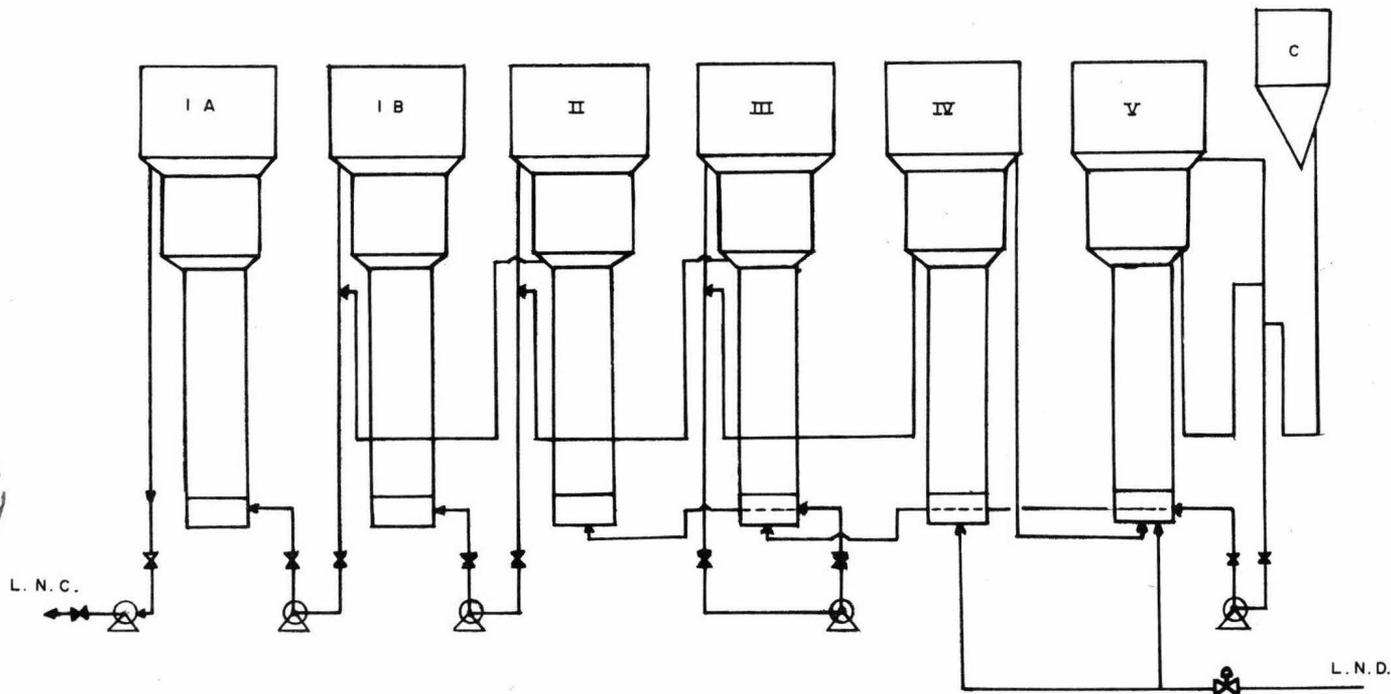
STM = vapor vivo

P = presión

T = temperatura

τ = calor latente

tb



EVAPORADORES

NOMENCLATURA :

L. N. D. LICOR NEGRO DILUIDO

L. N. C. LICOR NEGRO CONCENTRADO .

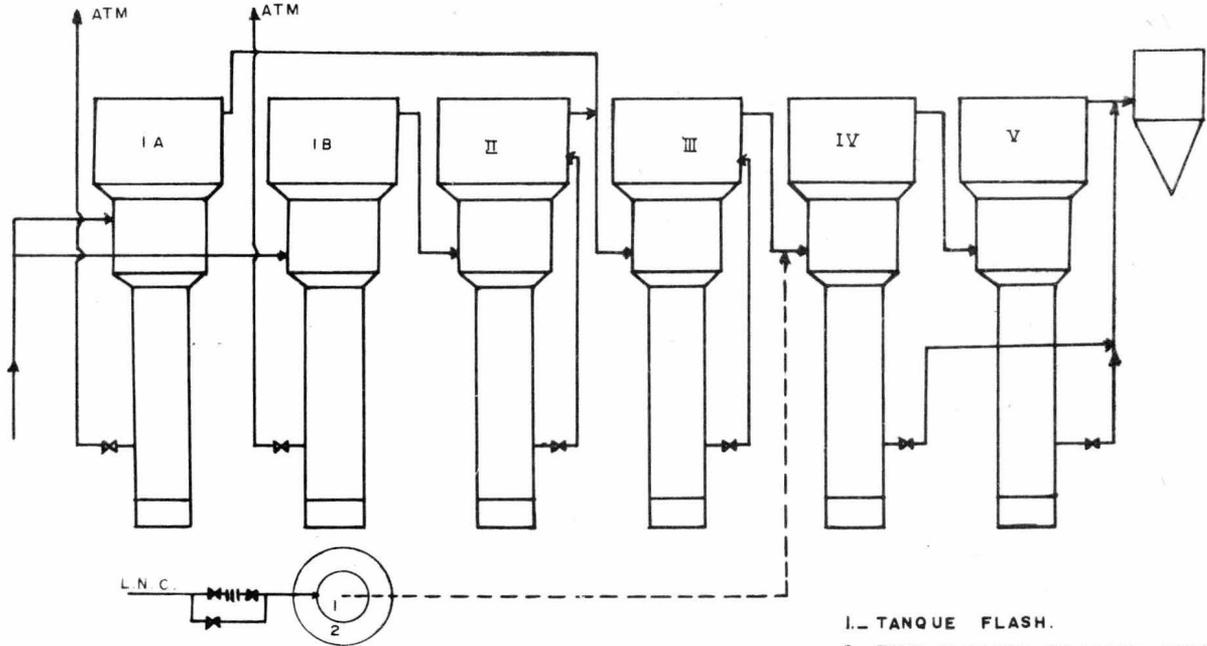
1974

DIAGRAMA DE FLUJO :

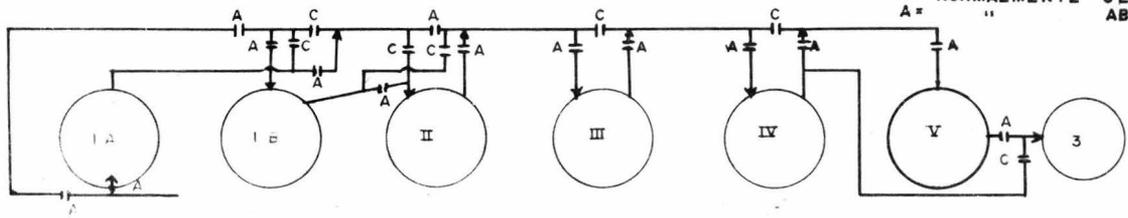
SISTEMA LICOR NEGRO Y

LICORES DE ARRASTRE .

8/4



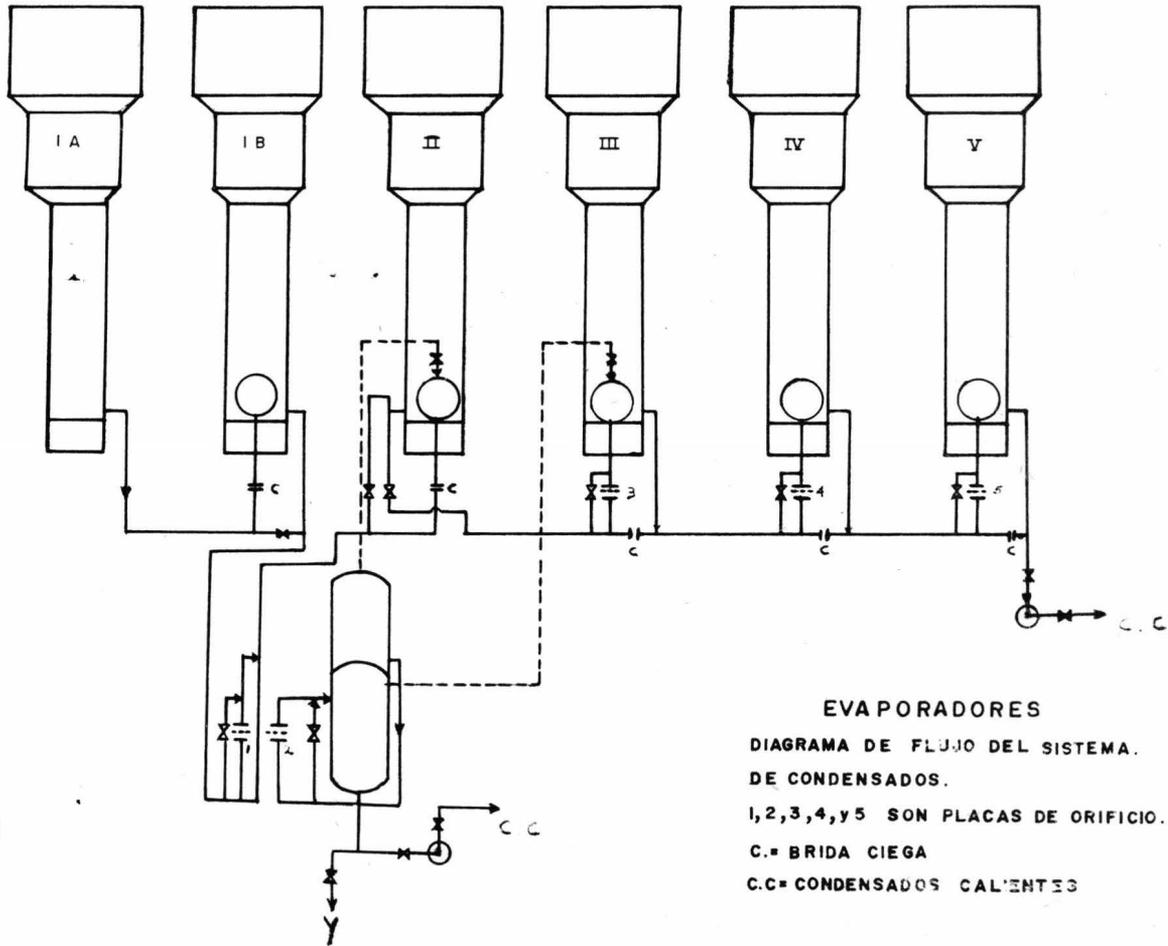
- 1.- TANQUE FLASH.
- 2.- TQUE. ALMACEN DE LICOR NEGRO CONCENTRADO.
- C = NORMALMENTE CERRADO.
- A = " " " ABIERTO.



EVAPORADORES

DIAGRAMA DE FLUJO: SISTEMA DE VAPOR DE CALENTAMIENTO, GASES CONDENSABLES Y VAPOR RECUPERADO POR FLASHEO DE LICOR NEGRO CONCENTRADO.

68



EVAPORADORES

DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA.
DE CONDENSADOS.

1,2,3,4,y 5 SON PLACAS DE ORIFICIO.

C.= BRIDA CIEGA

C.C.= CONDENSADOS CALIENTES



BALANCE DE CALOR:

EVAPORADO

	BTU/hr	KecP/hr	lb/hr	kg/hr
STM A IA = flujo lb/hr x λ BTU/lb x factor radiación				
= 7500 x 936 x 0.97	6,810.000	1,716.120		
Calor con el líquido = $\frac{\text{flujo lb/hr} \times \% \text{ conc. de salida}}{\% \text{ conc. de entrada}} = \Delta T \times C_p$				
= (21100 x 0.60)/0.46 (241 - 222) x 0.76	<u>398.000</u>	<u>100.296</u>		
Evaporado en IA = calor total / λ	7,208.000 /976	1,816.416/534.4	7,400	3,363
STM A IB = 700 x 936 x 0.97	7,180.000	1,809.360		
Calor con el líquido = 33300 (210 -241) 0.82	- <u>848.000</u>	<u>213.696</u>		
EVAPORADO EN IB = Calor total/ λ	6,332.000/962	1595.664/534.4	6,580	2,990
Condensado Flasheado = vapor total x $\Delta T/\lambda$				
= 15400 x (264 - 227)/962	570.000		592	269
Calor al II = 1 + 2 + 3				
(1) Calor con vapor de IB + (2) Calor con vapor Flash	6,902.000	1,739.304		
(3) Calor con alimentación = 42 300 (185 - 210) 0.85	- 898.000	226.000		
EVAPORADO EN II = Calor total A II/ λ	6,004.000/976	1,513.008/542	6,180	2,809
Calor alimentado de IA	7,208.000	1,816.416		

	BTU/hr	Kcal/hr	lb/hr	kg/hr
Condensado Flasheado = (15400 - 592) (227 - 202)	370,000/976	92.240/542	378	171
Enfriamiento vapor = (7500 - 378) (227 - 202)	<u>179,000</u>	<u>45,108</u>		
Calor a III	13,861.000	3,429.972		
Calor con la alimentación = 55000 (161 - 185) 0.88	<u>-1,321.000</u>	<u>- 332.892</u>		
EVAPORADO EN III	12,540.000	3,097.080/550	12,650	5,750
Condensados acumulados en los tres primeros cuerpos.				
Condensado Flasheado = 21 366 (202 - 180)	<u>468.000</u>	<u>117.936</u>		
CALOR A IV	13,008.000	3,278.016		
Calor con la alimentación = 39 150 (140 - 161) 0.91	<u>- 820.000</u>	<u>- 206.640</u>		
EVAPORADO EN IV	12,188.000/1003	3,071.376/557	12,180	5,536
Condensado Flasheado = (21366 + 12650) (180 - 157)	<u>781.000</u>	<u>196.812</u>		
CALOR A V	12,969.000	3,268.188		
Calor con la alimentación = 39 150 (140 - 135) 0.91	178.000	44.856		
Evaporado en V = Calor total/ λ	13,147.000/1020	3,313,044/566	12,850	5,840

$$\text{TOTAL EVAPORADO} = 57,840 \text{ lb/hr} = 26,290 \text{ kg/hr}$$

$$\text{ECONOMIA} = \frac{\text{TOTAL EVAPORADO}}{\text{VAPOR ALIMENTADO}} = \frac{57\ 840}{15\ 400} = 3.75$$

$$\begin{aligned} \text{VAPOR REQUERIDO} &= \frac{\text{TOTAL EVAPORADO}}{\text{ECONOMIA}} = \frac{57\ 200}{3.75} = 15.300 \text{ lb/hr} \quad \text{C } 37 \text{ psia} \\ &= 6\ 950 \text{ kg/hr C } 37 \text{ psia} \end{aligned}$$

REQUERIMIENTO DE AGUA PARA UN CONDENSADOR, CON UN EYECTOR MULTIPLE

$$\begin{aligned} \text{GPM} &= \frac{Q}{500 (T_s - t_a - t_w)} = \frac{13\ 147\ 000}{500 (131-15-80)} = 730 \quad \text{C } 27^\circ\text{C} \\ &= 2742 \text{ l/min. C } 27^\circ\text{C} \end{aligned}$$

C A P I T U L O - V

CALDERA (RECUPERACION DE REACTIVOS)

Generalidades sobre el proceso Kraft:

La astilla de madera es cocida en un digestor, con licor de cocción (licor blanco), formado por: hidróxido de sodio más sulfuro de sodio principalmente, y por medio de esta acción se separa la lignina de la celulosa, principales componentes de la madera.

El licor residual (licor negro diluído), contiene todos los -- reactivos recuperables, para iniciar de nuevo el proceso de cocción, además de que proporciona energía calorífica, al quemarlo, una vez que ha sido concentrado.

La composición del licor negro varia considerablemente de una fábrica a otra, dependiendo del licor blanco usado y método de cocción llevado. La mayor parte del álcali está presente en el licor negro como carbonato de sodio (Na_2CO_3), o como compuestos orgánicos de sodio con propiedades muy similares al carbonato de sodio.

Análisis repartado, usando pino del suroeste de U.S.A

Consistencia	8.03
Sólidos en el licor	22.90
Grados Baumé a 60 °F, °Bé	16.60
p ^H del licor	11.60
Na ₂ S como Na ₂ O, g/litro	3.87
NaOH como Na ₂ O, g/litro	5.26
Na ₂ CO ₃ como Na ₂ O, g/l	32.66
Na ₂ SO ₄ como Na ₂ O, g/l	0.88
NaCl, g/l	0.17
Na ₂ SO ₃ como Na ₂ O, g/l	0.00
Na ₂ S ₂ O ₃ como Na ₂ O, g/l	5.42
Alcali total titulable, g/l	41.79
Alcali activo, g/l	9.13
Sodio total, espectro, g/l	68.73
Sulfuro total, oxidación HC10 ₄ , g/l	11.42

Por cada 2000 libras de pulpa obtenida, el licor negro correspondiente contiene aproximadamente 3000 libras de sólidos, de los cuales -- 1300 libras son de reactivos recuperables.

El licor negro tiene un poder calorífico de aproximadamente -- 6500 Btu/libra (base seca), valor que variará de planta a planta dependiendo del tipo de madera usado y de las condiciones del proceso.

La combustión del licor negro concentrado, en un horno apropiado tiene las siguientes finalidades: Quemar la materia orgánica que contiene, reducción de las sales conteniendo azufre a sulfuro de sodio y utilizar el calor producido en la generación de vapor.

La unidad de recuperación consiste, a grandes rasgos, de un horno (hogar), sección de generación de vapor y equipo auxiliar para recuperación de calor. Antes de quemar el licor negro diluido (procedente de los lavadores de pulpa), es concentrado a 50-70% de sólidos, y las pérdidas de reactivos se compensan agregando sulfato de sodio al licor negro concentrado, antes de que este sea esprayado dentro del hogar, para ser quemado. Durante este proceso el carbonato de sodio no sufre cambio, en cambio el sulfato de sodio se reduce con el carbón caliente, en la cámara de combustión, a sulfuro de sodio, según la siguiente reacción:



Estos reactivos fundidos son traídos a un tanque de dilución y mezclados con agua de lavado de los lodos del tanque clarificador de licor verde y lavador de lodos de licor blanco (licor débil de caustificación), para formar el licor verde. El licor verde se bombea al sistema de caustificación, donde se le adiciona cal viva y agua, la cal reacciona con el carbonato de sodio y forma hidróxido de sodio. El hidróxido de sodio y el sulfuro de sodio forman el licor blanco. Y se completa así el ciclo de recuperación de reactivos, dentro del ciclo kraft de obtención de pulpa.



La mezcla de licor negro concentrado y sales suspendidas es rociado dentro del hogar a través de una boquilla especial diseñada para producir una película relativamente grande de partículas de licor. El licor choca contra las paredes del hogar donde es parcialmente deshidratado, principalmente por el calor de radiación de la cama en ignición, formando acumulaciones carbonosas las cuales se caen por su propio peso al piso del hogar. En una operación normal, hay una cama de carbón quemándose sobre el piso del hogar de la caldera y nuevo carbón cayendo continuamente para reemplazar al que está siendo quemado, al mismo tiempo que están cayendo compuestos inorgánicos (reactivos a recuperar) y saliendo también continuamente fundidos, cayendo al tanque de disolución de fundido. La alimentación de aire necesario para realizar la combustión, es hecha a través de dos o tres zonas, según el diseño de la caldera, así una parte del aire es alimentado a la cama de combustión a través de la porción primaria, donde una atmósfera reductora es requerida para reducir el sulfato y otros compuestos de Na-S_2 , en sulfuro de sodio. El oxígeno liberado en el proceso de reducción provee parte (arriba del 10%), del oxígeno total requerido para el quemado de los constituyentes combustibles del licor. Parte del calor liberado por la combustión es utilizado para sostener la reacción de reducción endotérmica y el resto para la generación de vapor.

Los reactivos químicos fundidos drenan la cama porosa de carbón-

y a través del piso inclinado del hogar fluyen al tanque de disolución, - donde son mezclados con el licor débil de caustificación o con agua y forman el licor verde.

Los gases calientes producto de la combustión parcial del carbón fluyen hacia arriba del hogar, donde son mezclados con el aire adicional de la porción secundaria, para completar la combustión. Estos gases pasan después a través de la unidad de generación de vapor, donde el calor es reclamado para producir vapor.

QUEMADO DEL LICOR NEGRO

El rango de concentración del licor negro alimentado es de: 50--70% de sólidos. A una baja concentración del licor se reduce la producción de vapor, y a una alta concentración se tienen problemas con el bombeo del licor. Las mejores condiciones se tienen alimentando licor negro de 55-65% de sólidos. La temperatura óptima de alimentación del licor negro, para una concentración de 65% de sólidos es de: 220 °F (112 °C). Manteniéndose una operación uniforme, si se mantiene una concentración constante de licor negro. Las variaciones en el contenido de combustible del licor negro afectan la operación. Los ajustes de flujo de aire deben ser hechos gradualmente.

Las boquillas para rociar el licor negro dentro del hogar de la caldera, serán las adecuadas para que el rociado choque las paredes y sea lo más fino posible, con lo cual se logra una mejor deshidratación antes-

de que cualquier reacción ocurra y una mejor combustión.

Una buena deshidratación del licor negro, es necesaria para una buena operación, y es lograda por medio del movimiento del brazo del cañon esparador y tener un depósito uniforme de carbón en las paredes laterales y posterior del hogar de la caldera.

La altura de la cama de carbón será al nivel, altura de la entrada de aire secundario, o un poco más baja. Y para una mejor operación, el carbón cayendo de las paredes estará en más o menos estado plástico.

COMBUSTION DEL CARBON

Durante la combustión normal del carbón, después que ha caído de las paredes al piso del hogar en frente a la entrada de aire primario, - aquí alcanza su temperatura de ignición, y el oxígeno contenido en el aire primario, se combina con el carbón, hidrógeno y otros combustibles, liberando calor. La cama de carbón se mantiene a un nivel un poco más abajo de la entrada de aire secundario, si el nivel de la cama tiende a caer, - indica que hay un exceso de aire primario.

La combustión de la cama de carbón es acompañada por:

- 1.- Una salida de fundido, formado por productos químicos no combustibles, recuperados.
- 2.- Reducción del sulfato de sodio a sulfuro de sodio.

3.- Gasificación de los constituyentes combustibles del licor,- así que son removidos continuamente en esta forma del piso del hogar de la caldera.

4.- Se mantiene una temperatura de la cama de ignición, que causa que el fundido esté drenando.

Una alta reducción de compuestos de sodio-azufre a sulfuro de sodio, minimiza la recirculación de azufre como sulfato de sodio (compuesto inerte en este proceso), a través de todo el proceso de obtención de pulpa y reduce la posibilidad de incrustación en los evaporadores de multiple efecto. La reducción es promovida por contacto directo entre los reactivos y el carbón caliente al rojo, en una atmósfera reductora, conteniendo un alto porcentaje de monóxido de carbono, condición que debe ser mantenida en el fondo del hogar. Durante la reducción el oxígeno es reemplazado de la sal (sulfato de sodio), y es utilizado para la combustión. La completa reducción de una libra de sulfato de sodio pierde 0.45 libras de oxígeno.

El proceso de reducción es endotérmico y alrededor de 3000 Btu - son requeridos por cada libra de sulfato de sodio reducido a sulfuro de sodio. Cuando una cantidad excesiva de sal es alimentada al licor negro,- el calor absorbido decrece la temperatura en la entrada de aire primario- y con ello baja la combustión del licor, acumulandose a la entrada de aire, obscureciendo estas, por esta razón la alimentación será constante - y cualquier cambio será gradual.

Los productos químicos incombustibles del licor negro, están -- constituidos por alrededor de 75% de carbonato de sodio y 25% de sulfato de sodio. Ambos constituyentes se volatilizan si se eleva mucho la temperatura. Por lo cual es necesario trabajar a la temperatura más baja permisible en el fondo del hogar, logrando ello alimentando el menor aire requerido a la entrada de aire primario, una temperatura de 1800 a 1900 °F- (980 a 1040 °C es satisfactoria. Temperaturas un poco mayores son requeridas bajo ciertas condiciones. Los productos químicos volatilizados causan incrustación en la sección de convección de la unidad.

Mantener una buena ignición es esencial, pero es necesario obtenerla con bajas pérdidas de reactivos químicos, operando a baja presión - la entrada de aire primario. Una presión de 2 a 3 pulgadas de agua de entrada de aire primario es adecuada. En general se ha encontrado una buena operación, abriendo casi totalmente las entradas centrales de la pared -- trasera, e ir cerrando progresivamente hacia las entradas de las esquinas. Usando una boquilla estandard, las entradas laterales se abren a la mitad y se van cerrando progresivamente hacia las esquinas. La cantidad - de aire primario es alrededor del 70% del total teórico requerido para -- una combustión completa.

Los productos gaseosos de la combustión son: Nitrógeno, bióxido- de carbono, vapor de agua, óxido de azufre, oxígeno y monóxido de carbono.

Los calculos de diseño de una caldera están basados en una reduc

ción de 95%.

El aire secundario es alimentado para completar la combustión - y crear turbulencia en la mezcla de gases saliendo de la cama de combustión. La entrada de aire secundario deberá tener la suficiente presión para penetrar la atmosfera cubriendo la cama de carbón. La combustión en esta zona dará el calor requerido para secar el licor negro alimentado, rociado sobre las paredes y mantener la temperatura que asegure completar la combustión de los gases parcialmente quemados de la cama de carbón. - Aproximadamente 35% del aire teórico requerido, es alimentado por esta -- sección . La presión en las cajas de aire secundario será de seis a siete pulgadas de agua, suficiente para crear la turbulencia adecuada, deseada.

El aire total alimentado al hogar será entre 100 a 105% del teórico. Un alto exceso de aire crea acumulaciones de fundido difíciles de - remover y un defecto de aire causa una combustión incompleta y reduce la producción de vapor.

El fundido se acumula gradualmente frente a las entradas de aire y las puede tapar si no es removido, por lo cual es necesario "lançar" a intervalos de dos horas o menos, según lo requiera la operación de la caldera.

LIMPIEZA DE LAS SUPERFICIES DE CONVECCION:

Para mantener las condiciones de tiro adecuadas y obtener una -- completa absorción de calor por los tubos de la caldera, los depositos -- que se acumulan en los tubos serán periódicamente removidos. Estas incrus-

taciones son carbonato y sulfato de sodio.

Para remover este tipo de depositos se usa vapor o aire a una presión de 100 a 150 psi, para el "lanceo".

La frecuencia de lanceo será indicada por la caída de presión en la caldera (un buen tiro es obtenido a 0.1 pulgadas de agua), y será tal que no llegue a ocurrir una presión positiva en la caldera, ya que ello causaría una atmósfera no deseable alrededor de la unidad, que causaría deterioro en las paredes y tuberías, debido a los gases calientes y condensación de ácidos fumantes sobre la superficie exterior fría.

ALGUNOS PROBLEMAS DE OPERACION PRESENTADOS, EN LA UNIDAD DE RECUPERACION

SALIDA DE LICOR NEGRO.

Cuando el carbón frente a la entrada de aire primario está húmedo, la ignición puede perderse, y las entradas de aire se ven negras a través de la mirilla. Esta situación (conocida como entrada tapada, negra o humeda), puede ser causada por una pieza grande de carbón que caiga frente a la entrada, bloqueando la entrada de aire primario, o por carbón muy humedo cayendo de la pared frente a la entrada de aire. Esto se corrige "lanceando" con aire a presión o incrementando el flujo de aire (presión), cerca del área adyacente, para que exista un quemado más activo y ayude al secado de la zona afectada, también se ayuda con el flujo de aire secundario inmediatamente arriba de la zona afectada, para mantener el flujo de vapor y ayudar a restablecer la ignición en la entrada ta

pada; cuando la obstrucción no es grande, se normaliza "lanceando" con una barra metálica.

FONDO NEGRO

Condición que ocurre cuando prácticamente todas las entradas de aire están tapadas y húmedas. La cama está negra y húmeda, el hogar obscura rece, el flujo de fundido disminuye y finalmente sesa, si no son tomadas las medidas correctivas necesarias. El fondo negro puede ser causado por bajo contenido de combustible del licor negro de evaporadores, por falta de aire primario para mantener la ignición (combustión), deficiencia en el rociado de licor negro, en tal forma que el carbón no alcance a deshidratarse, o bien por tratar de quemar un flujo de licor negro que sobrepasa la capacidad de la caldera. Una observación estrecha sobre el hogar ayuda a prevenir esta situación. Si decrese la presión de vapor, flujo de vapor, temperatura de los gases de quemado, temperatura del aire, mientras se mantiene un flujo constante de licor negro al quemador, indica que un fondo negro se está formando.

El primer paso a seguir en esta situación es ver la extensión del fondo negro, si aun hay algunas entradas de aire libres se puede seguir alimentando licor negro, pero el oscilador será fijado para un máximo barrido en las paredes laterales y tracera, para así rociarlo sobre una mayor área y seque más. La recirculación de licor puede ayudar. El segundo paso es incrementar la presión en las cajas de aire primario para acelerar la combustión de la cama. Lancear con aire comprimido las

zonas afectadas para tratar de recobrar la ignición. Poco se logrará si se lancea una zona totalmente negra y húmeda (tapada). Se lanceará las zonas que presenten signos de vida o en zonas cercanas a una que arde activamente. Cuando una entrada se ha restablecido y comensado a quemar, su calor ayudará a secar el carbón de la entrada adyacente, y el lanceo con aire puede entonces ser usado para restablecer la ignición. Siguiendo este proceder se pueden destapar todas las entradas de aire al hogar.

Si las condiciones de fondo negro son drásticas, se puede facilitar el recobrar las condiciones normales, usando quemadores auxiliares, - estos serán colocados, así que su flujo sea adyacente o sobre la zona húmeda de la cama. El incremento de temperatura del hogar ayudará a reco---brar las condiciones normales más rápidamente. Si la mayor parte del ho---gar está negra, o es rápidamente ennegresida, la alimentación de sal será sesada, y parado el flujo de licor negro. La válvula de licor negro al --tanque mezclador será cerrada, las líneas de licor y bombas serán purga--das con vapor. Si el tiempo se prolonga puede ser necesario drenar el tanque mezclador para evitar que el licor se congele. Se usarán quemadores -auxiliares para recobrar las condiciones normales de quemado. Es una buena práctica colocar al menos un quemador auxiliar cerca de la canaleta de fundido, para conservarla limpia, si esto no es hecho, licor negro par---cialmente deshidratado puede tapanla y retardar el flujo de fundido, cuando esto ocurre hay que empujar, con una barra, el licor para destapar. A la obstrucción de fundido hay que darle atención inmediata, en cuanto ocurra, o el tapón de licor negro puede destaparse por si mismo, con un re--

pentino grande flujo de fundido, que puede llegar a ser peligroso, y el -
cual es nada deseable.

OBSTRUCCION DE LA ALIMENTACION DE LICOR NEGRO

Esto puede ser que la boquilla se tape, y será indicado por una -
alta presión en el cabezal de alimentación de licor negro, acompañado por
un débil y desigual rociado. Se dejará de alimentar sal inmediatamente y -
se intentará desalojar el material atorado pasando vapor por la boquilla.
Si con esto no se destapa, el flujo de aire al hogar se reduce para ayu -
dar a mantener la cama de carbón. Se cambia de boquilla para evitar que -
baje mucho el nivel de la cama, se alimenta licor con la nueva boquilla -
y se observa para ver si el taponamiento continua. Si el rociado es satis -
factorio comenzar a alimentar sal. La boquilla tapada se limpia, para que
esté de repuesto en caso necesario. Si se encuentra que el tapón es causa -
do por la sal, se mejorará el control de flujo de alimentación de esta, -
asi como darle un buen sernido para asegurarse que no se alimente sal acu -
mulada o pedazos de material extraño.

Una caída de presión en la salida de licor negro, indica una obs -
trucción en el sistema de alimentación de licor. Se deja de alimentar sal,
se reduce el flujo de aire al hogar, para conservar la cama, se pasa vapor
por el cañon, alejado del hogar para protegerlo de sobrecalentamiento.

Los posibles origenes de este tapón son:

1.- El flujo de licor negro al tanque mezclador del tanque de almacenamiento o de evaporadores puede estar tapado. Esto sería notorio por bajo nivel en el tanque de mezclado. El sistema de alimentación será checado.

2.- La bomba de licor negro puede estar tapada, esto puede chearse abriendo las válvulas de drene a la succión y descarga de la bomba. Sí hay flujo a la succión, pero no a la descarga, la bomba será purgada.

3.- La tubería del tanque de mezclado a la bomba o de la bomba a la boquilla puede estar tapada, lo cual puede detectarse abriendo las válvulas de drene, sí el tapón esta en estas líneas serán purgadas.

4.- El licor negro alimentado al tanque mezclado puede estar espumado, por lo cual se dificulta su bombeo. Este licor se drenará del tanque, y el quemado se continuará hasta que se tenga el licor negro apropiado.

Puede ser necesario purgar con vapor las tuberías, cuando no se va a pasar flujo por largo tiempo, de lo contrario el licor se congelará en ellas.

Después de que las fallas en la alimentación de licor negro han sido eliminadas, el quemado normal se continuará con o sin la ayuda de quemadores auxiliares, que podría ser necesaria.

CONGELAMIENTO DE LICOR NEGRO EN LA CANALETA DE FUNDIDO

Sí se llega a acumular carbón húmedo o licor negro, cerca de la canaleta de fundido, o si otras condiciones causan que la cama en esta zona esté fría, el fundido puede acumularse a la entrada a la canaleta y bajar o inclusive tapar el flujo de fundido. A menos que la canaleta esté limpia una cantidad excesiva de fundido se acumulará en el hogar. En caso de completa obstrucción de la canaleta, el quemado de licor negro será suspendido, un quemador auxiliar será colocado a través de la entrada de aire primario más cerca de la canaleta, y la canaleta se limpiará picándole con una varilla de hierro, esto debe hacerse con cuidado, para evitar un flujo grande repentino de fundido, el cual puede resultar muy peligroso.

CAPAS DE FUNDIDO SOBRE LAS PAREDES

El fundido bajando las paredes del hogar, alcanzando la zona de carbón puede ser enfriado y solidificado, por el licor negro que se esta rociando. Sí hay una cantidad considerable de fundido, puede formar una capa, que puede tapar las entradas de aire.

Para detectar la formación de estas puntas de fundido, el operario debe inspeccionar las paredes del hogar a través de las puertas -- colocadas a nivel del cañón.

Sí este tipo de fundido llega a acumularse puede dificultarse el removerlo. Para evitarlo lancear vigorosamente las paredes durante la operación de la unidad de recuperación.

BALANCE DE MATERIA EN LA CALDERA, UNIDAD DE RECUPERACION

1.- Base:

100 libras de sólidos del licor negro.

2.- Composición del fundido:

	Como % de Na	Peso molecular
Na^2S	28.5	78
Na^2SO^4	1.5	142
Na^2CO^3	70.0	106
	<hr/> 100.0	

3.- Análisis elemental del licor negro concentrado, antes de adicionar sulfato de sodio:

	%	Peso atómico
Na	18.3	23
C	42.6	12
H	3.6	1
S	3.6	32
O	31.7	
Oxidos inertes	0.2	
	<hr/> 100.0	

4.- Sal adicionada (Na^2SO^4), para recuperar pérdidas de reactivos Se adicionan 125 libras de sulfato de sodio por tone

lado de pulpa a 3000 libras de sólidos abtenidos por cada -
tonelada de pulpa.

Sal adicionada

= 4.17 lb/100 lb de sólidos.

5.- Licor negro concentrado:

Concentración de sólidos 64 %

Temperatura 180 °F

6.- Licor negro alimentado al hogar de la caldera (libre de la
sal adioionada)

Concentración de sólidos 62.8 %

Temperatura 220.0 °F

7.- Gases descargados

Temperatura, 240 °F

Oxígeno: Análisis equivalente a 116 % en peso de aire to--
tal entrando a la unidad de recuperación. Esto incluye 5 %
de exceso de aire para las cajas de aire de la caldera y -
11 % de exceso infiltrado a través de la unidad.

8.- Aire entrando al calentador de aire:

Temperatura 80 °F

Humedad relativa 60 %

Humedad en el aire 0.013 libras/libra de aire seco

9.- Poder calorifico del licor negro concentrado:

6600 Btu/libra de sólidos

10.- Temperatura de referencia:

80 °F

BALANCE DE MATERIA

11.- Sodio total alimentado al hogra:

Na del licor negro (item 3)	18.3 lbs
Na del $\text{Na}^2\text{SO}^4 = 4.17$ (item 4) x 46/142	<u>1.35 lbs</u>
Sodio total	19.65

12.- Peso de compuestos químicos, fundido del hogar: (óxidos -- inertes que no sufren cambio en su paso por la unidad):

	Peso mole	% Na del análisis del fundido - - (item 2)	lb Na	lb Relativos
Na^2S	78	28.5	5.60	9.50
Na^2SO^4	142	1.5	0.29	0.91
Na^2CO^3	106	<u>70.0</u>	<u>13.76</u>	<u>31.69</u>
Sub-total		100.0	19.65	42.10
Oxidos inertes (item 3)				<u>0.20</u>
TOTAL				42.30

13.- Azufre con el fundido:

	Libra de reactivo (item 14)	libras de azufre
Na^2S	9.50	3.90
Na^2SO^4	<u>0.91</u>	<u>0.21</u>
Total		4.11

14.- Balance de azufre

	libras
Azufre con los sólidos del licor (item 3)	3.60
Azufre de la sal adicionada = $4.17 \text{ (item 4)} \times 32/142$	0.94
Total de azufre al hogar = $3.60 + 0.94$	4.54
Azufre en el fundido (item 13)	4.11
Azufre total como SO^2 el los gases = $4.45 - 4.11$	0.43
SO^2 en los gases = $0.43 \times 64/32$	0.86

15.- Peso de fundido dejando el hogar de la unidad,
considerando una pérdida del 1%

Peso de fundido = $0.99 \times 42.30 \text{ (item 12)}$ 41.88 lb.

16.- CO^2 formado:

C a la unidad (item 3)	42.60 "
C en el $\text{Na}^2\text{CO}^3 = 31.69 \text{ (item 12)} \times 12/106$	3.59 "
C en $\text{CO}^2 = 42.60 - 3.59$	39.01 "
CO^2 en gas = $39.01 \times 44/12$	143.04 "

17.- Agua formada con el hidrógeno de los sólidos:

H^2 a la unidad (item 3)	3.6 lb
H^2O formada = $3.6 \times 18/2$	32.4 "

18.- Gases producto de la combustión:

CO^2 (item 16)	134.04 lb
SO^2 (item 14)	0.86 "
H^2O (item 17)	<u>32.40</u>
Total	176.30 "

19.- Oxígeno teórico requerido para la combustión:

Oxígeno presente en los productos de la combustión

Productos de combustión	libras	Oxígeno en el compuesto. lb
CO^2	143.04 (item 18)	104.03
SO^2	0.86 (item 14)	0.43
H^2O	32.40 (item 17)	28.80
Na^2SO^4	0.91 (item 12)	0.41
Na^2CO^3	31.69 (item 12)	14.35
Na^2S	9.50 (item 12)	0.00
Total		<u>148.02 libras</u>

Oxígeno entrando a la unidad:

O^2 en los sólidos del licor (item 3)	31.7 libras
O^2 con la sal adicionada	
= 4.17 (item 4) x 64/142	1.88 "
O^2 teórico del aire	
= 148.02 - (31.7 + 1.88)	114.44 "

20.- Aire seco al calentador de aire y cajas de aire del horno
(5% de exceso de aire en peso):

$$\text{Aire seco} = 1.05 \times 114.44 \text{ (item 19)} \times 1/0.232 = 517,96 \text{ lb.}$$

Donde hay 0.232 libras de oxígeno por cada libra de aire.

21.- Humedad con el aire que se alimenta al calentador de aire
y a las cajas de aire (aire de las características dadas-
en 8)

$$\text{humedad} = 517.96 \text{ (item 20)} \times 0.013 = 6.73 \text{ libras.}$$

22.- Exceso de aire dejando la unidad, considerando un 16% en-
peso de exceso de aire:

$$\text{Aire seco} = 1.16 \times 114.44 \text{ (item 19)} \times 1.00/0.232 = 571.21 \text{ libras}$$

$$N^2 \text{ en el aire} = 0.768 \times 572.21 \quad 439.46 \text{ "}$$

$$O^2 \text{ en el aire} = 0.232 \times 572.21 \quad 132.76 \text{ "}$$

$$\text{Humedad en el aire} = 0.013 \times 572.21 \quad 7.44 \text{ "}$$

23.- Agua entrando a la unidad, con el licor:

$$\begin{aligned} H^2O &= 100 \text{ libras de sólidos} \times 36 \text{ lb de agua}/64 \text{ lb de sólidos} \\ &= 56.2 \text{ libras} \end{aligned}$$

24.- Agua entrando a la unidad proveniente del vapor usado pa-
ra calentar el licor:

$$H^2O = 100 (100-62.8/62.8) - (100-64/64) = 3.0 \text{ libras}$$

25.- Gas seco dejando la unidad:

CO ² (item 16)	143.04	libras
SO ² (item 14)	0.86	"
N ² (item 22)	439.46	"
O ² = 132.76 (item 22)	18.32	"
114.44 (item 19)		
Total	601.68	libras

26.- Humedad en el gas dejando la unidad:

Agua del licor (item 23)	56.2	libras
Agua del vapor usado para calentar el licor.	3.0	"
Agua del H ² O del licor (item 17)	32.4	"
Agua del aire (item 22)	7.44	"
Total	99.04	"

RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIA

licor		gases de combustión
Sólidos 100.0 (item 1)	Gas seco	601.68 (item 25)
H ² O <u>56.2</u> (item 23)	H ² O	99.04
156.2	Arrastres (item 15)	
70.85 Kgs	(compuestos de Na)	<u>0.42</u>
.....		701.14
.....	(318.03 kgs)
Sal adicionada 4.17	UNIDAD DE RECUPERACION Aire caliente
lb (item)		aire seco 572.21
(1.89 kgs)		agua <u>7.44</u>
.....		(item 22) 579.65
.....		(262.73 kgs)
H ² O para calentar, vapor		Fundido
(item 24) 3 libras		41.88 (item 15)
.....		(19 kgs)
(1.35 kgs)		

CHEQUEO DEL BALANCE DE MATERIA

Entrada,	libras	Salida,	libras
licor	156.20	gas	701.14
sal	4.17	fundido	41.88
vapor	3.00		
aire	579.65		
TOTAL	743.02	TOTAL	743.02
			(337.03 kgs)

BALANCE DE CALOR Y CALCULO DE LA EFICIENCIA TERMICA

Se tiene entrada de calor por:

Poder calorífico del licor negro

Calor sensible del agua alimentada con el licor

Calor sensible de los sólidos alimentados con el licor

Calor adicionado en el calentador de licor

Calor sensible del aire alimentado a la unidad.

Se tienen pérdidas de calor por:

Pérdidas de calor sensible en los gases de combustión

Pérdida de calor por evaporación

Pérdida de calor en la humedad del aire

Pérdida de calor en el agua formada por el hidrógeno del licor

Pérdida de calor en el agua alimentada con el licor

Pérdida de calor en el agua alimentada como vapor en el calentamiento

Pérdida de calor con el fundido

Pérdida de calor por reducción de la sal

Pérdida de calor por corrección de calor de reacción

Pérdida por radiación

Margén de construcción de la unidad.

Calor en el vapor producido es igual a entrada de calor menos pérdidas de calor.

Cálculo del calor alimentado a la unidad:

1.- Calor producido al quemar el licor:

$$6600 \text{ Btu/lb} \times 100 \text{ lb} = 660,000 \text{ Btu}/100 \text{ lb de sólidos}$$

2.- Calor sensible con el agua alimentada con el licor:

$$\text{Btu} = \text{agua} \times C_p (t \text{ licor} - 80)$$

$$\text{Btu} = 56.2 \times 1.0 (180 - 80) = 5620$$

3.- Calor sensible con los sólidos alimentados a la unidad:

$$\text{Btu} = W \text{ sólidos} \times C (t \text{ licor} - 80)$$

$$\text{Btu} = 100 \times 0.45 (180 - 80) = 4,500$$

4.- Calor adicionado en el calentador de licor:

Si se usa capor saturado de 125 psig y se calienta el licor -- hasta 220 °F, el calor equivalente dado por cada libra de vapor es 1005 Btu/lb.

Btu = 1005 x lb vapor calculadas en el balance de materiales

$$\text{Btu} = 1005 \times 3 = 3,015$$

5.- Calor sensible del aire húmedo alimentado a la unidad:

$$\text{Btu} = 524.69 \times 0.242 (80 - 80) = 0.0$$

6.- Calor total entrando a la unidad:

Combustión del licor	600,000 Btu
Calor con agua del licor	5,620 "
Calor con los sólidos	4,500 "
Calor donde el calentador	<u>3,015 "</u>
Total	613,135 Btu (154,510,020 cal.)

Cálculo de las pérdidas de calor:

7.- Calor perdido en los gases de combustión:

$$\text{Btu} = W \text{ gases} \times C_p \times (240 - 80)$$

$$\text{Btu} = 601.68 \times 0.24 (240 - 80) = 23,104$$

8.- Pérdida de calor con la humedad del aire:

$$\text{Btu} = W \text{ agua} \times C_p \text{ vapor} (180 - 80)$$

$$\text{Btu} = 7.44 \times 0.48 (180 - 80) = 357$$

9.- Pérdida por la evaporación del agua formada por hidrógeno proveniente del licor:

$$\text{Btu} = 32.4 \quad 1040 + 0.48 (180 - 80) = 35,251$$

donde 1040 Btu, es el calor de evaporación de una libra de agua a 80 °F.

10.- Pérdida de calor con el agua evaporada, que se alimenta con el licor y vapor condensado en el calentador:

agua en el licor 56.2 libras

agua en el condensador 3.0 "

agua total 59.2 libras

$$\text{Btu} = 59.2((1040 + 0.48 (180 - 80))) = 64,409$$

11.- Pérdidas de calor con el fundido:

$$\text{Btu} = 532 \times 41.88 = 22,280$$

done 532 Btu, es el calor requerido para fundir una libra de este producto y calentarlo a 1550 °F, temperatura promedio de fundición.

12.- Pérdidas por reducción de la sal adicionada. El calor requerido para reducir el sulfato es calculado del calor estándar de formación del sulfuro de sodio y sulfato de sodio. Este valor es de 3000 Btu/lb de sulfato de sodio reducida. Del análisis del fundido, 95% de la sal adicionada es reducida a sulfuro de sodio.

Pérdida por reducción = $3000 \times 0.95 \times \text{sal adicionada}$
 $= 3000 \times 0.95 \times 4.17 = 11,885 \text{ Btu.}$

13.- Corrección por calor de reacción:

Ele- mento	peso ató- mico	Análisis elemen- ta de s _o lidos.	libras /100 lb sólidos					
			productos de combustión del hogar-					
			CO ²	SO ²	Na ² SO ⁴	Na ² S	Na ² CO ³	H ² O
			(44)	(64)	(142)	(78)	(106)	(18)
Na	23	18.3			0.227	4.318	13.755	
C	12	42.6	39.01				3.59	
H	1	3.6						3.60
S	32	3.6		0.43	0.158	3.004		
O	16	31.7	104.03	0.43	0.316		14.35	28.8
inertes		<u>0.2</u>						
Total		100.0	143.04	0.86	0.701	7.321	31.695	32.40

Productos de combustión del calorímetro. Todo el sulfuro es -- oxidado a su estado más alto de oxidación para formar Na²SO⁴, el sodio - remanente forma Na²CO³.

Ele- mento	peso ató- mico	Análisis elemental de sólidos	libras /100 lb de sólidos			
			productos de combustión del calorime- tro.			
			CO ²	Na ² SO ⁴	Na ² CO ³	H ² O

Elemento	Peso atómico	Análisis elemental d' sólido	libras/100 lb de sólidos			
			Productos de combustión del calorímetro			
			CO ²	Na ² SO ⁴	Na ² CO ³	H ² O
Na	23	18.3		5.175	13.125	
C	12	42.6	39.176		3.424	
H	1	3.6				3.6
S	32	3.6		3.6		
O	16	31.7	104.464	7.2	13.695	28.8
inertes		0.2				
Total		100.0	143.64	15.975	30.244	32.4

De los productos de combustión del hogar y el calorímetro, el calor de formación para los productos combinados es calculado del calor de formación de los compuestos.

Productos de combustión.	Btu/lb comp. a 25 °C	Productos del calorímetro lb/100 lb de sólidos.	Productos del hogar lb/100 lb sólidos	Btu/100 lb sólidos	Btu/100 lb sólidos	
CO ²	3,847	143.64		552,580	143.04	550,275
SO ²	1,995	0.00		000	0.86	1,716
Na ² SO ⁴	4,190	15.98		66,935	0.701	2,939
Na ² S	2,072	0.00		000	7.321	15.170
Na ² CO ³	4,577	30.24		138.430	31.695	145.060
H ² O	6,832	32.40		221,360	32.40	221.360
inertes		0.20			0.20	
Total				979.305		936,520

El calor estandar de formación son dados a 25 °C (77 °F), la corrección a la temperatura de referencia 80 °F es despreciable.

La corrección por calor de reacción es igual a:

$$979,305 - 936,520 = 42,785 \text{ Btu}/100 \text{ lb de sólidos}$$

$$= 10,781,820 \text{ cal.}/45.36 \text{ kgs de sólidos}$$

14.- Pérdidas por radiación:

Este dato varia con el tamaño de la unidad, para un tamaño -- promedio, la pérdida es de 1% del calor de entrada, para este caso es -- de: = 6,131 Btu.

15.- Calor tomado para margen de construcción de la unidad. Se usa una constante de 2.5% del calor alimentado.

$$\text{Btu} = 613,135 \times 0.025 = 15,380$$

16.- Pérdida total de calor:

	Btu/100 lb de sólidos	% del calor de entrada
Con los gases secos de combustión	23,104	3.76
Con la humedad del aire	357	0.05
Con el agua formada con el H ² en los sól. 35,251	35,251	5.72
Con el agua evaporada del licor	64,409	10.50
Con el fundido	22,280	3.62
Por reducción de la sal	11,885	1.94
Por corrección del calor de reacción	42,785	6.95
Por radiación	6,131	1.00
Por margen de construcción	15,380	2.50
TOTAL	221,582	36.04

18.- Calor disponible para producir vapor:

Btu/100 de sólidos = $613,135 - 221,582 = 391,623$

cal./45.36 kgs de sólidos = 98,688,996.

C A P I T U L O VI

CAUSTIFICACION

Objetivo: Convertir el licor verde (formado de carbonato de so dio, sulfuro de sodio y sulfato de sodio), en licor blanco (compuesto de hidróxido, sulfuro, carbonato y sulfato de sodio).

Para efectuar este proceso se tiene:

- 1.- Un sistema de clarificación de licor verde y lavado de lodos.
- 2.- Un sistema de caustificación
- 3.- Un sistema de clarificación de licor blanco y lavado de lodos.

Análisis de 1.- :

El licor verde contiene impurezas tales como fierro, carbón y material refractario, en una proporción en promedio de 10 a 15 libras -- por tonelada de pulpa (ton. = 2000 lb). La clarificación del licor verde es más deseable cuando se van a producir pulpas blanqueables, además de-

que un licor verde no clarificado puede causar incrustación en la tubería, de manejo de este. Los lodos obtenidos de esta clarificación se lavan para recuperar gran parte de los reactivos que llevan.

La clarificación se efectúa por medio de sedimentación en tanques, que tienen un fondo en forma de cono. Separándose impurezas en forma de un lodo y líquido clarificado.

Las impurezas son empujadas hacia la parte central, como del tanque, por medio de un sistema de rastras, de donde son sacadas como lodos, por medio de una bomba, a un mezclador con agua. Del mezclador se pasan al tanque de sedimentación, para separar el licor débil de caustificación de los lodos.

Análisis de 2.-

Caustificación, después de que el licor negro es quemado y el residuo químico es disuelto en el lico procedente del lavado de lados del licor verde y blanco o con agua, se forma el licor verde, al cual se le adiciona cal apagada, para convertir el carbonato de sodio en hidróxido de sodio. Este proceso de conversión es referido como caustificación, durante el cual se efectúa la siguiente reacción:



En las mejores condiciones se tiene una eficiencia de 85 a 90%. La principal razón para reacción incompleta es la solubilidad del carbona

to de calcio, la cual se incrementa cuando el contenido de iones OH - se incrementa; y también debido a las impurezas de la cal.

Incrementando la concentración de licor verde, baja la eficiencia de caustificación, pero ello produce más libras de álcali activo por litro. Incrementando la temperatura aumenta la reacción, obteniéndose un mejor resultado a 210 - 220 °F.

La presencia de sulfuro de sodio en el licor verde, hace más lenta la reacción de caustificación y baja también la rapidez de asentamiento de lodos. Esto es debido a que el sulfuro se hidroliza formando hidróxido más sulfuro ácido de sodio, reduciendo la eficiencia según el incremento de hidróxido de sodio en el licor.

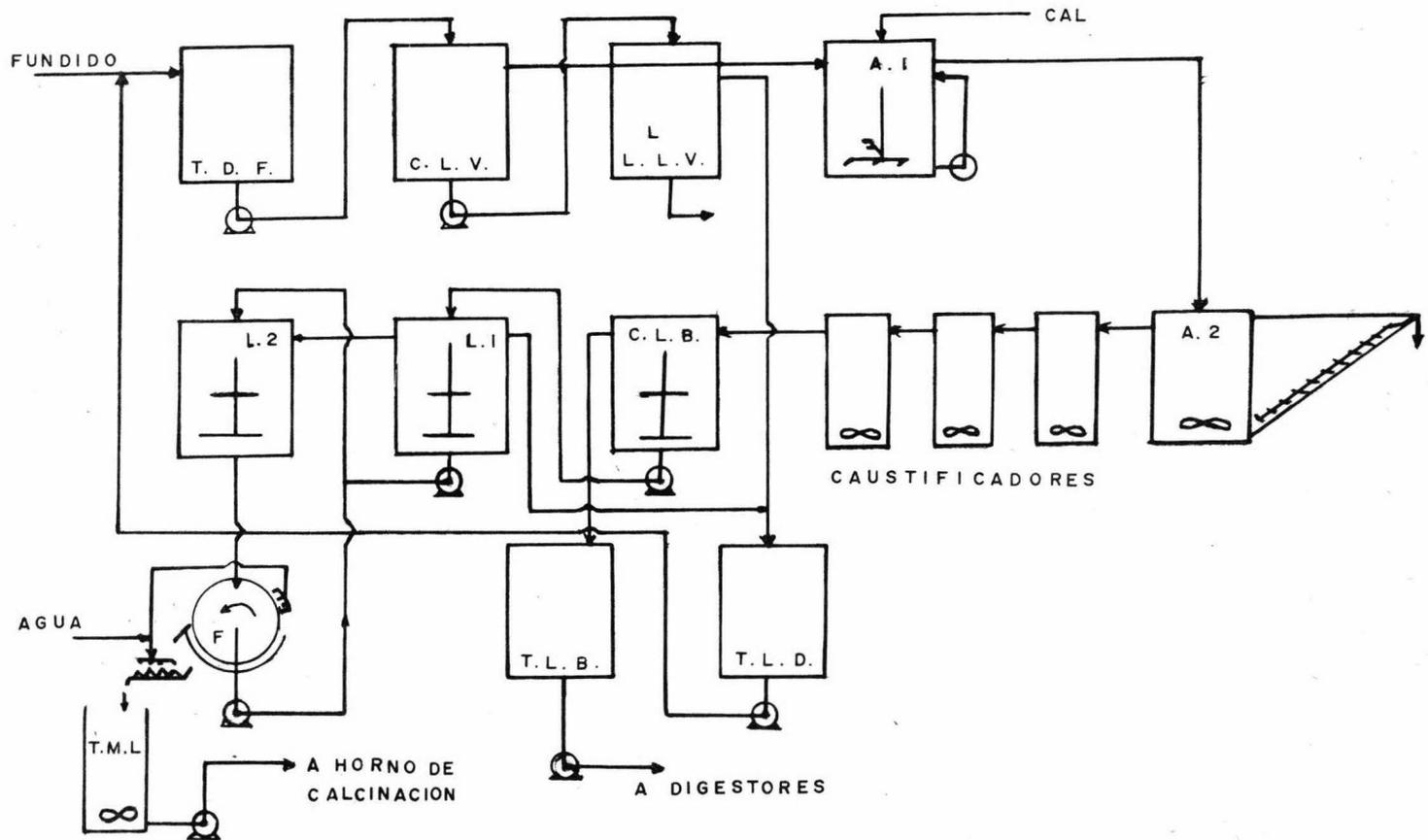
El uso de un defecto de cal, limita la conversión y un exceso grande produce un lodo difícil de sedimentar, lavar y filtrar, impartiendo además una turbiedad anormal (mayor), en el licor blanco, Para una buena operación se debe de usar un exceso mínimo de cal.

Al apagador primario (tanque con agitación, alimentación de vapor, para tener la temperatura deseada, y un venteo a la atmosfera), se alimenta la cal a través de una canasta (malla), y el licor verde. Aquí se efectúa la reacción en un 90% aproximadamente, efectuándose el otro 10% en el apagador secundario y caustificadores o tanque mezcladores, todos estos tanques están provistos de agitadores.

La parte complementaria del apagador secundario es un clarificador, el cual es un tanque rectangular con fondo inclinado, sobre el cual descansan unas rastras, que tienen un movimiento oscilatorio de abajo hacia arriba y que tienen por objeto eliminar los sedimentos de material que no reacciona, como arena, grava, etc., que se depositan en el fondo del tanque rectangular y que se eliminan por una tolva de salida conectada a un tubo de desagüe al río. Del apagador secundario se pasa la lechada a los siguientes tanques, en serie, custificadores. Que tienen por objeto completar el tiempo de reacción, que es de 1.5 a 2 horas.

3.- Clarificación de licor blanco y lavado de lodos:

La lechada de licor blanco, procedente de los caustificadores se envía al tanque clarificador de licor blanco, donde se separa una lechada espesa de lodos de cal y licor blanco clarificado. Esta separación es realizada por asentamiento y decantación. El licor blanco clarificado se bombea para almacenarse y reutilizarse en la cocción de la madera. Los lodos obtenidos de la clarificación, que contienen de 35 a 40% de sólidos, se bombean a un sistema de lavado en serie de dos pasos. El lavado de los lodos del primer lavador, se hace con el líquido clarificado del segundo lavador. El licor clarificado del primer lavador más el líquido obtenido del lavador de lodos del licor verde forman el licor débil de caustificación, que se usa para disolver el fundido y así formar el licor verde.



1974 DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL SISTEMA DE CAUSTIFICACION.

En el segundo lavador los lodos son lavados con agua limpia o con condensados de evaporadores, y con el líquido extraído del desague de los lodos extraídos de este lavador. El desague de estos lodos se realiza por medio de un filtro a vacío, de tambor rotatorio, que produce una torta que contiene de 40 a 45% de humedad. De aquí los lodos son mandados a un horno para recuperar cal o bien son desechados al río.

BALANCE DE MATERIA EN CAUSTIFICACION

Base: Producir un tonelada de pulpa seca al aire.

Ya que se producen 5,045 kgs de p.s.a por hervida y que se usan 14,807.5 litros de licor blanco por hervida, lo cual implica que se usan 2954.9 litros de licor blanco por tonelada de p.s.a, cantidad obtenida usando un licor blanco de las características siguientes:

Alcali activo = 100 g/l

Alcali total = 110 g/l

Sulfidez = 25%

Análisis del licor blanco

	g/l	g/l como Na ² O
NaOH	97.0	75
Na ² S	31.4	25
Na ² CO ³	17.1	10
total	145.5	110

Cantidad de hidróxido de sodio usado por ton. de p.s.a:

$$= \text{LB} \times \text{concentración} = 2945.9 \times 0.097 \text{ kg/l} = 285.75 \text{ kgs como NaOH. ó --}$$
$$221.75 \text{ kgs como Na}^2\text{O.}$$

Cantidad de CaO necesitado por ton. de p.s.a:

$$= \text{NaOH/ton. de p.s.a} + \text{pérdidas} \times \text{PM de CaO/PM de Na}^2\text{O}$$
$$= (221.75 + 3)56/62 = 217 \text{ kgs.}$$

donde 3 es la cantidad adicionada considerando 1% aproximadamente de --
pérdidas.

Tomando una eficiencia de reacción de 85%, se necesitan 256 --
kgs de CaO por ton. de p.s.a y por lo tanto queda como material inerte, --
cal sin reaccionar $256 \times 0.15 = 38.4 \text{ kgs.}$

Cantidad de lodos producidos por ton. de p.s.a:

Se usan 217 kg de CaO, con los cuales se producen 388 kg de --
 CaCO_3 . ($\text{CaO} \times \text{PM de CaCO}_3/\text{PM de CaO} = 217 \times 100/56 = 388$).

$$\text{Lodos totales} = 388 \text{ kgs} + 38.4 = 426.4 \text{ kgs}$$

Licor verde necesitado por ton. de p.s.a:

- 1.- Licor verde para formar el licor blanco, más
- 2.- Licor verde formando el licor débil de caustificación ,más
- 3.- Licor verde perdido con la torta de lados.

1.- Alkali total necesitado en la producción del licor blanco,

$$= \text{LB} \times \text{concentración} = 2945.9 \text{ lts} \times 0.11 \text{ kg/l} = 324 \text{ kgs}$$

El lodo de cal bombeado del clarificador de licor blanco, hacia los lavadores, contiene 30% de sólidos.

Licor blanco que sale con el lodo = lodos totales x relación de concentraciones. = $427 \times 70/30 = 995$ kgs. = 922 litros, este licor blanco contiene 28 g/1 de álcali total. Por lo tanto:

(2 + 3), álcali total con los lodos = $922 \text{ l} \times 0.028 \text{ kg/1} = 25.8$ kilogramos. De estos 25.8 kgs de álcali, en realidad solo se pierden 1.9 kgs, el resto se recupera en los lavadores y filtro de lodos.

En total se necesitan $324 + 25.8 = 349.8$ de álcali activo, por ton. de p.s.a, por lo tanto sí se procesa un licor verde de 110 g/1 de -- álcali total y una gravedad específica de 1.12 se necesitan 3170 lts del licor verde por ton. de p.s.a.

Agua de reposición

1.- Para dormir el licor verde de 110 g/1, se necesitan 2820 -- litros, que se alimentan en la caja de lodos del lavador número 2.

2.- Para el lavado de lodos en el filtro, se usan aproximadamente 150 lts.

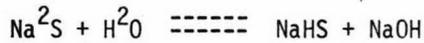
3.- Para usos diversos y pérdidas 100 lts.

Total de agua de reposición 3073 lts. por ton. de p.s.a

PERDIDAS DE REACTIVOS

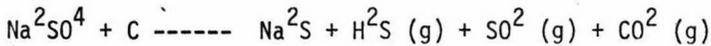
La tabla a muestra de diferentes puntos del proceso donde se tienen pérdidas de reactivos.

Pérdida de sulfuro de hidrogeno (H^2S), es un ácido débil, gas de olor desagradable, el cual resulta de dos estados de hidrólisis del sulfuro de sodio:

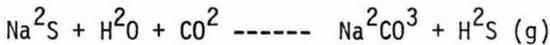


Es liberado en todos los puntos del sistema donde el licor es evaporado, es decir, en digestores durante la descarga, en los filtros-a vacío, en evaporadores y durante el quemado del licor negro.

En evaporadores de multiple efecto:

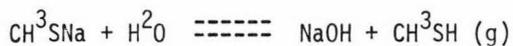


En los evaporadores de contacto directo, es también liberado como resultado de la reacción con un ácido más fuerte CO^2 , el cual se presenta en los gases de combustión:



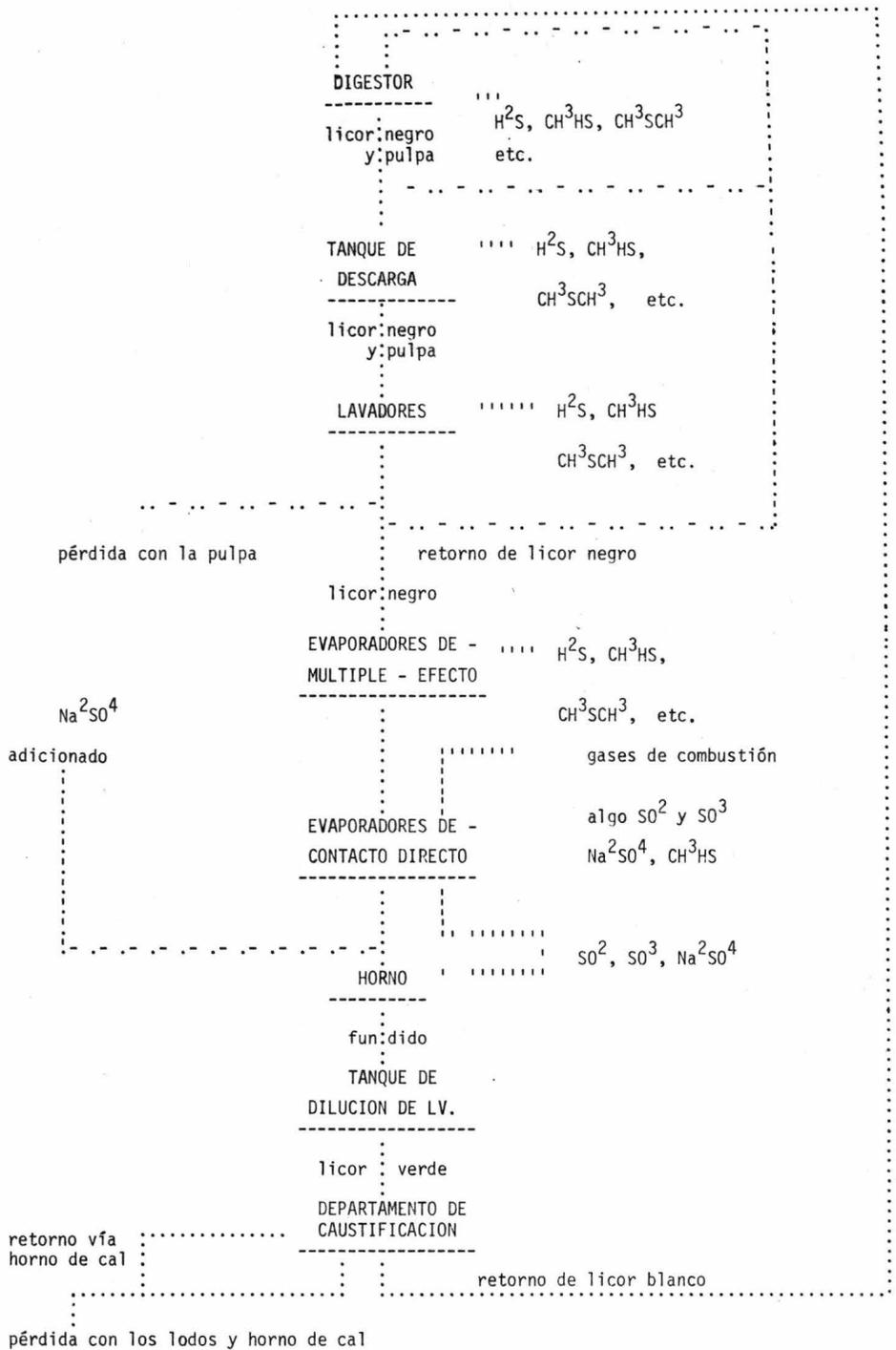
Metil mercaptono (CH^2SH), es también un ácido débil gaseoso, de extremadamente mal olor. Esta presente en el licor negro como sales

de sodio, es formado en pequeñas cantidades al reaccionar el sulfuro de sodio con los constituyentes de la madera. La sal de sodio (metil mercapto de sodio) reacciona con el agua para dar el gas, como indicado por el siguiente equilibrio:



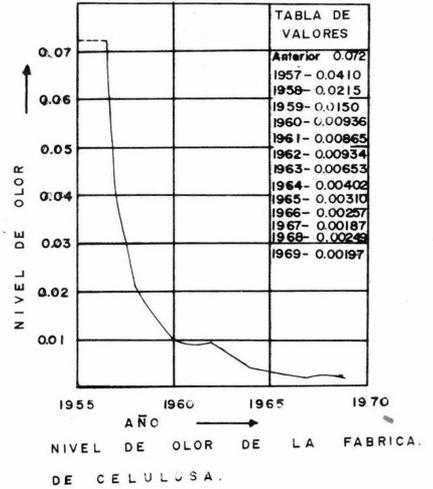
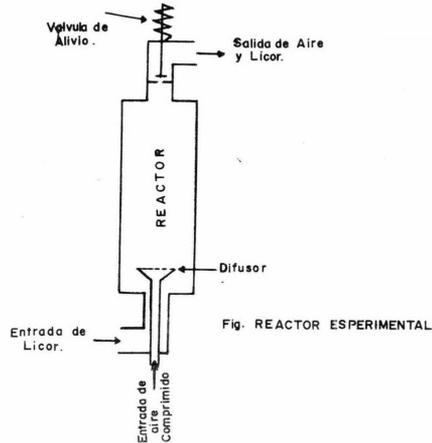
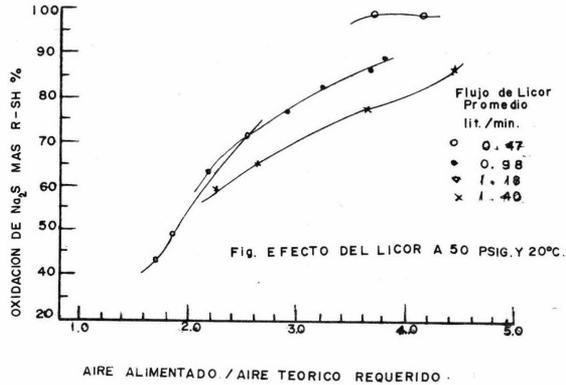
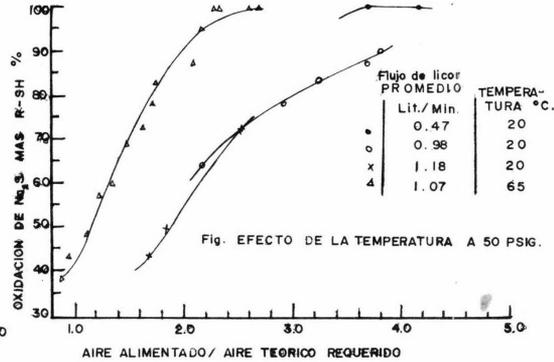
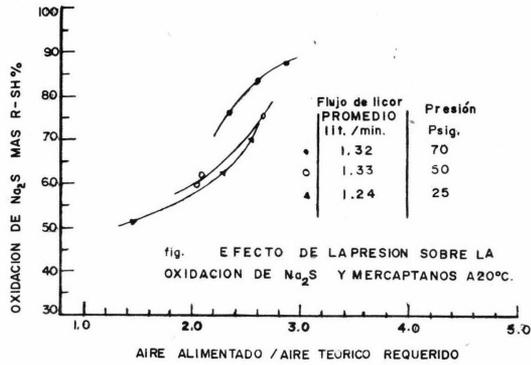
Sulfuro de dimetil (CH_3SCH_3), es un líquido no ácido, de olor desagradable. No forma sales de sodio. Es un líquido a la temperatura ambiente, por lo cual puede ser condensado del vapor a la descarga del digestor.

También se tienen pérdidas de reactivo, como partículas finas acompañando a los gases de combustión.



Nota: además en cada uno de los pasos anotados se tienen pérdidas, por bombeo, derrames, etc.

Tabla A.- Pérdidas de Na y S en una fábrica, usando el proceso kraft.



C A P I T U L O VII

REDUCCION DE PERDIDAS DE REACTIVOS Y DE MAL OLOR

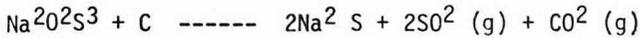
Oxidación del licor negro, hecho con la finalidad de recuperar reactivos y eliminar al mal olor desprendido.

Reacción, la oxidación del licor negro es la transformación de sulfuro de sodio (Na^2S) a tiosulfato de sodio ($\text{Na}^2\text{S}_2\text{O}_3$)



De esta forma la pérdida en evaporadores de multiple efecto es reducida a pérdidas de compuestos orgánicos de azufre.

En la incineración del licor negro



La oxidación del metil mercaptono, produce el disulfuro de --- dimetil que es un líquido no ácido y menos oloroso:





Oxidación del ácido sulfihídrico:



El SO^2 puede ser absorbido por una solución de carbonato de so
dio, de acuerdo a la siguiente reacción:



La principal ventaja de la oxidación del licor negro es la eco
nómica, pero también se tienen las siguientes:

1.- La sulfidez del licor de cocción es mantenida sin una alta reposición de reactivos, reducción de pérdidas de azufre.

2.- La cantidad de cal requerida en caustificación en marcada-
mente reducida.

3.- Eliminación en parte de los gases de mal olor, que se pro-
ducen por el proceso kraft.

4.- Reducción de la corrosión en evaporadores, con la consi---
guiente mayor transferencia de calor y operación de los evaporadores.

Oxidación del licor negro con aire a presión.

Oxidación a presión atmosférica, se obtiene una oxidación de -
sulfuro de sodio de 85%, y una oxidación de mercaptanos de 30 a 60%, la-
cantidad de aire alimentado fué de 100 volúmenes de aire por un volumen-

de licor, lo cual equivale a alimentar de seis a ocho veces más de la -- cantidad teórica requerida para oxidar a ambos sulfuro de sodio y mercaptanos.

Las gráficas presentadas muestran el efecto que se tiene en la oxidación del licor negro al variar la presión, temperatura, flujo de licor y relación de aire.

La oxidación se incrementa con el aumento de presión, especialmente referente a la oxidación de mercaptonos.

El aumento de la presión, temperatura y flujo de aire esta limitado por el aumento de costo del proceso de oxidación.

Uso del precipitador electrostático para la recuperación de -- sólidos suspendidos en los gases de combustión:

La más importante consideración en la aplicación de un precipitador para recobrar reactivos, es el volumen de gas a limpiar, expresado en pies³ por minuto. Con algunas variables de diseño, el volumen de -- gas a la entrada del precipitador es entre 250 y 525 ft³/tonelada de pulpa al día. Dependiendo de las condiciones de trabajo, el color de la sal colectada puede variar de gris obscuro que indica una combustión incompleta, a un blanco nieve, el cual puede indicar un exceso de aire en los gases existentes dentro del horno.

Principio del precipitador electrostático:

El presipitador electrostático esta formado de electrodos descargados de relativamente pequeño diámetro, tal como alambre, y de electrodos colectores, placas, entre los cuales pasan los gases que llevan las partículas de sólidos suspendidos. Los electrodos descargados estan formados de polaridad negativa, y los electrodos colectores son mantenidos positivos a potencial tierra. Un campo unidireccional de alto potencial es mantenido entre ambos polos. Con lo que se crea una ionización del gas entre los electrodos, formandose iones positivos y negativos --- cerca de los electrodos negativos. Estos iones son atraídos a los electrodos de polaridad opuesta. En su movimiento hacia los electrodos, chocan con las partículas que lleva el gas cargandolas positiva o negativamente, según el caso. Las partículas por si mismas son entonces atraídas a los electrodos de polaridad opuesta, sobre los cuales se depositan.

Donde los iones son formados en la vecindad inmediata de los electrodos negativos, los iones negativos tienen mucho más distancia --- promedio que viajar, por lo cual se cargan más partículas negativamente, resultando por ello una mayor colección de partículas sobre los electrodos positivos. Al llegar al electrodo la partícula cede su cargo y se -- adhiere a él ligeramente, hasta que es descargada por golpeteo, en el caso de polvos secos.

Existen tres factores primarios que afectan la eficiencia y -- remoción de cualquier partícula de polvo dada:

- 1.- Velocidad del gas
- 2.- El tamaño, tipo y longitud de los electrodos
- 3.- El voltaje aplicado.

Una uniforme distribución de gas a través del presipitador es esencial, sí se tiene la velocidad promedio adecuada. El tamaño inicial y longitud de los electrodos, estan determinados por el diseño inicial del presipitador, pero el voltaje aplicado entre los dos polos puede --- variar debido a las condiciones de trabajo. Sí el espacio diseñado entre alambre y placa es reducido, debido a una mala alineación, el máximo voltaje de pico el cual la unidad fué diseñada no será obtenido, lo cual -- bajará la eficiencia. Otros factores que influenciarían el voltaje aplicado don la conductividad eléctrica del gas, temperatura, resion el gas, humedad y concentración de materia suspendida.

Un incremento en la temperatura del gas usualmente baja el --- arqueo de voltaje, y una temperatura baja los favores. A la temperatura de entrada de los gases al presipitador, entre 275 a 325 °F, usual del - sistema de recuperación, no se tiene un cambio detectable.

Generalmente un incremento en la cantidad de partículas conducutoras en la corriente de gas, decrece la corriente de presipitación y el arqueo de voltaje dando un incremento en la eficiencia de la unidad.

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

- 1 .- Pulp and Paper vol. 1
James P Cacey
- 2 .- Pulp and Paper Technology
Stephenson
- 3 .- Pulpa y Papel vol. 1
C Earl Libby
- 4 .- Chemical Engineers 'Handbook
John H. Perry
- 5 .- Process Heat Transfer
D. Q. Kern
- 6 .- Boletines Técnicos de Babcock Wilcox
- 7 .- Boletines Técnicos de Jonkopings Mekaniska Werkstads
- 8 .- Bolerines Técnicos de Fábrica de Papel San Rafael
- 9 .- Monografía Tappi sobre blanqueo
- 10 .- Pulp and Paper Manufacture the Pulping of Wood Vol. 1
Tappi Ronald G Macdonald

Mc Graw Hill Company, 1969

- 11 .- Pulping Processes
Rydholm
- 12 .- Pulp and Paper Mill Instrumentation
Ej Cole Lu Tood
Lockwood Trade Journal Co in, 1958
- 13 .- Pulp and Paper International
Enero de 1973
- 14 .- Paper Trade Journal
Diciembre 4, 1972
- 15 .- Trabajo presentado en la APCA, junio de 1961, por;
A, Tirado A., M. Guevara V. y J. Banduni S.
- 16 .- ^xEsperiencias personales en Fábrica de Papel San Rafael.