

*Universidad Iberoamericana*

INCORPORADA A LA U.N.A.M.  
**ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS**

**ESTUDIO COMPARATIVO DE TRES SISTEMAS DE  
EVAPORACION DE LICOR NEGRO EN EL CICLO  
DE RECUPERACION DE UNA PLANTA DE CELU -  
LOSA KRAFT.**

**TESIS PARA OPTAR POR  
EL TITULO DE INGENIERO  
QUIMICO**

**Enrique Ollivier Aparicio**

**1965**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

**A mis padres**  
**con todo mi agradecimiento y cariño**

**A Chérese**  
**con mucho cariño**

**A mis familiares**

**A los Sres. Ingo. Quim.  
Luis Fernández U. y  
Alfonso Sánchez E.  
por su valiosa colaboración  
en esta tesis**

**Al Sr. Ing. Quim.  
Enrique Suárez  
Por las facilidades otorgadas  
para el desarrollo de esta tesis**

**A la Cla. de las Fábricas  
de papel de San Rafael  
y Anexos**

**A mis maestros  
con respeto**

**A mis compañeros y amigos**

## I N D I C E

	Página
INTRODUCCION	1
CAPITULO I                    GENERALIDADES	2
CAPITULO II                 SISTEMAS DE EVAPORACION	7
CAPITULO III               DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS	13
CAPITULO IV                COMPARACION DE LOS SISTEMAS DE EVAPORACION	16
I.- Determinación de los Coeficientes de Transmisión de Calor	16
II.- Cálculos de los Sistemas de Evaporación	29
A) Sistema a Contracorriente	30
B) Sistema Mixto I	43
C) Sistema Mixto II	54
D) Sistema Mixto I con Calentadores Intermedios	65
E) Sistema Mixto II con Calentadores Intermedios	78
F) Sistema a Contracorriente con Tanque de Autoevaporación.	90
G) Sistema Mixto II con Calentadores Intermedios y Tanque de Autoevaporación.	

	Página
<b>CAPITULO V</b>	
<b>DISÑO DEL EQUIPO NECESARIO PARA CAMBIAR DE SISTEMA</b>	<b>115</b>
<b>I.- Equipo Necesario</b>	<b>115</b>
<b>II.- Diseño de los Calentadores Intermedios</b>	<b>116</b>
<b>A) Calentador Intermedio Uno</b>	<b>116</b>
<b>B) Calentador Intermedio Dos</b>	<b>123</b>
<b>C) Calentador Intermedio Tres</b>	<b>129</b>
<b>CAPITULO VI</b>	
<b>BALANCE ECONOMICO</b>	<b>136</b>
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>141</b>
<b>REFERENCIAS</b>	<b>142</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>143</b>

## INTRODUCCION

La comparación de los tres sistemas de evaporación de licor negro tiene por objeto estudiar si se puede mejorar la operación de un evaporador de múltiple efecto, instalado en una planta de colulosa Kraft.

Los sistemas usuales para evaporar licor negro son: el sistema Americano con flujo de licor negro a contracorriente y el sistema Escandinavo con flujo de licor negro a la misma dirección; el tercer sistema es otro arreglo de flujo a la misma dirección que se creyó conveniente estudiar.

El evaporador de múltiple efecto instalado en la planta es de tipo Americano.



## CAPITULO I

### GENERALIDADES

Breve descripción del proceso de obtención de celulosa Kraft.

La celulosa Kraft se obtiene de maderas de coníferas. En esta fábrica se usa principalmente el Pino Bentosuzas (80%) y en menor cantidad los pinos Michocanos, Pseudotsugas, Ayacahuite y Tascoto. La madera llega a la fábrica en forma de rajas descortezadas de dimensiones fijas.

Las rajas de madera se reducen a astillas de tamaño adecuado, en un trezador; luego se almacenan en una tolva.

Estas astillas son transportadas de la tolva a los digestores, los cuales se llenan de astillas. Las astillas son digeridas o cocidas con un licor de cocimiento que es una mezcla de "licor blanco" y "licor negro diluido". Los compuestos químicos del "licor blanco" son hidróxido de sodio y sulfuro de sodio; el "licor negro diluido" se usa para diluir el "licor blanco". La reacción de cocimiento separa la lignina de la celulosa. La lignina es el material de enlace que mantiene unidas a las fibras de celulosa en la madera y la celulosa separada de la lignina forma la pulpa que se usa para la manufactura del papel. La proporción de astillas a licor, la concentración del "licor blanco", el contenido de humedad de la astilla y otros variables son cuidadosamente controlados. El tiempo normal de cocimiento es de tres horas; se introduce gradualmente vapor al digestor, de manera que en 1.5 horas la presión

y la temperatura suben a 105 lb/in<sup>2</sup> absom. (7.4 Kg/cm<sup>2</sup>) y 170°C respectivamente y se mantienen en esas condiciones las restantes 1.5 horas.

Al final del cocimiento la pulpa y el licor se descargan en un tanque de descarga. La presión del vapor en el digestor es la fuerza impulsora de la descarga, lo cual deja el digestor vacío y listo para otra cocción. El vapor desprendido en la descarga por autoevaporación se utiliza para calentar agua en un condensador; esta agua se utiliza luego en los lavadores de pulpa. En el tanque de descarga se encuentran la pulpa y el licor residual ("licor negro") que contiene los compuestos químicos formados por la reacción entre el "licor blanco" y la lignina, y que son sales orgánicas de sodio. La pulpa y el "licor negro" se diluyen con "licor negro diluido" y se bombean al evaporador que lo quita a la pulpa los nudos y la estilla semicocida, éstos se regresan a los digestores y se vuelven a cocer. Del evaporador, la pulpa y el licor pasan a un sistema de lavado de cinco pasos consistente de tres filtros lavadores rotatorios de vacío (el primero un paso, el segundo y tercero dos pasos) en el primer paso se separa el "licor negro diluido"; la pulpa va a contracorriente con el licor de lavado y se añade agua caliente en el quinto paso.

La pulpa lavada se depura, luego se espesa y se manda a la planta de blanqueo o a la fábrica de papel. Una parte del "licor negro diluido" que sale del sistema de lavado se usa para diluir el "licor blanco" y la pasta en el tanque de descarga, el resto se manda al ciclo de recuperación, en donde se recuperan los reactivos químicos del "licor blanco".

#### Ciclo de Recuperación

El "licor negro diluido" que tiene una concentración de 15-17% de sólidos, se evaporado en un evaporador de múltiple efecto hasta una concentración de 50-60% de sólidos, pasando a ser "licor negro concentrado".

El "licor negro concentrado" se quema en una caldera de recuperación; las sales orgánicas de sodio que constituyen el "licor negro" al

quemarse se convierten en carbonato de sodio.

Se agrega sulfato de sodio al "licor negro" antes de quemarlo, para compensar las pérdidas de reactivos que hay en el ciclo; el sulfato se reduce a sulfuro por el carbón reductor que hay en el hogar de la caldera.



Tanto el carbonato de sodio como el sulfuro de sodio forman un fundido en el piso del hogar de la caldera.

Parte del sulfato es arrestrado por los gases de combustión que pasan después de salir de la caldera, por un precipitador electrostático en donde se recupera el sulfato que es parte del que se le añade al "licor negro" antes de quemarlo.

El calor generado en la combustión se utiliza para producir vapor sobrecalentado para las turbogeneradores de la fábrica y el vapor de escape de éstos últimos es el que se usa en el proceso.

El fundido que sale del piso del hogar de la caldera de recuperación, se disuelve en un tanque de disolución con "licor débil", formando así el "licor verde"; éste se pasa a un tanque clarificador en donde los lodos se asientan en el fondo y el licor clarificado derrama y se manda al sistema de coagulación; los lodos que se sacan del fondo del tanque se mandan a un tanque levador en donde se les agrega agua; los lodos se sacan del fondo del tanque y se tiran al drenaje y el agua de lavado que derrama del tanque es el llamado "licor débil" que se utiliza para disolver el fundido.

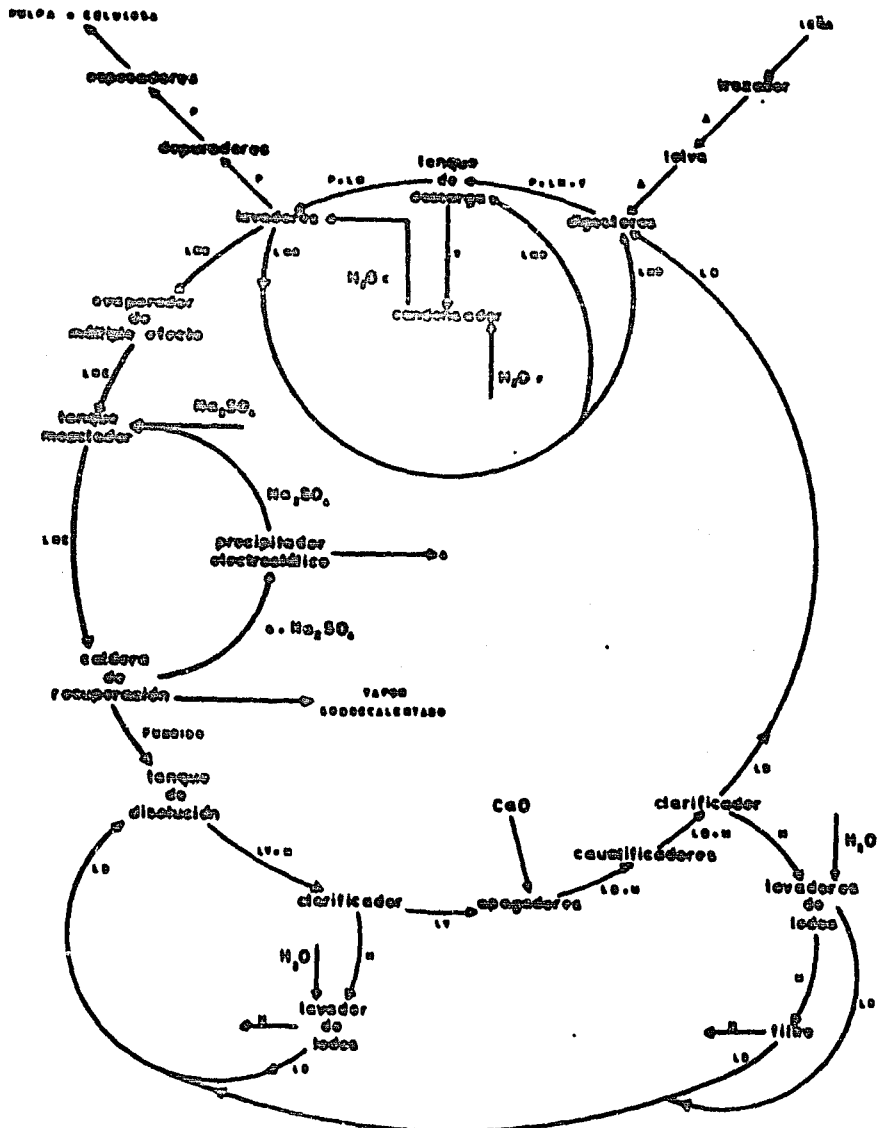
El sistema de coagulación es el siguiente: el "licor verde" se mete a un tanque espagador en el cual se calienta con vapor hasta una temperatura cercana a la ebullición y se le añade óxido de calcio (cal viva) que reacciona con el carbonato de sodio del "licor verde" y da hidróxido de sodio y carbonato de calcio que precipita, formando así de nuevo el "licor blanco".



El "licor blanco" pasa a otro tanque apagador que tiene unas -  
 restas que secan la col que no reacciona y arena que trae la misma cal;  
 pasa luego por otros tres tanques coautificadores en donde se termina la  
 reacción; de éstos se pasa el licor a un tanque clarificador en donde se  
 asienta el carbonato de calcio en forma de lodos, éstos son sacados del  
 fondo del tanque y mandados a un sistema de lavado que consiste de dos -  
 tanques lavadores, con el flujo de lodos a contracorriente del flujo del  
 agua de lavado; los lodos se mojan en el primer lavador y se secan en el se-  
 gundo; se mete agua caliente en el segundo lavador y se saca agua de la-  
 vado del primero, esta agua de lavado es "licor débil" que se ofrece al -  
 que sale del lavador de lodos del "licor verde"; los lodos que salen del  
 segundo lavador se mandan a un filtro rotatorio de vacio en donde se re-  
 cupera el agua de lavado que llevan y éstos se tiran al drenaje. El li-  
 cor que derrama del tanque clarificador contiene los dos reactivos del -  
 "licor blanco" y es el que se manda a digestores, corrándose así el cic-  
 clo de recuperación.

Se puede ver un diagrama de todo el proceso en la página siguiente.

# DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO CELULOSA KRAFT



A = ADILLA  
 C = CALIENTE  
 P = PULPA  
 S = SOLIDOS  
 P = PULPA

O = GASES DE COMBUSTION  
 LO = LICOR BLANCO  
 LD = LICOR NEGRO  
 LV = LICOR VERDE

LB = LICOR NEGRO  
 LBD = LICOR NEGRO DILUIDO  
 LBC = LICOR NEGRO CONDENSADO  
 V = VAPOR DE LA SECADORA

## CAPITULO II

### SISTEMAS DE EVAPORACION.

Hay dos sistemas de evaporación de licor negro:

El Sistema Americano y

El Sistema Escandinavo.

El sistema americano es muy usado en Estados Unidos, Canadá y América Latina. Tiene el flujo de licor negro a contracorriente con el del vapor, es decir, que el vapor entra en el primer efecto y sale en el último, y el licor entra en el último y sale en el primero. (Diagrama # 1 - del apéndice).

El Sistema escandinavo es muy usado en los países Escandinavos y el resto de Europa. Tiene el flujo de licor negro mixto a sus dos partes el flujo de licor negro va en paralelo con el vapor y en parte va a contracorriente; el vapor entra en el primer efecto y sale en el último, el licor entra en el tercer efecto se pasa en paralelo hasta el último, de ahí se pasa a contracorriente hasta el primero, del primero se pasa en paralelo hasta el segundo de donde sale el licor. (Diagrama # 2 - del apéndice).

Desde hace mucho tiempo ha habido una controversia en la industria de la celulosa, por saber cual de los dos sistemas es el más conveniente.

También se propongo estudiar un arreglo del sistema de flujo mixto que considere conveniente. El sistema es parecido al Escandinavo, sólo que el licor que se saca del último efecto no se saca el primero, sino el segundo, de ahí se pasa a contracorriente al primero de donde se

seca el licor. (Diagrama # 3 del apéndice).

El Sistema que se encuentre instalado en la fábrica es de tipo americano y a continuación se dará una descripción de él.

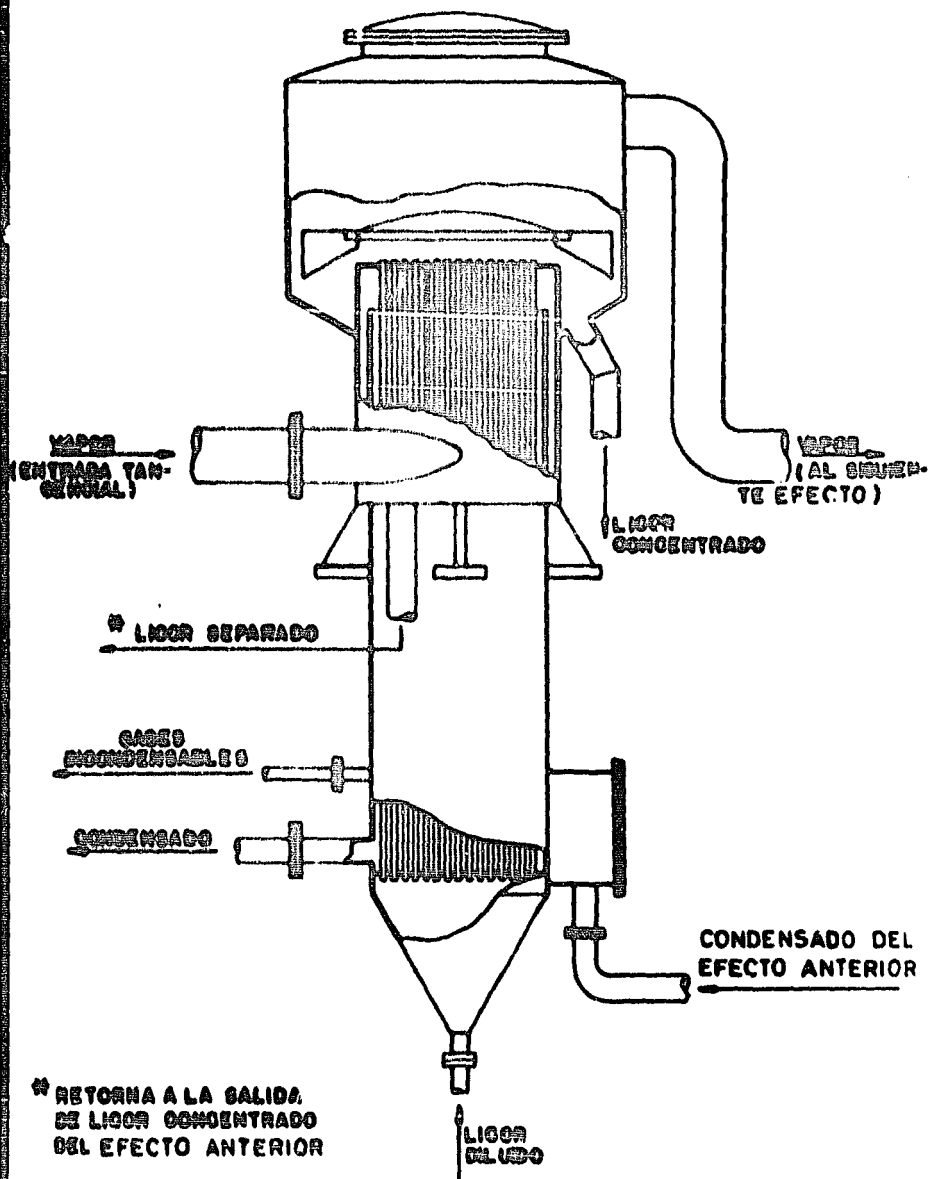
Es un quintuple efecto; consiste de siete cuerpos del tipo de tubos largos verticales, llamados también de película por la particularidad de que el líquido que se está evaporando forma una película en la pared interior de los tubos. El cuarto y quinto efectos tienen dos cuerpos cada uno y el primer efecto está dividido en dos pasos del lado del licor. Las áreas de transferencia son de 2100 pies cuadrados por el lado interior de los tubos, en los cuerpos I, IV-A, IV-B, V-A y V-B; y de 2000 pies cuadrados, en los cuerpos II y III. Los que tienen una área de 2100 pies cuadrados, consisten de 210 tubos y los que tienen una área de 2000 pies cuadrados consisten de 200 tubos. Los tubos son de acero de 7" de diámetro exterior, de 0.165" de espesor de pared y de 22 pies de longitud. Los tubos del primer efecto son de acero inoxidable, debido a la fuerte corrosión que sufren para manejar el licor más concentrado a la mayor temperatura.

Los cuerpos de los evaporadores tienen 30 pies de alto, el espacio vapor tiene 7 pies de diámetro y 7 pies de alto, y la calandria 30 pies 0" de diámetro. Tienen además unos separadores centrífugos simples dos en el exterior de la calandria, que sirven para separar el licor concentrado por el vapor. Se puede ver un dibujo del evaporador en la siguiente página.

El vapor en el múltiple efecto está hecho por un calentador horizontal de chorro de agua; tiene un espejo en la parte superior para evitar las gotas inundacionales, tiene además un separador centrífugo igual al de los cuerpos de los evaporadores.

El vapor a una presión de 30 lb/in<sup>2</sup> (2.1 kg/cm<sup>2</sup>), se alimenta a la calandria del primer efecto, el vapor generado en éste pasa al segundo, el generado en el segundo paso al tercero, el generado en el tercer paso pasa en paralelo a los dos cuerpos del cuarto efecto, el generado en los dos cuerpos del cuarto efecto se uno y pasa en paralelo a los dos cuerpos del quinto efecto, el generado en los dos cuerpos del quinto

# EVAPORADOR DE TUBOS LARGOS





efecto se une y pasa al condensador barométrico en donde el vapor se condensa en el chorro de agua fría.

El condensado limpio sale de la calandria del primer efecto, - pasa por una trampa de vapor y se mete a un tanque de auto evaporación, - el vapor generado en el tanque se mete a la calandria del segundo efecto y el condensado restante se extrae del tanque mediante una bomba que lo manda a las calderas. El condensado contaminado sale del segundo efecto y se mete a la calandria del tercer efecto, (pasa solo, debido a que el tercer efecto tiene una presión menor a la del segundo efecto y así - pasa sucesivamente pues cada efecto tiene una presión menor a la del anterior), el del tercer efecto pasa al cuerpo A del cuarto efecto, el del - los dos cuerpos del cuarto se une y pasa al cuerpo A del quinto efecto, - se saca con una bomba y se tira al drenaje o se usa como agua caliente - en otra parte de la fábrica. La tubería de condensados que va de un -- efecto a otro, tiene un tanque de nivel, regulado con una válvula automática; este mecanismo sirve para que no pase el vapor de una calandria a - otro.

El licor negro diluido que sale de los filtros lavadores de -- pulpa se almacena en un tanque; de éste se saca con una bomba y se ali- - mente en paralelo a los dos cuerpos del quinto efecto; dos bombas, una - para cada cuerpo, sacan el licor, sus descargas se unen y alimentan en - paralelo a los dos cuerpos del cuarto efecto, de éste se saca el licor - igual que en el quinto y se alimenta el tercero y así hasta el primero - de donde se saca el licor negro concentrado y se almacena en un tanque - abierto en donde se efectúa una autoevaporación debido a que sale del -- efecto I que está a presión y al pasar a la presión atmosférica en el -- tanque, desprende vapor y se concentra más el licor negro. (Nota: para - pasar el licor de uno a otro efecto se necesitan bombas pues como va del - quinto al primero la presión en cada efecto va siendo mayor). Del tan- - que de almacenamiento se manda a la caldera de recuperación.

Los instrumentos de control con que cuenta el evaporador son: un registrador de flujo de vapor y un registrador de presión del mismo -- vapor, conectados a la línea general de vapor que alimenta el primer -- efecto; dos medidores de flujo de licor negro diluido conectados cada --

una a una de las tuberías de alimentación de los dos cuerpos del quinto efecto. Además se tienen manómetros en las calandrias del primer y segundo efectos y en las especies vapor del segundo, tercer, cuarto y quinto efectos.

Ahora se hará una descripción de como quedaría el quintuple efecto si lo arregiará para que fuera un sistema Mixto I (Escandinavo). Como en el sistema a Contracorriente los efectos que manejan la mayor cantidad de licor son los dobles, es decir el quinto y el cuarto, en el sistema Escandinavo, como se ve se alimenta al tercero, dato y el cuarto según dobles. El flujo de vapor será el mismo solo que pasará en paralelo por los cuerpos del tercer efecto en vez del quinto. El flujo del licor es el siguiente: se alimenta en paralelo a los dos cuerpos del tercer efecto, de estos se pasa a los dos del cuarto y de los dos del cuarto al quinto (Nota: para pasar el licor en estos no se necesita bomba pues como va del tercero al quinto la presión va disminuyendo), del quinto se pasa con una bomba, se pasa a través de un calentador (el calentador se usa para calentar el licor que solo a una baja temperatura del quinto efecto y meterlo caliente al primer efecto, porque de no ser así el primer efecto solo calentaría el licor y no habría evaporación en él. Se usa vapor vivo para calentar) y se mete al primer efecto, de este se pasa el segundo sin bomba y de este último se saca el licor negro concentrado y se mete al tanque de almacenamiento; en este sistema no se efectúa autoevaporación de licor en el tanque, pues el segundo efecto tiene un ligero vacío y el licor sale del efecto por pieza barométrica.

El Sistema Escandinavo lo llamaremos, Mixto I; el Sistema propuesto, Mixto II y el Sistema Americano, Contracorriente.

El quintuple efecto arreglado como sistema Mixto II, es casi igual al sistema Mixto I, con la diferencia de que el flujo del licor tiene la siguiente modificación: el licor que se saca del quinto efecto se pasa por el calentador y se mete al segundo efecto en vez de meterse al primero; del segundo se saca el licor con una bomba y se mete al primero y de esto se saca el licor negro concentrado, y se mete al tanque

de almacenamiento donde se efectúa la autoevaporación del licor como en el sistema a Contracorriente.

El flujo de condensados en los Sistemas Mixto I y Mixto II es el mismo y es el siguiente: el condensado del primer efecto se manda a un tanque de autoevaporación, el vapor se mete a la calandria del segundo y el condensado restante se manda a calderas; el que sale del segundo se mete al cuerpo "A" del tercero, el que sale de los dos cuerpos del tercero se mete al cuerpo "A" del cuarto, el que sale de los dos cuerpos del cuarto se mete al quinto, del quinto se saca con una bomba y se tira al drenaje.

## CAPÍTULO III

### DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS.

Para hacer los cálculos de los Sistemas y poder así compararlos, se necesitó determinar ciertas propiedades físicas del licor negro, como son su punto de ebullición y su viscosidad a varias concentraciones.

Es necesario conocer el punto de ebullición del licor negro, - para poder determinar que aumento tiene con respecto al punto de ebullición del agua a la misma presión. El aumento del punto de ebullición - (A.P.E.) se considerará constante con respecto a la presión, por no contar con los aparatos necesarios para hacer las determinaciones a presión o al vacío por lo que las determinaciones se harán a presión atmosférica; además se usa generalmente la curva del A.P.E. del licor a presión atmosférica para hacer los cálculos del evaporador como se puede ver en el Kern (R-5) pag. 429 y en el Stephenson (R-9) pag. 547. Se encuentran en la literatura varias gráficas que nos muestran el A.P.E. del licor negro, pero se quiso tener una gráfica para el licor negro de esta fábrica, pues muchas veces los licores negros no son de la misma composición química y esto hace variar las propiedades físicas del licor. La determinación se hizo de la siguiente manera: se tomaron muestras de licor a la salida de cada efecto y de licor negro diluido; una de las muestras se puso en un matraz de tres bocas, en una de ellas se tenía un refrigerante con el objeto de tener reflujos, en la otra se tenía un agitador y en la última un termómetro; se calentó sucesivamente hasta que el licor comenzó a hervir y la temperatura se mantuvo constante, en ese punto se tomó

la lectura, se repitió la operación varias veces y se sacó un promedio; lo mismo se hizo con las otras muestras. Con los resultados se construyó una que se puede ver en la gráfica No. 1 del apéndice, en ella también se pusieron otros datos tomados de la Swenson Evaporator Co. (A-9) y otros de los Data Sheets de la Tappi (A-10).

Para hacer la comparación de los tres sistemas, se necesita conocer los coeficientes totales de transmisión de calor en cada efecto -- del evaporador. Como van a variar las temperaturas de ebullición y las concentraciones de licor negro en cada efecto que se van a tener en los nuevos diseños, la viscosidad del licor negro también variará de acuerdo con esas temperaturas y concentraciones y esto va a afectar los coeficientes de transmisión. Para poder determinar la variación de los coeficientes de transmisión, se pensó en relacionarlos con la viscosidad del licor negro, pues esta propiedad es la que más influencia tiene en el coeficiente por lo que se hicieron unas determinaciones de viscosidad de licor negro a diferentes concentraciones y temperaturas.

Las determinaciones se hicieron en un viscosímetro Saybolt -- Universal, con una muestra de licor negro diluido y cinco muestras de licor negro tomadas a la salida de cada efecto.

El método de operación es el siguiente: se llena el tubo del viscosímetro con la muestra, se calienta hasta la temperatura a la que se desea obtener la viscosidad, se agita el baño para obtener una temperatura homogénea; se quita un tapón colocado debajo del tubo y con un cronómetro se mide el tiempo que tarda el licor en llenar un frasco hasta el -- afuera. Se repitió cinco veces esta operación para cada muestra y se tomó un promedio del tiempo, lo mismo se hizo con las restantes muestras. La máxima temperatura a la que se pudo determinar la viscosidad fue 90°C, -- pues a mayor temperatura el licor comenzaba a hervir. Las muestras de -- baja concentración dieron muchos valores menores de 32 segundos Saybolt -- Universal que es el límite inferior del rango dentro del cual trabaja -- el aparato, por lo que esos valores no se tomaron en cuenta.

Con los datos obtenidos se hicieron unas gráficas en papel semilogarítmico; la gráfica 2A del apéndice se hizo poniendo la viscosidad en la escala logarítmica, la concentración en la escala aritmética y se-

se parámetro la temperatura; la gráfica 2B del apéndice se hizo poniendo la viscosidad en la escala logarítmica, la temperatura en la escala aritmética y la concentración como parámetro. Se encontró en la literatura unos datos de viscosidad de licor negro obtenidos por Kebe y McCormack (R-6) que tenían valores de viscosidad para el licor negro de baja concentración, también se encontró una gráfica de la compañía Babcock & Wilcox (R-3) que tenía valores de viscosidad para altas concentraciones; cubriendo dichos valores en las curvas de las gráficas 2A y 2B, se vio que se seguían la tendencia de las curvas, por lo que se decidió completar las curvas con dichos valores. Analizando la gráfica 2B se observó que las curvas, en la región de altas temperaturas se vuelven rectas por lo que se decidió extrapolárselas hasta  $120^{\circ}\text{C}$ .; la gráfica 2C del apéndice tiene las curvas de la 2B extrapoladas; los valores obtenidos en la gráfica 2C se usaron para construir las curvas de  $110$  y  $120^{\circ}\text{C}$ . (líneas puntuadas) en la gráfica 2A. La gráfica 3 del apéndice es la misma gráfica 2A pero usando para la viscosidad una escala aritmética en vez de una logarítmica; en esta gráfica se puede apreciar mejor la influencia de la concentración sobre la viscosidad.

## CAPITULO IV

### COMPARACION DE LOS SISTEMAS DE EVAPORACION

#### I.- Determinación de los Coeficientes de Transmisión de Calor.

Para hacer los cálculos de los Sistemas de Evaporación es necesario conocer los coeficientes de transmisión de calor en cada efecto.

Se busca en la literatura ecuaciones para calcular los coeficientes de transmisión de calor en evaporadores de tubos largos verticales. Las principales referencias encontradas fueron Badger y asociados (R-1), que han hecho varias experiencias al respecto sacando como conclusiones que es muy difícil calcular los coeficientes mediante fórmulas o relaciones definidas, esto, debido a que el fenómeno de evaporación en este tipo de evaporador es sumamente complejo, en primer lugar por el hecho de que hay dos zonas diferentes en los tubos, cuyas longitudes son muy difíciles de establecer, en una el líquido está caliente y en la otra está en plena ebullición; los coeficientes son bajos en la zona de calentamiento y muy altos en la de ebullición; además todas las condiciones varían a lo largo del tubo: concentración, viscosidad, velocidad, composición de la mezcla líquido-gas, presión, etc.

El diseño de este tipo de evaporadores se basa en datos empíricos que sólo conocen los fabricantes de evaporadores.

Por lo tanto el único medio de obtener los coeficientes es calcular los coeficientes totales en el equipo instalado haciendo un balance

de materiales y calor.

Se hicieron diez determinaciones de los coeficientes en las condiciones más variadas posibles, teniendo en cuenta la poca flexibilidad que se puede tener en un equipo que está en producción y que debe mantenerse entre ciertos límites. Una de estas determinaciones se presentará como ejemplo.

Para hacer la determinación se tomaron lecturas de los medidores de flujo de licor negro diluido y conductores de cada cuerpo, se determinó con un areómetro Baumé la densidad del licor negro diluido y del licor o la salida de cada cuerpo y se tomó la temperatura del licor negro diluido. La concentración del licor se obtuvo de la densidad en grados Baumé mediante una tabla de los Data Sheets de la Toppi (R-11) que da la equivalencia entre ambos; las temperaturas del vapor se obtuvieron a la presión correspondiente en las tablas de vapor (R-4), el A.P.E. de la gráfica No. 1 y los calores específicos se tomaron del Marvin (R-2).

Todos estos datos se pueden observar a continuación.

**Datos:**

	$W_{S-B} = 35,250 \text{ lb/hr}$
Flujo de licor negro diluido	$W_{S-A} = 35,250 \text{ lb/hr}$
	$W_S = 70,500 \text{ lb/hr}$



TABLA I

Efecto	I	II	III	IV	IV	V	V
Cuerpo				A	B	A	B
P	20.5	5.0					
V			4.0	11.0	11.0	15.5	15.5
tv	266	218	188	162	162	144	144
t	29	20	19	13	13	12	12
to	237	190	169	149	149	132	132
B	19	10	7	5	5	4	4
P'	5.0						
V'		4.0	11.0	15.5	15.5	17.0	17.0
to	190	100	149	132	132	150	150
X	30.4	29.5	24.0	20.0	20.0	16.0	16.0
Xf	50.0	30.4	29.5	23.7	24.3	20.0	19.3
L	967	984	1000	1010	1010	1020	1020
$\overline{Cp}$	.81	.85	.87	.89	.89	.90	.90

Siendo:

- P = presión manométrica en la calandria, lb/in<sup>2</sup>.
- V = vacío en la calandria, in. de Hg.
- tv = temperatura del vapor en la calandria, °F.
- At = diferencia de temperatura entre el vapor en la calandria y el licor dentro de los tubos, °F.
- to = temperatura de ebullición del licor, °F.
- B = aumento del punto de ebullición del licor (APE), °F.
- P' = presión manométrica en el espacio vapor, lb/in<sup>2</sup>.
- V' = vacío en el espacio vapor, in de Hg.
- to = temperatura del licor que entra al efecto, °F.
- X = concentración del licor que entra al efecto, % de sólidos en peso.
- Xf = concentración del licor que sale del efecto, % de sólidos en peso.
- L = calor latente del vapor en el espacio vapor, Btu/lb.
- $\overline{Cp}$  = calor específico medio del licor, Btu/(lb) (°F).

Con estos datos se hizo un balance de materiales.

Balances de Materiales

## Ecuaciones generales

$$W_n = Wf_n + \Delta W_n \quad (1)$$

$$W_n X_n = Wf_n Xf_n \quad (2)$$

Como sólo se conocen el flujo del licor que entra al cuerpo y las concentraciones a la entrada y a la salida, despejamos a " $Wf_n$ " de la ec. (2).

$$Wf_n = \frac{W_n X_n}{Xf_n} \quad (3)$$

Y despejamos a " $\Delta W_n$ " de la ec. (1)

Siendo

$$\Delta W_n = W_n - Wf_n \quad (4)$$

Estas dos ecuaciones son las que usaremos en el balance.

$\Delta W$  = flujo de vapor que sale del efecto "n"

$W$  = flujo de licor que entra al efecto "n"

$Wf$  = flujo de licor que sale del efecto "n"

$n$  = subíndice que representa a cualquiera de los cinco efectos en -  
ecuaciones generales.

Aplicamos las eco. (3) y (4) a cada efecto, usando los datos anteriores.

Efecto V

cuerpo B

$$Wf_{BB} = \frac{W_{BB} X_{BB}}{Xf_{BB}} = \frac{(38,280) (.198)}{.193} = 30,700 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta W_{BB} = W_{BB} - Wf_{BB} = 38,280 - 30,700 = 4,580 \text{ lb/hr}$$

cuerpo A

$$WF_{5A} = \frac{W_{5A} X_{5A}}{XF_{5A}} = \frac{(38,250)(.160)}{.208} = 29,500 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta W_{5A} = W_{5A} - WF_{5A} = 39,250 - 29,500 = 9,750 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

cuerpo B

$$W_{4B} = \frac{WF_{5B} + WF_{6B}}{2} = \frac{30,700 + 29,900}{2} = 29,600 \text{ lb/hr}$$

$$WF_{4B} = \frac{W_{4B} X_{4B}}{XF_{4B}} = \frac{(29,600)(.200)}{.243} = 24,300 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta W_{4B} = W_{4B} - WF_{4B} = 29,600 - 24,300 = 5,300 \text{ lb/hr}$$

cuerpo A

$$W_{4A} = W_{4B} = 29,600 \text{ lb/hr}$$

$$WF_{4A} = \frac{W_{4A} X_{4A}}{XF_{4A}} = \frac{(29,600)(.200)}{.237} = 25,000 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta W_{4A} = W_{4A} - WF_{4A} = 29,600 - 25,000 = 4,600 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

$$W_3 = WF_{4B} + WF_{4A} = 24,300 + 25,000 = 49,300 \text{ lb/hr}$$

$$WF_3 = \frac{W_3 X_3}{XF_3} = \frac{(49,300)(.200)}{.296} = 40,200 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta W_3 = W_3 - WF_3 = 49,300 - 40,200 = 9,100 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

$$U_2 = Wf_2 = 40,200 \text{ lb/hr}$$

$$Wf_2 = \frac{U_2 X_2}{Xf_2} = \frac{(40,200)(.288)}{.384} = 30,600 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta U_2 = U_2 - Wf_2 = 40,200 - 30,600 = 9,400 \text{ lb/hr}$$

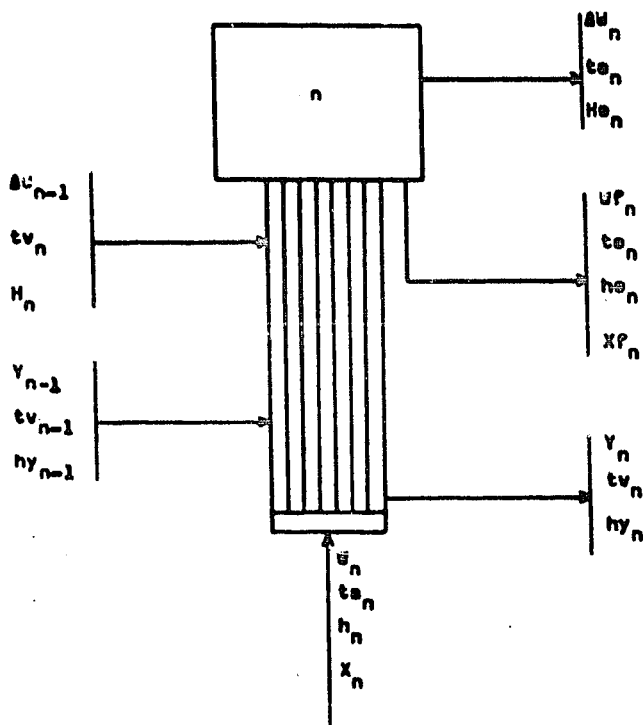
Efecto I

$$U_1 = Wf_1 = 30,000 \text{ lb/hr}$$

$$Wf_1 = \frac{U_1 X_1}{Xf_1} = \frac{(30,000)(.336)}{.580} = 20,300 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta U_1 = U_1 - Wf_1 = 30,000 - 20,300 = 10,800 \text{ lb/hr}$$

Balanza de Calor y Cálculo de los Coeficientes



Siendo

- $h_n$  = entalpia del licor que entra al efecto "n"
- $h_n$  = entalpia del licor que sale del efecto "n".
- $H_n$  = entalpia del vapor de calentamiento que entra al efecto "n"
- $H_n$  = entalpia del vapor sobrecalentado que sale del efecto "n"
- $h_{y_{n-1}}$  = entalpia del condensado que entra al efecto "n".
- $h_{y_n}$  = entalpia del condensado que sale del efecto "n".
- $t_n$  = temperatura del licor que entra al efecto "n"
- $t_n$  = temperatura del licor y del vapor que salen del efecto "n" y - también temperatura de ebullición del licor dentro de la columna del efecto "n".

- $t_{v_n}$  = temperatura del vapor de calentamiento que entra al efecto "n" y también temperatura del condensado que sale del efecto "n".  
 $t_{v_{n-1}}$  = temperatura del condensado que entra al efecto "n".  
 $U_n$  = flujo del licor que entra al efecto "n".  
 $U'_{f_n}$  = flujo de licor que sale del efecto "n".  
 $\Delta U_{n-1}$  = flujo de vapor de calentamiento que entra al efecto "n".  
 $\Delta U_n$  = flujo de vapor que sale del efecto "n".  
 $V_{n-1}$  = flujo de condensado que entra al efecto "n".  
 $V_n$  = flujo de condensado que sale del efecto "n".  
 $X_n$  = concentración del licor que entra al efecto "n".  
 $X'_{f_n}$  = concentración del licor que sale del efecto "n".

Balace de Calor del lado del Vapor de Calentamiento

$$-q'_n = \Delta U_{n-1} H_n + V_{n-1} h_{y_{n-1}} - V_n h_{y_n} \quad (5)$$

Siendo:

$-q'_n$  = calor cedido por el vapor de calentamiento  
 En la eq. (5) por balance de materiales.

$$V_n = \Delta U_{n-1} + V_{n-1} \quad (6)$$

Substituyendo (6) en (5)

$$q'_n = \Delta U_{n-1} H_n + V_{n-1} h_{y_{n-1}} - \Delta U_{n-1} h_{y_n} - V_{n-1} h_{y_n} \quad (7)$$

Segundo  $\Delta U_{n-1}$  y  $V_{n-1}$  como factores comunes.

$$q'_n = \Delta U_{n-1} (H_n - h_{y_n}) + V_{n-1} (h_{y_{n-1}} - h_{y_n}) \quad (8)$$

En la Que:

$$H_n - h_{y_n} = L_{n-1} \quad (9)$$

$$h_{y_{n-1}} - h_{y_n} = C_{p'_{n-1}} t_{v_{n-1}} - C_{p'_n} t_{v_n} \quad (10)$$

Siendo:

$C_p'$  = calor específico del condensado.

Como el calor específico del condensado (agua) casi no varía con la temperatura como se puede ver en el Perry (H-5)

hacemos:

$$C_p' = C_p'_{n-1} \quad (11)$$

Substituyendo (11) en (10)

$$h_{n-1} - h_{v_n} = C_p'_{n-1} (t_{v_{n-1}} - t_{v_n}) \quad (12)$$

Substituyendo (9) y (12) en (8)

$$q_n' = \Delta H_{n-1} L_{n-1} + V_{n-1} C_p'_{n-1} (t_{v_{n-1}} - t_{v_n}) \quad (13)$$

Balanzo de Calor del Lado del Licor

$$q_n = - U_n h_n + U_f h_{c_n} + \Delta H_n H_{c_n} \quad (14)$$

Siendo:

$q_n$  = calor ganado por el licor.

Se escoge una temperatura de referencia a partir de la cual se pueden calcular las entalpías, con el objeto de eliminar a una de los términos y así tener sólo una incógnita " $\Delta H_n$ " en la ecuación. El licor concentrado y el vapor desprendido están del especie vapor en equilibrio y la temperatura de ambos es igual a " $t_{e_n}$ " que es la temperatura de ebullición del licor; luego la temperatura de referencia más adecuada es " $t_{e_n}$ " y con ella calcularemos las entalpías.

$$q_n = - U_n (h_n - h_{c_n}) + U_f (h_{c_n} - h_{c_n}) + \Delta H_n (H_{c_n} - h_{c_n}) \quad (15)$$

Siendo:

$h_{c_n}$  = entalpía del agua líquida a la temperatura " $t_{e_n}$ ".

Eliminando el término de " $u_f$ ".

$$q_n = - \dot{V}_n (h_n - h_{e_n}) + \Delta \dot{U}_n (H_{e_n} - h_{e_n}) \quad (15)$$

La entalpía del licor que entra al efecto  $n$  " $h_n - h_{e_n}$ " se puede calcular a partir del calor específico del licor.

$$h_n - h_{e_n} = \overline{Cp}_n (t_{e_n} - t_{e_n}) \quad (17)$$

La entalpía del vapor que sale del efecto  $n$  " $H_{e_n} - h_{e_n}$ " es la entalpía del vapor sobrecalentado menos la entalpía del agua líquida. Sin embargo en la práctica es bastante exacto substituir esa diferencia de entalpías por el calor latente del vapor " $L_n$ " correspondiente a la presión del espacio vapor según McCabe y Smith (R-7).

$$H_{e_n} - h_{e_n} = L_n \quad (18)$$

Debe hacer la aclaración de que el vapor sobrecalentado que sale del efecto " $n$ ", pierde parte de su sobrecalentamiento por la turbulencia del vapor y por pérdidas de calor por conducción en los periodos de las tuberías al pasar el vapor de un efecto a otro; si llega algo de vapor sobrecalentado a la calandria del efecto " $n+1$ " no se toma en cuenta debido a que en ese efecto la diferencia real de temperaturas ( $\Delta t$ ) a la que se realiza la transmisión de calor es entre la temperatura de condensación del vapor en la superficie exterior de los tubos de la calandria y la temperatura de ebullición del licor dentro de los tubos. Debido a esto la entalpía del vapor cambia de " $H_{e_n}$ " a " $H_{n+1}$ " y la temperatura del vapor cambia de " $t_{e_n}$ " a " $t_{v_{n+1}}$ " que con la entalpía y la temperatura del vapor saturado respectivamente, en la calandria del efecto  $n+1$ .

Substituyendo (17) y (18) en (15)

$$q_n = - \dot{V}_n \overline{Cp}_n (t_{e_n} - t_{e_n}) + \Delta \dot{U}_n L_n \quad (19)$$

Arreglando la eq. (19)

$$q_n = \dot{V}_n \overline{Cp}_n (t_{e_n} - t_{e_n}) + \Delta \dot{U}_n L_n \quad (20)$$

Como el calor cedido por el vapor " $q_v$ " es igual al calor ganado por el licor " $q_n$ ", se tiene la siguiente igualdad:



$$-q_n' = q_n$$

Y aplicando esta igualdad a los ecc. (13) y (20)

$$q_n = \Delta \bar{U}_{n-1} L_{n-1} \cdot Y_{n-1} C_{p_{n-1}} (t_{v_{n-1}} - t_{v_n}) = U_n \bar{C}_{p_n} (t_{v_n} - t_{e_n}) + \Delta U_n L_n \quad (21)$$

Para calcular el coeficiente total se usará la ecuación general para transmisión de calor por convección.

$$q_n = U_n A_n \Delta t_n \quad (22)$$

Despejando a  $U_n$

$$U_n = \frac{q_n}{A_n \Delta t_n} \quad (23)$$

Siendo:

$U$  = coeficiente total de transmisión de calor por convección.

$A$  = área de transmisión de calor.

$\Delta t$  = diferencia de temperaturas entre la temperatura de condensación del vapor y la temperatura de ebullición del licor.

Como sólo sabemos los datos del licor usaremos la ecuación (20) la cual sustituiremos en la ec. (23) para obtener la ecuación final.

$$U_n = \frac{\bar{U}_n \bar{C}_{p_n} (t_{v_n} - t_{e_n}) + \Delta U_n L_n}{A_n \Delta t_n}$$

Aplicando la ecuación (24) a cada efecto, usando los datos de la tabla I y del balance de materiales.

Efecto V

Cuerpo B

$$U_{50} = \frac{\bar{U}_{50} \bar{C}_{p_B} (t_{v_B} - t_{e_B}) + \Delta U_{50} L_B}{A_{50} \Delta t_B} = \frac{35,250 \times 90 (332-150) + 4550 \times 1020}{2100 \times 12}$$

$$U_{50} = 152 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^\circ F)$$

Cuerpo A

$$U_{5A} = \frac{W_{5A} \overline{Cp}_5 (t_{e5} - t_{e5}) + \Delta W_{5A} L_5}{A_{5A} \Delta t_5} = \frac{35,250 \times .90 (132-150) + 6,750 \times 1020}{2100 \times 13}$$

$$U_{5A} = 240 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^{\circ}F)$$

Efecto IV

Cuerpo B

$$U_{4B} = \frac{W_{4B} \overline{Cp}_4 (t_{e4} - t_{e4}) + \Delta W_{4B} L_4}{A_{4B} \Delta t_4} = \frac{22,600 \times .89 (149-132) + 5,300 \times 1010}{2100 \times 13}$$

$$U_{4B} = 213 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^{\circ}F)$$

Cuerpo A

$$U_{4A} = \frac{W_{4A} \overline{Cp}_4 (t_{e4} - t_{e4}) + \Delta W_{4A} L_4}{A_{4A} \Delta t_4} = \frac{22,600 \times .89 (149-132) + 4,600 \times 1010}{2100 \times 13}$$

$$U_{4A} = 187 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^{\circ}F)$$

Efecto III

$$U_3 = \frac{W_3 \overline{Cp}_3 (t_{e3} - t_{e3}) + \Delta W_3 L_3}{A_3 \Delta t_3} = \frac{49,300 \times .87 (160-149) + 9,100 \times 1000}{2030 \times 19}$$

$$U_3 = 257 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^{\circ}F)$$

Efecto II

$$U_2 = \frac{W_2 \overline{Cp}_2 (t_{e2} - t_{e2}) + \Delta W_2 L_2}{A_2 \Delta t_2} = \frac{40,200 \times .85 (198-169) + 9,400 \times 984}{2030 \times 20}$$

$$U_2 = 252 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^{\circ}F)$$

Efecto I

$$U_1 = \frac{W_1 \overline{Cp}_1 (t_{e1} - t_{e1}) + \Delta W_1 L_1}{A_1 \Delta t_1} = \frac{30,800 \times .91 (239-198) + 10,500 \times 967}{2100 \times 20}$$

$$U_1 = 183 \text{ Btu/(hr)} (ft^2) (^{\circ}F)$$

Las otras nueve determinaciones se hicieron de la misma manera y los resultados se dan a continuación:

TABLA II

Cuerpo	Determinación									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Coeficientes totales de transmisión de calor									
I	183	172	150	205	178	280	210	220	189	197
II	252	260	220	265	252	270	200	256	265	250
III	287	236	245	223	256	259	237	250	223	236
IV-A	107	192	161	150	170	183	182	160	150	172
IV-B	213	250	220	233	216	256	210	260	233	250
V-A	240	190	181	184	231	201	242	224	205	194
V-B	152	130	129	178	176	166	147	140	172	133

Se nota que los coeficientes de los cuerpos IV A y V B tuvieron -- unos valores anormalmente bajos debido a la inrustación exterior de -- los tubos de la calandria (notar estos dos cuerpos no se ha desinrustado de recientemente); para los cálculos no se tomarán en cuenta esos valores y usaremos los coeficientes del IV B para los dos cuerpos del cuarto efecto y los del V A para los dos cuerpos del quinto efecto. Los -- coeficientes del primer efecto también son bajos, pero esto es debido a la alta viscosidad del licor negro en este efecto.

Se trató de encontrar una relación del coeficiente con las principales variables que lo afectan y que son: la diferencia de temperaturas, la viscosidad, la densidad y la proporción de la alimentación evaporada. Lo único que se pudo encontrar fue una relación del coeficiente del primer efecto con la viscosidad del licor, como se puede ver en la gráfica No. 4, pues como este efecto maneja el licor más concentrado, con una pequeña variación de la concentración hay una variación muy grande de la viscosidad como se puede observar en la gráfica No. 3 del apéndice, para concentraciones mayores de 40% de sólidos y también se observó que las -- otras variables se mantuvieron casi constantes por lo que se supuso que los cambios en los coeficientes eran debidos principalmente a los cambios de viscosidad. En los otros efectos la variación de viscosidad es

muy pequeña y no predomina sobre los otros variables por lo que no se encontró ninguna relación definida de esta con el coeficiente.

Como no se pudo encontrar ninguna relación de los coeficientes de transmisión de los efectos II, III, IV y V, se hizo la suposición de que el coeficiente va a permanecer constante, tomando como base que la viscosidad varía muy poco hasta 40% de sólidos, como se puede ver en la gráfica No. 3, por lo que se usó el promedio de los coeficientes para cada efecto.

Los coeficientes promedio son: II = 207, III = 242, IV = 235 y  
V = 210.

## II.- Cálculos de los Sistemas de Evaporación.

Una vez obtenidos todos los datos experimentales necesarios se procedió a hacer los cálculos.

Se establecieron para los tres sistemas las siguientes especificaciones:

1.- Para poder hacer la comparación, se fijarán las siguientes condiciones en los tres sistemas: a) la concentración del licor negro diluido que entra al múltiple efecto en 16.0% de sólidos, b) la concentración del licor negro concentrado en el tanque de almacenamiento en 59% de sólidos (nota: en los Sistemas a Contracorriente y Doble II, la concentración del licor es después de realizada la autoevaporación dentro del mismo tanque; en el Sistema Doble I la concentración es la misma que a la salida del múltiple efecto debido a que no hay autoevaporación), c) la temperatura del licor negro diluido en 180°F, d) la presión del vapor vivo de calderas en la calandria del Efecto I en 30 lb/in<sup>2</sup> y el vacío en el espacio vapor del Efecto V en 17.6 in de Hg. Todos estos valores son los promedio de los obtenidos en el equipo instalado.

2.- Los efectos con cuerpos dobles se considerarán como constituidos por un solo cuerpo de area doble.

3.- El calor específico del condensado "C<sub>p</sub>" se considerará siempre

como una por ser agua.

4.- Como se hicieron muchas tentos en cada sistema se consideró que eran demasiado extensos para ser incluidos y por lo tanto sólo se presentará el último tento en cada sistema.

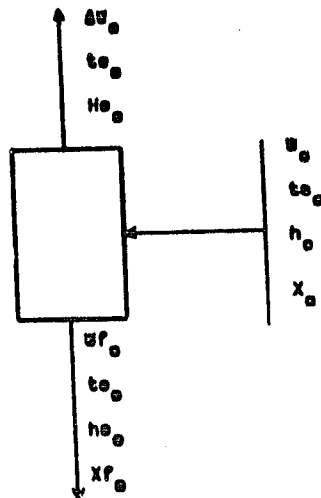
Balances de Materiales y de Calor

A) Sistema o Contracorriente

Funcionamiento

Autoevaporación del licor negro a la atmósfera.

Balances de calor



$$W_0 h_0 = W_f h_0 + \Delta W_0 H_0$$

(25)

Como en el balance de calor del lado del licor del efecto "n", escojamos una temperatura de referencia para calcular las entalpias y esa temperatura es  $t_{00}$  (véase pág. 24 )

$$W_0(h_0-h_{00}) = Wf_0(h_0-h_{00}) + \Delta W_0(H_{00}-h_{000}) \quad (26)$$

Eliminando el término de  $Wf_0$ .

$$W_0(h_0-h_{00}) = \Delta W_0(H_{00}-h_{000}) \quad (27)$$

Como en el efecto "n" (véase pág. 24 )

$$h_0-h_{00} = \bar{C}_{p_0}(t_0-t_{00}) \quad (28)$$

$$H_{00}-h_{000} = L_0 \quad (29)$$

Substituyendo (28) y (29) en (27).

$$W_0 \bar{C}_{p_0}(t_0-t_{00}) = \Delta W_0 L_0 \quad (30)$$

Siendo:

$t_0$  = temperatura de ebullición del licor negro concentrado a la atmosf.  $^{\circ}F$ .

$n$  = subíndice usado para la autoevaporación del licor negro.

Como no se conoce el flujo de licor negro que entra al tanque de almacenamiento antes de la autoevaporación  $W_0$ , pero sí se conoce el flujo después de la autoevaporación  $Wf_0$ , se hará un balance de materiales.

$$W_0 = Wf_0 + \Delta W_0 \quad (31)$$

Substituyendo (31) en (30) y sacando a  $\Delta W_0$  como factor común

$$Wf_0 \bar{C}_{p_0}(t_0-t_{00}) = \Delta W_0 L_0 - \bar{C}_{p_0}(t_0-t_{00}) \quad (32)$$

Para las ecuaciones de balance de calor del múltiple efecto usaremos

con la ec. (21) aplicada a cada efecto.

### Efecto I

$$q_1 = W_0 L_0 = W_1 \bar{Cp}_1 (t_{01} - t_{01}) + AS_1 L_1 \quad (33)$$

Siendo:

$W_0$  = flujo de vapor vivo proveniente de calderas, lb/hr.

$L_0$  = calor latente del vapor vivo, Btu/lb.

En este efecto el vapor que entra a la calandria es vapor vivo y el término del condensado de la ecuación general se elimina debido a que no entra condensado a este efecto por ser el primero, como se puede ver en el diagrama No. 1 en el apéndice.

Haciendo un balance de materiales en el lado del licor.

$$W_1 = W_0 + AS_1 \quad (34)$$

Como en este efecto no se conoce el flujo de licor que entra " $W_1$ ", pero si se conoce el flujo de licor que sale " $W_0$ ", se substituye la ec. (34) en la (33) y se saca a " $AS_1$ " como factor común.

$$q_1 = W_0 L_0 = W_0 \bar{Cp}_1 (t_{01} - t_{01}) + AS_1 \{ \bar{Cp}_1 (t_{01} - t_{01}) + L_1 \} \quad (35)$$

La substitución anterior se hará para todos los efectos debido a que todos se encuentran en el mismo caso que el primero pues en todos se sabe el flujo de licor que sale del efecto por los cálculos del efecto anterior, pero no se sabe el flujo de licor que entra.

### Efecto II

$$q_2 = AS_1 L_1 + V_1 Cp_1 (t_{v1} - t_{v2}) = W_1 \bar{Cp}_2 (t_{02} - t_{02}) + AS_2 \{ \bar{Cp}_2 (t_{02} - t_{02}) + L_2 \} \quad (36)$$

En lo que:

$$V_1 = U_0 \quad (37)$$

Balace de materiales en el lado del licer.

$$U_2 = U_1 + \Delta U_2 \quad (38)$$

Efecto III

$$Q_3 = \Delta U_2 L_2 + V_2 C P_2 (t_{v_2} - t_{v_3}) = U_2 \overline{C P_3} (t_{a_3} - t_{a_3}) + \Delta U_3 \{ \overline{C P_3} (t_{a_3} - t_{a_3}) + L_3 \} \quad (39)$$

En lo que:

$$V_2 = \frac{V_1 C P_1 (t_{v_1} - t_{v_2})}{L_1} + \Delta U_1 \quad (40)$$

Balace de materiales en el lado del licer.

$$U_3 = U_2 + \Delta U_3 \quad (41)$$

Efecto IV

$$Q_4 = \Delta U_3 L_3 + V_3 C P_3 (t_{v_3} - t_{v_4}) = U_3 \overline{C P_4} (t_{a_4} - t_{a_4}) + \Delta U_4 \{ \overline{C P_4} (t_{a_4} - t_{a_4}) + L_4 \} \quad (42)$$

En lo que:

$$V_3 = V_2 + \Delta U_2 \quad (43)$$

Balace de materiales en el lado del licer.

$$U_4 = U_3 + \Delta U_4 \quad (44)$$

Efecto V

$$Q_5 = \Delta U_4 L_4 + V_4 C P_4 (t_{v_4} - t_{v_5}) = U_4 \overline{C P_5} (t_{a_5} - t_{a_5}) + \Delta U_5 \{ \overline{C P_5} (t_{a_5} - t_{a_5}) + L_5 \}$$

(45)

En lo que:

$$V_4 = V_3 + \Delta U_3 \quad (46)$$



Balace de materiales en el lado del licor.

$$U_5C = U_4 + \Delta U_5 \quad (47)$$

La evaporación total "AUT" se calcula por la ecuación:

$$AUT = \Delta U_0 + \Delta U_1 + \Delta U_2 + \Delta U_3 + \Delta U_4 + \Delta U_5 \quad (48)$$

La economía se calcula por la ecuación:

$$E = \frac{AUT}{U_0} \quad (49)$$

Y la concentración a la entrada de cada efecto se calcula por la ecuación:

$$Z = U_n X_n = U_5 X_5 \quad (50)$$

#### Cálculo por Tentos.

Para hacer el cálculo por tentos se seguirán estos pasos:

1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra al múltiple efecto " $X_5$ ", y la concentración del licor en el tanque de almacenamiento después de la autoevaporación a la atmósfera " $X_0$ ", las demás concentraciones del licor que entra " $X_n$ " y que sale " $X_{fe}$ " de cada efecto se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la ec. (50). Para el primer tanteo esas concentraciones se supusieron iguales al promedio de las que se tomaron en el equipo instalado.

Con la concentración del licor que sale de cada efecto " $X_{fe}$ " se obtiene en la gráfica # 1 del apéndice el punto del punto de ebullición del licor "B" en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor " $\Delta t_e$ " en cada efecto; con " $\Delta t_e$ " y "B" en cada efecto se calculan: la temperatura del vapor " $t_v$ ", la temperatura de ebullición del licor " $t_e$ ", la temperatura de alimentación del licor " $t_a$ " y el calor latente del vapor "L" en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como " $\Delta t_e$ " los " $\Delta t_e$ " promedio que se tomaron del equipo instalado.

3.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto " $X_n$ " y las temperaturas de alimentación del licor " $t_n$ " y de ebullición del licor " $t_n'$ " en el mismo efecto se obtiene en la gráfica de Harvin (R-2) página 79 el calor específico medio del licor " $\bar{C}_p$ " para cada efecto.

4.- Con la concentración del licor que sale del efecto I " $X_{f1}$ " y la temperatura de ebullición del licor en el mismo efecto " $t_{e1}$ " se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica # 2A del apéndice; con la viscosidad del licor se obtiene el coeficiente total de transmisión de calor -- para el efecto I " $U_1$ " en la gráfica # 4 del apéndice. Para los demás efectos se usará el promedio de los coeficientes de transmisión de calor (véase pág. 29 ).

5.- Se supone el flujo de licor que entra al múltiple efecto " $U_{5e}$ ". Para el primer tanteo se usó el promedio de los flujos " $U_5$ " que se tomaron del equipo instalado.

6.- Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3,4, y 5 se hace un tanteo usando las ecs. (50), (32), (31), (22), (35), (34), (37), (36), (38), (40), (39), (41), (43), (42), (44), (46), (45), (47), y la ec. -- (22) para calcular " $\Delta t_n$ " en cada efecto.

7.- Se compara " $U_{5e}$ " con " $U_{5c}$ " calculado por la ec. (47) también se comparan las " $\Delta t_n$ " y las " $\Delta t_c$ " y por último se compara la diferencia total de temperaturas disponible " $\Delta T$ " es decir, la diferencia entre la temperatura del vapor en la calandria del primer efecto y la temperatura del vapor en el espacio vapor del último efecto, con la diferencia total de temperaturas calculada " $\Delta T_c$ " que se calcula sumando las " $\Delta t_c$ " de los cinco efectos.

8.- Si la diferencia de " $U_{5e}$ " y " $U_{5c}$ " es grande (de del 1%) o si las diferencias de las " $\Delta t_n$ " y las " $\Delta t_c$ " son grandes ( de del 5% ) o si la diferencia de la " $\Delta T$ " y la " $\Delta T_c$ " es grande (de del 1%) se -- vuelve hacer otro tanteo comenzando por el paso 2; si las diferencias -- siguen siendo grandes se hacen más tanteos hasta que las diferencias -- sean aceptables.

9.- Se calculan : la evaporación total " $\Delta W$ " por la ec. (48), la -

economía "E" por la ec. (49) y las concentraciones del licor que entra -- "X" y que sale "Xf" de cada efecto por la ec. (50)

10.- Se comparan las concentraciones supuestas en el paso 1 "Xs" y "Xfs" con las obtenidas en el paso 9 "X" y "Xf", si las diferencias son grandes y afectan los valores de "B" obtenidos en el paso 1, los valores de "Cp" obtenidos en el paso 3 y el valor de "U<sub>1</sub>" obtenido en el paso 4, se vuelve hacer otro tanto comenzando por el paso 1.

#### Datos Fijos

$t_{05}$	=	160 °F
$X_5$	=	.160 = 16.0 % de alcohol
$X_{f5}$	=	.590 = 59.0 % de alcohol
$A_1$	=	2100 ft <sup>2</sup>
$A_2$	=	$A_3$ = 2030 ft <sup>2</sup>
$A_4$	=	$A_5$ = 4200 ft <sup>2</sup>

Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3, y 4 se hace la siguiente tabla:

TABLA III

Efecto	Xs	Xfs	B	Ats	tv	ts	ta	L
I	38.0	58.0	19	28.8	260.0	239.2	198.6	965
II	28.8	38.0	10	21.6	220.2	198.6	167.1	985
III	23.4	28.8	7	21.5	188.6	167.1	149.5	1002
IV	19.9	23.4	5	10.6	160.1	149.5	133.0	1011
V	16.8	19.9	4	11.5	144.5	133.0	158.0	1020
C					129.0			
S								933
O	58.0	59.0	19			216.0	239.2	980

TABLA III

Efecto	$\bar{C}_p$	U
I	.80	196
II	.85	257
III	.87	242
IV	.89	235
<u>V</u>	.91	210
0	.72	

Signos:

C = condensador

S = vapor vivo

0 = autoevaporación del licor a la atmósfera

Usando los datos fijos y los datos de la tabla III se procede a -- hacer el tanteo.

Se supone:

$$W_{g0} = 73,900 \text{ lb/hr}$$

Autoevaporación de licor negro a la atmósfera.

Usando la eq. (50)

$$W_{f0} \times .59 = 73,900 \times .168$$

$$W_{f0} = 21,040 \text{ lb/hr}$$

Usando la eq. (32)

$$21,040 \times .72 (239.2 - 216) = AW_0 \{ 980 - .72 (239.2 - 216) \}$$

$$AW_0 = 300 \text{ lb/hr}$$

Usando la eq. (31)

$$W_0 = 21,040 + 300 = 21,400 \text{ lb/hr}$$

## Efecto I

Usando la ec. (22)

$$q_1 = 198 \times 2,100 \times 28.8 = 11,854,000 \text{ Btu-hr}$$

Usando la ec. (35)

$$11,854,000 = \dot{W}_0 \times 933$$

$$\dot{W}_0 = 12,705 \text{ lb/hr}$$

$$11,854,000 = 21,405 \times .80 (239.2 - 198.6) + \Delta \dot{W}_1 \{ .80(239.2 - 198.6) + 965 \}$$

$$\Delta \dot{W}_1 = 11,193 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (34)

$$\dot{W}_1 = 21,405 + 11,193 = 32,598 \text{ lb/hr}$$

## Efecto II

Usando la ec. (37)

$$\dot{V}_1 = 12,705 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (36)

$$q_2 = 11,193 \times 965 + 12,705 (268 - 220.20) = 11,408,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,408,000 = 32,598 \times .85 (198.6 - 167.1) + \Delta \dot{W}_2 \{ .85(198.6 - 167.1) + 985 \}$$

$$\Delta \dot{W}_2 = 10,410 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$11,408,000 = 257 \times 2,030 \times \Delta t_2$$

$$\Delta t_{2c} = 21.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (38)

$$W_2 = 32,598 + 10,410 = 43,008 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (40)

$$V_2 = \frac{12,705 (260 - 220.2)}{985} + 11,193 = 11,822 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (39)

$$q_3 = 10,410 \pi 985 + 11,822 (220.2 - 180.6) = 10,628,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,628,000 = 43,008 \pi .87 (167.1 - 149.5) + AW_3 (.87 (167.1 - 149.5) + 1,002)$$

$$AW_3 = 9,802 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,628,000 = 242 \pi 2,030 \pi \Delta t_{3c}$$

$$\Delta t_{3c} = 21.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (41)

$$W_3 = 43,008 + 9,802 = 52,810 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

Usando la ec. (43)

$$V_3 = 11,822 + 10,410 = 22,232 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (42)

$$q_4 = 9,802 \times 1,002 \times 22,232 (168.6 - 160.1) = 10,456,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,456,000 = 52,810 \times .69 (149.6 - 133) + \Delta W_4 \{ .69(149.6-133) + 1,011 \}$$

$$\Delta W_4 = 9,436 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,456,000 = 255 \times 4,200 \times \Delta t_{4c}$$

$$\Delta t_{4c} = 10.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (44)

$$W_4 = 52,810 + 9,436 = 62,246 \text{ lb/hr}$$

Efecto V

Usando la ec. (46)

$$V_4 = 22,232 + 9,802 = 32,034 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (45)

$$q_5 = 9,436 \times 1,011 + 32,034 (160.1 - 144.5) = 10,040,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,040,000 = 62,246 \times .91 (133-150) + \Delta W_5 \{ .91(133-150) + 1020 \}$$

$$\Delta W_5 = 11,490 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,040,000 = 210 \times 4,200 \times \Delta t_{5c}$$

$$\Delta t_{5c} = 11.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (47)

$$W_{gc} = 62,246 + 11,490 = 73,736 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos " $W_g$ " supuesto y calculado.

$$W_{ga} = 73,900 \text{ lb/hr y } W_{gc} = 73,736 \text{ lb/hr}$$

$$W_{ga} - W_{gc} = 164 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver, la diferencia entre los dos flujos es pequeña y solo implica un error del 0.2%, por lo que se considera correcto el balance de materiales.

Comparando las diferencias de temperaturas supuestas y calculadas:

Efecto	$\Delta t_a$	$\Delta t_c$	Diferencia	error
I	28.8	28.8		
II	21.6	21.9	+ 0.3	1.4 %
III	21.5	21.6	+ 0.1	0.4 %
IV	10.6	10.6	0.0	
V	11.5	11.4	- 0.1	0.9 %
<hr/>				
$\Delta t_T$	94.0	94.3	+ 0.3	0.3 %

Como se puede ver las diferencias de los " $\Delta t_a$ " y los " $\Delta t_c$ " son aceptables y la diferencia de la " $\Delta t_T$ " y la " $\Delta t_{Tc}$ " también es aceptable.

Usando la ec. (48)

$$\Delta W_T = 365 + 11,199 + 10,410 + 9,802 + 9,436 + 11,490 = 52,696 \text{ lb/hr}$$

Usando la Ec. (49)

$$C = \frac{52,696}{12,708} = 4.15 \text{ lb agua/lb vapor}$$

Usando la ec. (50) en cada efecto.



$$Z = 73,900 \times .168 = 12,415 \text{ lb/hr de sólidos}$$

$$X_0 = .590 = 59.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_0 = X_{F_1} = \frac{12,415}{21,405} = .580 = 58.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_1 = X_{F_2} = \frac{12,415}{32,590} = .381 = 38.1 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_2 = X_{F_3} = \frac{12,415}{43,080} = .289 = 28.9 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_3 = X_{F_4} = \frac{12,415}{52,010} = .235 = 23.5 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_4 = X_{F_5} = \frac{12,415}{62,245} = .199 = 19.9 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_5 = .160 = 16.0 \% \text{ de sólidos}$$

Comparando los concentraciones supuestas y las calculadas.

AE	0	58.0	59.0	58.0	59.0	0.0	0.0
Efecto I		38.0	58.0	38.1	58.0	+0.1	0.0
Efecto II		28.8	38.0	28.9	38.1	+0.1	+0.1
Efecto III		23.4	28.8	23.5	28.9	+0.1	+0.1
Efecto IV		19.9	23.4	19.9	23.5	0.0	+0.1
Efecto V		16.0	19.9	16.0	19.9	0.0	0.0

AE = Autoevaporación.

Como las diferencias no afectan los valores de  $\bar{u}_0$ ,  $\bar{C}_p$  y  $\bar{u}_1$

el tanteo se considera correcto.

$$Z = 73,900 \times .160 = 12,415 \text{ kg/hr de edidos}$$

$$Xf_0 = .590 = 59.0 \% \text{ de edidos}$$

$$X_0 = Xf_1 = \frac{12,415}{21,405} = .580 = 58.0 \% \text{ de edidos}$$

$$X_1 = Xf_2 = \frac{12,415}{32,590} = .381 = 38.1 \% \text{ de edidos}$$

$$X_2 = Xf_3 = \frac{12,415}{43,000} = .289 = 28.9 \% \text{ de edidos}$$

$$X_3 = Xf_4 = \frac{12,415}{52,010} = .235 = 23.5 \% \text{ de edidos}$$

$$X_4 = Xf_5 = \frac{12,415}{62,246} = .199 = 19.9 \% \text{ de edidos}$$

$$X_5 = .160 = 16.0 \% \text{ de edidos}$$

Comparando las concentraciones supuestas y las calculadas.

AE	0	58.0	59.0	58.0	59.0	0.0	0.0
Efecto I		38.0	58.0	38.1	58.0	+0.1	0.0
Efecto II		28.8	38.0	28.9	38.1	+0.1	+0.1
Efecto III		23.4	28.8	23.5	28.9	+0.1	+0.1
Efecto IV		19.9	23.4	19.9	23.5	0.0	+0.1
Efecto V		16.0	19.9	16.0	19.9	0.0	0.0

AE = Autoevaporación.

Como las diferencias no afectan los valores de  $\theta^*$ ,  $\overline{C_p}$  y  $u_1$

el tanteo se considera correcto.

### 8) Sistema Mixto I

#### Ecuaciones

Las ecuaciones que se repiten del sistema anterior tendrán el mismo número.

Autoevaporación del licor negro e la estufa.

En este sistema no hay autoevaporación del licor negro e la estufa, porque el licor que sale del múltiple efecto no está a presión, por lo que la concentración del licor e la solido del múltiple efecto es la misma que la del tanque de almacenamiento.

#### Calentador

Caso en este sistema el licor que sale del efecto V se mete al efecto I, caso se puede ver en el diagrama No. 2 del apéndice, la temperatura del licor que sale del efecto V es muy baja para meter el licor al efecto I, pues en caso de que se metiera a esa temperatura, toda el área de transmisión de calor del efecto I se usaría para calentar el licor y no habría evaporación, y no funcionaríe el múltiple efecto pues no habría vapor de calentamiento en el efecto II; para evitar esto se usa un calentador que aumenta la temperatura del licor desde la temperatura de ebullición del licor en el efecto V hasta una temperatura 30°F menor que la temperatura de ebullición del licor en el efecto I; los restantes 30°F se calientan dentro del mismo efecto; esos 30°F son el rango de temperaturas que normalmente se calienta el licor en el efecto I. El calentador es un cambiador de calor tubular que usa vapor vivo como medio de calentamiento.

La ecuación de balance de calor en el calentador es:

$$q_2' = U_1 \bar{Cp}_1 (t_{a1} - t_{a2}) = U_2' L_0 \quad (51)$$

Para las ecuaciones de balance de calor del múltiple efecto usaremos la ec. (21) aplicada a cada efecto.

#### Efecto I

$$q_1 = U_0 L_0 = U_1 \bar{Cp}_1 (t_{a1} - t_{a1}) + \Delta U_1 L_1 \quad (52)$$

Al igual que en el Sistema a Contracorriente no entre condensado - el primer efecto por lo que se elimina ese término de la ecuación general.

Balace de materiales en el lado del licor.

$$W_1 = W_2 + \Delta W_1 \quad (53)$$

Efecto II

$$Q_2 = \Delta W_1 L_1 + V_1 C \beta_1 (t_{v_1} - t_{v_2}) = W_2 \overline{C} \rho_2 (t_{e_2} - t_{a_2}) + \Delta W_2 L_2 \quad (54)$$

En lo que:

$$V_1 = W_0 + W_0' \quad (55)$$

Balace de materiales en el lado del licor.

$$W_2 = W_2' + \Delta W_2 \quad (56)$$

Efecto III

$$Q_3 = \Delta W_2 L_2 + V_2 C \beta_2 (t_{v_2} - t_{v_3}) = W_3 \overline{C} \rho_3 (t_{e_3} - t_{a_3}) + \Delta W_3 L_3 \quad (57)$$

En lo que:

$$V_2 = \frac{V_1 C \beta_1 (t_{v_1} - t_{v_2})}{L_1} + \Delta W_1 \quad (40)$$

Para obtener a "W<sub>3</sub>".

$$W_2' X \rho_2 = W_3 X \rho_3 \quad (58)$$

Balace de materiales en el lado del licor.

$$W_3 = W_4 + \Delta W_3 \quad (59)$$

Efecto IV

$$Q_4 = \Delta W_3 L_3 + Y_3 C \rho_3 (t_{v_3} - t_{v_4}) = W_4 \overline{C p}_4 (t_{a_4} - t_{a_4}) + \Delta W_4 L_4 \quad (60)$$

En lo que:

$$Y_3 = Y_2 + \Delta W_2 \quad (43)$$

Balance de materiales en el lado del licor.

$$W_4 = W_5 + \Delta W_4 \quad (61)$$

Efecto V

$$Q_5 = \Delta W_4 L_4 + Y_4 C \rho_4 (t_{v_4} - t_{v_5}) = W_5 \overline{C p}_5 (t_{a_5} - t_{a_5}) + \Delta W_5 L_5 \quad (62)$$

En lo que:

$$Y_4 = Y_3 + \Delta W_3 \quad (46)$$

Balance de materiales en el lado del licor.

$$W_5 = W_1 + \Delta W_5 \quad (63)$$

La evaporación total "AET" se calcula por la ecuación:

$$AET = \Delta W_1 + \Delta W_2 + \Delta W_3 + \Delta W_4 + \Delta W_5 \quad (64)$$

La economía se calcula por la ecuación:

$$E = \frac{AET}{W_0 + W_0'} \quad (65)$$

Y la concentración del licor a la entrada de cada efecto se calcula por la ecuación:

$$Z = W_n X_n = W_3 X_3 \quad (66)$$

Cálculo por tanteos.

Para hacer el cálculo por tanteos se seguirán estos pasos:

1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra al ediflujo efecto "X<sub>3</sub>", y la concentración del licor en el tanque de almacenamiento "X<sub>F2</sub>", las demás concentraciones del licor que entra "X<sub>6</sub>" y que sale "X<sub>5</sub>" de cada efecto se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la ec. (66). Para el primer tanteo esas concentraciones se supusieron iguales a las del último tanteo del Sistema a Contracorriente pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir: 1<sup>o</sup>)

$$X_6 = X_3, \quad 2^o) X_4 = X_{A0}, \quad 3^o) X_3 = X_{50}, \quad 4^o) X_2 = X_{10} \text{ y } 5^o) X_1 = X_{20}.$$

Con la concentración del licor que sale de cada efecto "X<sub>F0</sub>" se obtiene en la gráfica No. 1 del apéndice el punto de ebullición del licor "t<sub>0</sub>" en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor "Δt<sub>0</sub>" en cada efecto; con "Δt<sub>0</sub>" y "t<sub>0</sub>" en cada efecto se calculan: la temperatura del vapor "t<sub>v</sub>", la temperatura de ebullición del licor "t<sub>0</sub>", la temperatura de alimentación del licor "t<sub>a</sub>" y el calor latente del vapor "L" en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como "Δt<sub>0</sub>" - las "Δt" del último tanteo del Sistema a Contracorriente pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir: 1<sup>o</sup>) Δt<sub>5</sub> = Δt<sub>30</sub>, 2<sup>o</sup>)

$$\Delta t_4 = \Delta t_{40}, \quad 3^o) \Delta t_3 = \Delta t_{50}, \quad 4^o) \Delta t_2 = \Delta t_{10} \text{ y } 5^o) \Delta t_1 = \Delta t_{20}.$$

3.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto "X<sub>6</sub>" y las temperaturas de alimentación del licor "t<sub>a</sub>" y de ebullición del licor "t<sub>0</sub>" en el mismo efecto se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) - pág. 79 el calor específico medio del licor " $\bar{C}_p$ " para cada efecto.

4.- Con la concentración del licor que sale del efecto II "X<sub>F2</sub>" y la temperatura de ebullición del licor en el mismo efecto "t<sub>02</sub>" se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica  $\phi$  2A del apéndice, con esta viscosidad se obtiene el coeficiente de transmisión de calor para el efecto II "U<sub>2</sub>" en la gráfica  $\phi$  4 del apéndice; esta gráfica se construye con datos del efecto I del Sistema a Contracorriente que es el efecto que evapora el licor más concentrado y por lo tanto el más viscoso, pero

como en el Sistema Mixto I el efecto que evapora el licor más concentrado es el efecto II se usará dicha gráfica para obtener el coeficiente  $U_2$  de ese efecto. Para los demás efectos se usará el promedio de los coeficientes (véase pág. 29) pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir: 1º)  $U_5 = U_3$ , 2º)  $U_4 = U_4$ , 3º)  $U_3 = U_6$ , 4º)  $U_2 = U_1$ , el 5º) es el que evapora el licor más concentrado.

5.- Se supone el flujo de licor que entra al efecto I  $U_{1e}$ . Para el primer tanteo se usó el flujo de licor  $U_2$  del último tanteo del Sistema o Contracorriente.

6.- Con los datos obtenidos en los pasos 1, 2, 3, 4 y 5 se hace un tanteo usando los coc. (51), (22), (52), (53), (55), (54), (56), (58), (40), (57), (59), (43), (60), (61), (46), (62), y (63); y la ec. (22) para calcular la  $\Delta t_c$  en cada efecto.

7.- Se compara  $U_{1e}$  con  $U_{1c}$  calculado por la Ec. (63), también se comparan los  $\Delta t_c$  y los  $\Delta t_e$  y por último se compara la  $\Delta T$  (véase pág. 35) con la  $\Delta T_c$  que se calcula sumando los  $\Delta t_c$  de los cinco efectos.

8.- Si la diferencia de  $U_{1e}$  y  $U_{1c}$  es grande (más del 1%) o si las diferencias de los  $\Delta t_c$  y los  $\Delta t_e$  son grandes (más del 5%) o si la diferencia de la  $\Delta T$  y la  $\Delta T_c$  es grande (más del 1%) se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 2; si las diferencias siguen siendo grandes se hacen más tanteos hasta que las diferencias sean aceptables.

9.- Se calcula la evaporación total  $\Delta W$  por la ec. (64), la economía  $E$  por la ec. (65) y las concentraciones del licor que entra  $X$  y que sale  $X'$  de cada efecto por la ec. (66)

10.- Se comparan las concentraciones supuestas en el paso 1  $X_e$  y  $X'_e$  con las obtenidas en el paso 9  $X$  y  $X'$ , si las diferencias son grandes y afectan los valores de  $B$  obtenidos en el paso 1, los valores de  $\overline{Cp}$  obtenidos en el paso 3 y el valor de  $U_2$  obtenido en el paso 4, se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1.

## Datos Fijos

$$t_{a_3} = 150 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$X_3 = .168 = 16.8 \text{ \% de edlidos}$$

$$Xf_2 = .690 = 69.0 \text{ \% de edlidos}$$

$$A_1 = A_5 = 2030 \text{ } \text{ft}^2$$

$$A_2 = 2100 \text{ } \text{ft}^2$$

$$A_3 = A_4 = 4200 \text{ } \text{ft}^2$$

Con los datos obtenidos en los pasos 1, 2, 3 y 4 se hace la siguiente tabla:

TABLA IV

Efecto	Xe	Xfo	B	Ato	ty	to	ta	L
I	30.0	38.9	10	19.0	268.0	249.0	219.0	983
II	38.9	69.0	19	30.4	239.0	208.6	249.0	984
III	16.8	19.4	4	12.2	189.6	177.4	158.0	994
IV	19.4	23.4	6	10.0	173.4	163.4	177.4	1003
V	23.4	30.0	7	22.4	158.4	136.0	163.4	1020
C					129.0			
S								933

Efecto	$\overline{Cp}$	U
I	.86	257
II	.82	145
III	.91	210
IV	.90	235
V	.88	242

Siendo:  
 C = condensador  
 S = vapor vivo



Usando los datos fijos y los datos de la tabla IV se hace el tanteo.

Se supone

$$W_1 = 40450 \text{ lb/hr}$$

Calentador

Usando la ec. (51)

$$Q_c = 40450 \times .06 (219-136) = 2887000 \text{ Btu/hr}$$

$$2887000 = W_c \times 933$$

$$W_c = 3094 \text{ lb/hr}$$

Efecto I

Usando la ec. (22)

$$Q_1 = 257 \times 2030 \times 19 = 9912000 \text{ Btu/hr}$$

Usando la ec. (52)

$$9912000 = W_0 \times 933$$

$$W_0 = 10624 \text{ lb/hr}$$

$$9912000 = 40450 \times .06 (249-219) + AW_1 \times 983$$

$$AW_1 = 9305 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (53)

$$40450 = W_2 + 9305$$

$$W_2 = 31145 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

Usando la ec. (55)

$$V_1 = 10624 + 3094 = 13718 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (54)

$$q_2 = 9309 \times 953 + 13710 (268-239) = 9,266,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,266,000 = 31145 \times .82 (208.6-249) + \Delta W_2 \times 984$$

$$\Delta W_2 = 10465 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,266,000 = 145 \times 2100 \times \Delta t_{2c}$$

$$\Delta t_{2c} = 39.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (56)

$$31145 = W F_2 + 10465$$

$$W F_2 = 20680 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (58)

$$20680 \times .59 = W_3 \times .168$$

$$W_3 = 72625 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (40)

$$V_2 = \frac{13710 (268-239)}{953} + 9,308 = 9,723 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (57)

$$q_3 = 10465 \times 984 + 9723 (239-189.6) = 10776,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10776000 = 72625 \times .91 (177.4-158) + \Delta W_3 \times 994$$

$$\Delta W_3 = 9553 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10776000 = 210 \times 4200 \times \Delta t_{3c}$$

$$\Delta t_{3c} = 12.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (59)

$$72,625 = W_A + 9553$$

$$W_A = 63072 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

Usando la ec. (43)

$$V_3 = 9723 + 10,065 = 20,188 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (60)

$$Q_A = 9553 \times 994 + 20,188 (189.6 - 173.4) = 9,823,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,823,000 = 63072 \times .90 (163.4 - 177.4) + \Delta W_A \times 1003$$

$$\Delta W_A = 10586 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,823,000 = 235 \times 4200 \times \Delta t_A^c$$

$$\Delta t_A^c = 10.0^\circ \text{F}$$

Usando la ec. (61)

$$63072 = W_B + 10506$$

$$W_B = 52,566 \text{ lb/hr}$$

Efecto V

Usando la ec. (46)

$$V_4 = 20,188 + 9553 = 29,741 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (62)

$$Q_B = 10506 \times 1003 + 29,741 (173.4 - 160.4) = 11,064,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,064,000 = 52,566 \times .80 (136.0 - 163.4) + \Delta W_B \times 1020$$

$$\Delta W_B = 12000 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$11,064,000 = 242 \times 2030 \times \Delta t_{5c}$$

$$\Delta t_{5c} = 22.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (63)

$$52406 = W_{1c} \div 12000$$

$$W_{1c} = 40390 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos de licor " $W_{1e}$ " y " $W_{1c}$ ".

$$W_{1e} = 40450 \text{ lb/hr y } W_{1c} = 40390 \text{ lb/hr}$$

Diferencia

$$W_{1e} - W_{1c} = 52 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver la diferencia entre los dos flujos es aceptable y sólo implica un error de 0.13%, por lo que se considera correcto el balance de materiales.

Comparando las diferencias de temperaturas supuestas y calculadas.

Efecto	$\Delta t_e$	$\Delta t_c$	diferencia	error
I	19.0	19.0		
II	30.4	30.4		
III	12.2	12.2		
IV	10.0	10.0		
<u>V</u>	22.4	22.5	+ 0.1	0.4%
$\Delta t_T$	94.0	94.1	+ 0.1	0.1%

Como se puede ver las diferencias de las " $\Delta t_e$ " y las " $\Delta t_c$ " son aceptables y la diferencia de la " $\Delta t_T$ " y la " $\Delta t_{Tc}$ " es también aceptable.

Usando la ec. (64)

$$\Delta W_T = 9305 \div 10460 \div 9553 \div 10500 \div 12,000 = 51497 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (65)

$$E = \frac{51997}{10624 + 3094} = 3.79 \text{ lb agua/ lb vapor}$$

Usando la ec. (66) en cada efecto

$$Z = 72625 \times .160 = 12201 \text{ lb/hr de edlidos}$$

$$X_1 = X_{F5} = \frac{12201}{40450} = .302 = 30.2\% \text{ de edlidos}$$

$$X_2 = X_{F1} = \frac{12201}{31149} = .392 = 39.2\% \text{ de edlidos}$$

$$X_{F2} = .590 = 59.0\% \text{ de edlidos}$$

$$X_3 = .160 = 16.0\% \text{ de edlidos}$$

$$X_4 = X_{F3} = \frac{12201}{63072} = .193 = 19.3\% \text{ de edlidos}$$

$$X_5 = X_{F4} = \frac{12201}{52486} = .232 = 23.2\% \text{ de edlidos}$$

Comparando las concentraciones supuestas y las calculadas.

Efecto	Xa	Xfa	X	Xf	diferencias
I	30.0	38.9	30.2	39.2	+0.2 + 0.3
II	38.9	59.0	39.2	59.0	+0.3 0.0
III	16.0	19.4	16.0	19.3	0.0 - 0.1
IV	19.4	23.4	19.3	23.2	-0.1 - 0.2
V	23.4	30.0	23.2	30.2	-0.2 + 0.2

Como las diferencias no afectan los valores de " $\theta$ ", " $\overline{C_p}$ " y " $U_2$ " el tanteo se considere correcto.

**C) Sistema Mixto II**

Ecuaciones.

Las ecuaciones que se repiten de los sistemas anteriores tendrán -- el mismo número. \*

Autoevaporación del licor negro a la atmósfera.

La ecuación para el autoevaporación del licor negro a la atmósfera es la misma que la usada en el Sistema a Contracorriente.

$$Wf_0 = \bar{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_0}) = \Delta W_0 \{ L_0 - \bar{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_0}) \} \quad (32)$$

Balanco de materiales

$$W_0 = Wf_0 + \Delta W_0 \quad (31)$$

Para las ecuaciones de balanco de calor del múltiple efecto usaremos la ec. (21) aplicada a cada efecto.

**Efecto I**

En este sistema se tiene el mismo caso que en el Sistema a Contracorriente de que se conoce el flujo del licor que sale del efecto pero no el que entra, por lo que se usa la misma ecuación.

$$q_1 = W_0 L_0 = W_0 \bar{Cp}_1 (t_{a_1} - t_{e_1}) + \Delta W_1 \{ \bar{Cp}_1 (t_{a_1} - t_{e_1}) + L_1 \} \quad (35)$$

Balanco de materiales del lado del licor

$$W_1 = W_0 + \Delta W_1 \quad (34)$$

**Efecto II**

También en este efecto se usa la misma ecuación que en el Sistema a Contracorriente.

$$q_2 = \Delta W_1 L_1 + V_1 Cp_1 (t_{v_1} - t_{v_2}) = W_1 \bar{Cp}_2 (t_{a_2} - t_{e_2}) + \Delta W_2 \{ \bar{Cp}_2 (t_{a_2} - t_{e_2}) + L_2 \} \quad (36)$$

En la que

$$V_1 = W_0 + W_0' \quad (35)$$

Balace de materiales del lado del licor.

$$W_2 = W_1 + \Delta W_2 \quad (38)$$

#### Calentador

En este sistema se usa un calentador por la misma razón que se usa en el Sistema N.º I (véase pág. 43) con la diferencia de que el licor que sale del efecto V se mete al efecto II en vez de meterse al efecto I, como se puede ver en el diagrama No. 3 del apéndice, por lo que el calentamiento es menor.

La ecuación del balance de calor en el calentador es:

$$q_0 = W_2 \overline{CP}_2 (t_{a_2} - t_{e_2}) = U_0' C L_0 \quad (67)$$

#### Efecto III

$$q_3 = \Delta W_2 L_2 + Y_2 \overline{CP}_2 (t_{v_2} - t_{v_3}) = W_3 \overline{CP}_3 (t_{e_3} - t_{a_3}) + \Delta W_3 L_3 \quad (57)$$

En la que:

$$Y_2 = \frac{Y_1 \overline{CP}_1 (t_{v_1} - t_{v_2})}{L_1} + \Delta W_1 \quad (40)$$

Para obtener el " $W_3$ "

$$W_3 X_3 = W_3 X_3 \quad (68)$$

Balace de materiales en el lado del licor.

$$W_3 = W_4 + \Delta W_3 \quad (59)$$

#### Efecto IV

$$q_4 = \Delta W_3 L_3 + Y_3 \overline{CP}_3 (t_{v_3} - t_{v_4}) = U_4 \overline{CP}_4 (t_{e_4} - t_{a_4}) + \Delta W_4 L_4 \quad (60)$$

En la que:

$$Y_3 = Y_2 + \Delta W_2 \quad (43)$$

Balace de materiales en el lado del licor.

$$W_4 = W_5 + \Delta W_4 \quad (61)$$

Efecto V

$$Q_5 = \Delta W_4 L_4 + V_4 C \rho_4 (t_{v_4} - t_{v_5}) = W_5 \overline{C \rho_5} (t_{v_5} - t_{a_5}) + \Delta W_5 L_5 \quad (62)$$

En lo que:

$$V_4 = V_3 + \Delta W_3 \quad (46)$$

Balace de materiales en el lado del licor.

$$W_5 = W_2 + \Delta W_5 \quad (69)$$

La evaporación total "AWT" se calcula por la ecuación:

$$AWT = \Delta W_0 + \Delta W_1 + \Delta W_2 + \Delta W_3 + \Delta W_4 + \Delta W_5 \quad (48)$$

La economía "E" se calcula por la ecuación:

$$E = \frac{AWT}{W_0 + W_0'} \quad (65)$$

Y la concentración a la entrada de cada efecto "X" se calcula por la ecuación:

$$Z = W_n X_n = W_3 X_3 \quad (66)$$

Cálculo por Tanteos

Para hacer el cálculo por tanteos se seguirán estos pasos:

1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra - el múltiple efecto "X<sub>3</sub>" y la concentración del licor en el tanque de almacenamiento después de la autoevaporación a la atmósfera "Xf<sub>0</sub>", las demás concentraciones del licor que entra "X<sub>n</sub>" y que sale "Xf<sub>n</sub>" de cada efecto-



se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la ec. (56). Para el primer tanteo esas concentraciones se supusieron iguales a las del último tanteo del Sistema Mixto I, pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir: 1o)  $X_3 = X_3^0$ , 2o)  $X_4 = X_4^0$ , 3o)  $X_5 = X_5^0$ , 4o)  $X_1 = X_2^0$ , y 5o)  $X_2 = X_1^0$ . Con la concentración del licor que sale de cada efecto "Xfs" se obtiene en la gráfica 1 del apéndice el aumento del punto de ebullición del licor "θ" en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor "Δto" en cada efecto; con "Δto" y "θ" en cada efecto se calcula: la temperatura del vapor "tv", la temperatura de ebullición del licor "te", la temperatura de alimentación del licor "ta" y el calor latente del vapor "L" en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como "Δto" las "Δt" del último tanteo del Sistema Mixto I, pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir: 1o)  $Δt_3 = Δt_3^0$ , 2o)  $Δt_4 = Δt_4^0$ , 3o)  $Δt_5 = Δt_5^0$ , 4o)  $Δt_1 = Δt_2^0$ , y  $Δt_2 = Δt_1^0$ .

3.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto "Xa" y las temperaturas de alimentación "ta" y de ebullición del licor "te" en el mismo efecto se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) pág. 79 el calor específico medio del licor "Cp" para cada efecto.

4.- Con la concentración del licor que sale del efecto I "Xf<sub>1</sub>" y la temperatura de ebullición en el mismo efecto "te<sub>1</sub>" se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica 2A del apéndice; con esta viscosidad se obtiene el coeficiente total de transmisión de calor para el efecto I "U<sub>1</sub>" en la gráfica 4 del apéndice. Para los demás efectos se usará el promedio de los coeficientes (véase pág 29) pero tomando los efectos en el sentido del licor es decir: 1o)  $U_5 = U_3$ , 2o)  $U_4 = U_4$ , 3o)  $U_3 = U_5$ , 4o)  $U_2 = U_2$  y el 5o) es el que se obtuvo en la gráfica 4.

5.- Se supone el flujo de licor que entra al tanque de almacenamiento después de la autoevaporación a la atmósfera "Uf<sub>0</sub>" y el flujo de vapor de calentamiento al calentador "U'v<sub>0</sub>". Para el primer tanteo se usó el flujo de licor "Uf<sub>0</sub>" del último tanteo del Sistema a Contracorriente y no se supuso el flujo de vapor de calentamiento "U'v<sub>0</sub>" pues no se tenía idea de su valor, en el mismo tanteo se calculó el flujo de ve-

per de calentamiento el calentador  $U_0^o$  por la ec. (67) y este valor se usa en el segundo tanteo como  $U_0^a$ .

6.- Con los datos obtenidos en los pasos 1, 2, 3, 4 y 5 se hace un tanteo usando las ecs. (32), (31), (22), (35), (34), (55), (36), (38), (67), (68), (40), (57), (59), (43), (60), (61), (46), (62), y (69), y la ec. (22) para calcular la  $\Delta t_c$  en cada efecto.

7.- Se compara  $U_0^o$  con  $U_0^a$  calculado por la ec. (67), se compara  $U_2^o$  calculado por la ec. (38) con  $U_2^a$  calculado por la ec. (69), se comparan los  $\Delta t_o$  con los  $\Delta t_c$  y por último se compara la  $\Delta T$  (véase pág. 35) con la  $\Delta T_c$  que se calcula usando los  $\Delta t_c$  de los cinco efectos.

8.- Si la diferencia de  $U_0^o$  y  $U_0^a$  es grande (más del 1%) o si la diferencia de  $U_2^o$  y de  $U_2^a$  es grande (más del 1%), o si las diferencias de los  $\Delta t_o$  y los  $\Delta t_c$  son grandes (más del 5%), o si la diferencia de la  $\Delta T$  y la  $\Delta T_c$  es grande (más del 1%) se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1; si las diferencias siguen siendo grandes se hacen más tanteos hasta que las diferencias sean aceptables.

9.- Se calcula la evaporación total  $\Delta WT$  por la ec. (48), la economía  $E$  por la ec. (65) y las concentraciones del licor que entra  $X$  y que sale  $X_f$  de cada efecto por la ec. (66).

10.- Se comparan las concentraciones supuestas en el paso 1  $X_o$  y  $X_f$  con las obtenidas en el paso 9  $X$  y  $X_f$ , si las diferencias son grandes y afectan los valores de  $\theta$  obtenidos en el paso 1, los valores de  $\bar{C}_p$  en el paso 3 y el valor de  $U_1$  obtenido en el paso 4, se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1.

#### Datos fijos

$W_3$	=	100 lb
$X_3$	=	.100 = 10.0 % de sólidos
$X_{f_3}$	=	.890 = 89.0 % de sólidos
$A_1$	=	2100 ft <sup>2</sup>
$A_2$	= $A_3$	= 1030 ft <sup>2</sup>
$A_3$	= $A_4$	= 1200 ft <sup>2</sup>

Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3, y 4 se hace la siguiente tabla

TABLA V

Efecto	Xo	Xfo	θ	Δto	tv	to	ta	L
I	38.4	58.0	19	28.5	268.0	289.5	199.0	985
II	29.2	38.4	10	21.8	220.8	199.0	169.0	988
III	16.0	19.3	4	12.1	109.0	176.9	150.0	995
IV	19.3	22.0	8	9.0	172.9	163.1	176.9	1003
<u>V</u>	22.0	29.2	7	22.1	150.1	136.0	163.1	1020
C					129.0			
S								933
O	50.0	59.0	19			216.0	239.5	980

Efecto	$\overline{Cp}$	U
I	.81	196
II	.85	257
III	.91	210
IV	.90	235
<u>V</u>	.89	242
O	.72	

Siendo:  
 C = condensador  
 S = vapor vivo  
 O = autoevaporación de licor a la atmósfera.

Usando los datos fijos y los datos de la tabla V se procede a hacer el tanteo.

Se suponen

$$W_{f,o} = 21360 \text{ lb/hr y } W_{g,o} = 1300 \text{ lb/hr}$$

Autoevaporación de licor negro a la atmósfera

Usando la ec. (32)

$$21360 \times .72 \times (239.5 - 216) = \Delta W_o \left\{ 980 - .72 \times (239.5 - 216) \right\}$$

$$\Delta W_o = 374 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (31)

$$W_0 = 21360 + 374 = 21734 \text{ lb/hr}$$

Efecto I

Usando la ec. (22)

$$Q_1 = 196 \times 2100 \times 28.5 = 11,731,000 \text{ Btu/hr}$$

Usando la ec. (35)

$$11,731,000 = U_0 \times 933$$

$$U_0 = 12573 \text{ lb/hr}$$

$$11,731,000 = 21734 \times .81 (239.5 - 199) + \Delta W_1 \{ .81(239.5 - 199) + 965 \}$$

$$\Delta W_1 = 11040 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (34)

$$W_1 = 21734 + 11040 = 32774 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

Usando la ec. (55)

$$Y_1 = 12573 + 1300 = 13873 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (36)

$$Q_2 = 11040 \times 965 + 13873 (268 - 220.5) = 11,315,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,315,000 = 32774 \times .85 (199 - 169) + \Delta W_2 \{ .85 (199 - 169) + 985 \}$$

$$\Delta W_2 = 10375 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$11,315,000 = 267 \times 2030 \times \Delta t_2^c$$

$$\Delta t_2^c = 21.7^{\circ}\text{F}$$

Usando la ec. (38)

$$W_2 = 32,774 + 10375 = 43149 \text{ lb/hr}$$

Calentador

Usando la ec. (67)

$$q_0' = 43149 \times .05 (169-136) = 1,210,000 \text{ Btu/hr}$$

$$1,210,000 = U_0'c \times 933$$

$$U_0'c = 1,297 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (68)

$$21360 \times .59 = U_3 \times .168$$

$$U_3 = 75012 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (46)

$$W_2 = \frac{13873 (268-220.5)}{965} + 11040 = 11725 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (57)

$$q_3 = 10375 \times 905 + 11725 (220.5-169) = 10,580,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,580,000 = 75012 \times .91 (176-9 - 158) + \Delta W_3 \times 995$$

$$\Delta W_3 = 9345 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,580,000 = 210 \times 4200 \times \Delta t_3c$$

$$\Delta t_3c = 12.0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (59)

$$75012 = W_4 + 9345$$

$$W_4 = 65667 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

Usando la ec. (43)

$$Y_3 = 11725 + 10375 = 22100 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (60)

$$Q_A = 9345 \times 995 + 22100 (189 - 172.9) = 9,654,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,654,000 = 65667 \times .90 (163.1 - 176.9) + \Delta W_4 \times 1003$$

$$\Delta W_4 = 10439 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,654,000 = 235 \times 4200 \times \Delta t_{A^0}$$

$$\Delta t_{A^0} = 9.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (61)

$$65667 = W_5 + 10439$$

$$W_5 = 55228 \text{ lb/hr}$$

Efecto V

Usando la ec. (46)

$$Y_4 = 22100 + 9345 = 31445 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (62)

$$Q_B = 10439 \times 1003 + 31445 (172.9 - 158.1) = 10,938,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,938,000 = 55228 \times .88 (136 - 163.1) + \Delta W_5 \times 1020$$

$$\Delta W_5 = 12012 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,935,000 = 242 \times 2030 \times \Delta t_{3c}$$

$$\Delta t_{3c} = 22.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (69)

$$55220 = W_{2c} \div 12012$$

$$W_{2c} = 43216 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos del vapor al calentador " $W_{2c}$ " y " $W_{2e}$ "

$$W_{2e} = 1300 \text{ lb/hr} \quad \text{y} \quad W_{2c} = 1297 \text{ lb/hr}$$

Diferencia

$$W_{2e} - W_{2c} = 3 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver la diferencia entre los dos flujos es aceptable y solo implica un error de 0.23% por lo que se considera correcto.

Comparando los flujos de licor negro ( $W_2$ ) y ( $W_{2c}$ )

$$W_2 = 43149 \text{ lb/hr} \quad \text{y} \quad W_{2c} = 43216 \text{ lb/hr}$$

Diferencia

$$W_{2c} - W_2 = 67 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver la diferencia entre los dos flujos es aceptable y solo implica un error de 0.16%, por lo que se considera correcto el balance de materiales.

Comparando las diferencias de temperaturas

Efecto	$\Delta t_e$	$\Delta t_c$	diferencia	error
I	20.6	20.6		
II	21.6	21.7	+ 0.2	0.9 %
III	12.1	12.0	- 0.1	0.8 %
IV	9.8	9.8		
<u>V</u>	22.1	22.3	+ 0.2	0.9 %
$\Delta t_T$	94.0	94.3	+ 0.3	0.3 %

Como se puede ver las diferencias de las "Ats" y las "Ato" son -- aceptables y la diferencia de la "AtT" y la "AtTe" es también aceptable.

Usando la ec. (48)

$$A_{T} = 374 + 11040 + 10375 + 9345 + 10439 + 12012 = 53585 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (65)

$$E = \frac{53585}{12,573 + 1,300} = 3.86 \text{ lb agua/lb vapor}$$

Usando la ec. (66) en cada efecto

$$Z = 75012 \times .160 = 12602 \text{ lb/hr de sólidos}$$

$$X_{F_0} = .590 = 59.0 \% \text{ de sólidos.}$$

$$X_0 = X_{F_1} = \frac{12602}{21734} = .580 = 58.0 \% \text{ de sólidos.}$$

$$X_1 = X_{F_2} = \frac{12602}{32774} = .385 = 38.5 \% \text{ de sólidos.}$$

$$X_3 = .160 = 16.0 \% \text{ de sólidos.}$$

$$X_2 = X_{F_5} = \frac{12602}{43149} = .292 = 29.2 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_4 = X_{F_3} = \frac{12602}{65667} = .192 = 19.2 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_5 = X_{F_4} = \frac{12602}{55228} = .228 = 22.8 \% \text{ de sólidos}$$

Comparando las concentraciones supuestas y las calculadas.

		$X_0$	$X_{F_0}$	$X$	$X_{F_1}$	diferencias	
AE	0	58.0	59.0	58.0	59.0	0.0	0.0
Efecto I	I	30.4	58.0	38.5	58.0	+0.1	0.0
Efecto II	II	29.2	38.4	29.2	38.5	0.0	+0.1
Efecto III	III	16.0	19.3	16.0	19.2	0.0	-0.1
Efecto IV	IV	19.3	22.8	19.2	22.8	-0.1	0.0
Efecto V	V	22.8	29.2	22.8	29.2	0.0	0.0

AE = Auteevaporación



Como las diferencias no afectan los valores de " $\theta$ ", " $\overline{Cp}$ " y " $U_1$ ", el tanteo se considera correcto.

### Comparación de los Tres Sistemas

Los datos más importantes para comparar los sistemas son: la evapora- ción total y la economía, los cuales se pueden apreciar en la Tabla VI.

TABLA VI		
Sistema	Evaporación Total	Economía
Contracorriente	52,696 lb/hr	4.15 lb agua/lb vapor
Mixto I	51,997 lb/hr	3.78 lb agua/lb vapor
Mixto II	53,695 lb/hr	3.86 lb agua/lb vapor

Al analizar los datos de la tabla VI se observa que el sistema Mix- to II tiene la mayor evaporación total y que el sistema a Contracorriente tiene la mayor economía. Los sistemas Mixtos tienen baja economía debido a que usan mucho vapor vivo para calentar el licor en el calentador.

Se buscó la manera de poder aumentar la economía de los sistemas -- Mixtos, pues se encuentran en evidente desventaja frente al sistema a -- Contracorriente. Se encontró una adaptación de un evaporador de múltiple efecto Suesco (Mixto I), en el que se tienen varios calentadores, cada uno unido a un efecto, y que usan como medio de calentamiento, vapor de la -- calandria del efecto al que se encuentran unidos.

Se harán nuevos cálculos para los sistemas Mixtos usando estos ca- lentadores en vez de un solo calentador que usa vapor vivo. A estos sis- temas les llamaremos: Sistema Mixto I con Calentadores Intermedios (C.I.) y Sistema Mixto II con C.I.. El flujo del licor en estos sistemas se sug- de ver en los diagramas 4 y 5 del apéndice.

#### D) Sistema Mixto I con C.I.

Ecuaaciones

Autoevaporación de licor negro a la Atmósfera

En este sistema no hay autoevaporación de licor por los mismos re-

zones especificadas en el Sistema Mixto I (véase pág. 43 )

Efecto I

$$q_1 = U_1 L_1 = U_1 \bar{Cp}_1 (ts_1 - te_1) + AU_1 L_1 \quad (52)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$U_1 = U_2 + AU_1 \quad (53)$$

Efecto II

Este efecto tiene un calentador intermedio que usa vapor de la calandria, por lo que se añadirá a la ecuación general de balance de calor (eq. 21) un nuevo término en el lado del vapor y dicho término es el calor necesario para calentar el licor.

Este término es para este efecto:

$$-U_1 \bar{Cp}_1 (ts_1 - te_1)$$

En el que:

- $U_1$  = flujo de licor que sale del efecto V, se calienta en los C.I. y se hace el efecto I
- $\bar{Cp}_1$  = calor específico medio del licor en el calentador : uno.
- $ts_1$  = temperatura del licor a la entrada del efecto I, que es la misma que a la salida del calentador 1. Esta temperatura es la máxima que puede alcanzar el licor en el calentador uno y es 5 °F menor que la temperatura del vapor ( $tv_2$ ) en la calandria del efecto II.  
 Los 5 °F es la máxima aproximación de temperaturas que puede tener un cambiador de calor según Kern (A-5) pág. 91
- $te_1$  = temperatura del licor a la entrada del calentador 1, que es la misma que a la salida del calentador 2. Esta temperatura es la máxima que puede alcanzar el licor en el calentador 2- y es 5 °F menor que la temperatura del vapor ( $tv_3$ ) en la calandria del efecto III.

El término es negativo porque se quita vapor de la calandria, y aplicando este término a la ecuación de balance de calor se tiene:

$$q_2 = \Delta W_1 L_1 - V_1 C \beta_1 (tv_1 - tv_2) - U_1 \overline{Cpc}_1 (ta_1 - to_1) = U_2 \overline{Cpc}_2 (to_2 - ta_2) + \Delta W_2 L_2 \quad (70)$$

En la que:

$$V_1 = W_0 \quad (37)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$W_2 = W F_2 + \Delta W_2 \quad (56)$$

Efecto III

En este efecto el término para el calentador dos es:

$$-U_1 Cpc_2 (to_1 - to_2)$$

En el que:

$\overline{Cpc}_2$  = calor específico medio del licor en el calentador 2

$to_2$  = temperatura del licor a la entrada del calentador 2, que es la misma que a la salida del calentador 3. Esta temperatura es 5 °F menor que la temperatura del vapor "tv<sub>4</sub>" en la calandria del efecto IV.

Aplicado a la ecuación de balance de calor

$$q_3 = \Delta W_2 L_2 + V_2 C \beta_2 (tv_2 - tv_3) - U_1 \overline{Cpc}_2 (to_1 - to_2) = U_3 \overline{Cpc}_3 (to_3 - ta_3) + \Delta W_3 L_3 \quad (71)$$

En la que:

$$V_2 = \frac{V_1 C \beta_1 (tv_1 - tv_2)}{L_1} + \Delta W_1 \quad (40)$$

Para obtener "W<sub>3</sub>"

$$W F_2 X F_2 = W_3 X_3 \quad (58)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$W_3 = W_4 + \Delta W_3 \quad (59)$$

## Efecto IV

En este efecto el término para el calentador 3 es:

$$-W_1 \overline{Cpc}_3 (to_2 - to_3)$$

En el que:

$\overline{Cpc}_3$  = calor específico del licor en el calentador 3.

$to_3$  = temperatura del licor a la entrada del calentador 3, que es la misma que a la salida del calentador 4. Esta temperatura es  $5^\circ F$  menor que la temperatura del vapor  $tv_5$  en la calandria del efecto V.

Aplicado a la ecuación de balance de calor

$$q_4 = \Delta W_3 L_3 + V_3 C\beta_3 (tv_3 - tv_4) - W_1 \overline{Cpc}_3 (to_2 - to_3) = W_4 \overline{Cp}_4 (to_4 - ta_4) + \Delta W_4 L_4 \quad (72)$$

En lo que:

$$V_3 = V_2 + \Delta W_2 \quad (43)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_4 = W_5 + \Delta W_4 \quad (61)$$

## Efecto V

En este efecto el término para el calentador 4 es:

$$-W_1 \overline{Cpc}_4 (to_3 - to_5)$$

En el que:

$\overline{Cpc}_4$  = calor específico medio del licor en el calentador 4.

$to_5$  = temperatura del licor (ebullición) a la salida del efecto V, que es la misma que a la entrada del calentador 4.

Aplicado a la ecuación de balance de calor.

$$q_5 = \Delta W_4 L_4 + V_4 C\beta_4 (tv_4 - tv_5) - W_1 \overline{Cpc}_4 (to_3 - to_5) = W_5 \overline{Cp}_5 (to_5 - ta_5) + \Delta W_5 L_5 \quad (73)$$

En la que:

$$Y_4 = Y_3 + \Delta W_3 \quad (46)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$W_5 = W_1^0 + \Delta W_5 \quad (63)$$

La evaporación total " $\Delta W_T$ " se calcula por la ecuación:

$$\Delta W_T = \Delta W_1 + \Delta W_2 + \Delta W_3 + \Delta W_4 + \Delta W_5 \quad (64)$$

La economía " $\epsilon$ " se calcula por la ecuación:

$$\epsilon = \frac{\Delta W_T}{W_0} \quad (49)$$

Y la concentración del licor a la entrada de cada efecto " $X_n$ " se calcula por la ecuación:

$$Z = W_n X_n = W_3 X_3 \quad (66)$$

Cálculo por Tanteos.

Para hacer el cálculo por tanteos se seguirán estos pasos:

1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra al múltiple efecto " $X_3$ " y la concentración del licor en el tanque de almacenamiento " $X_2^0$ ", las demás concentraciones del licor que entra " $X_n$ " y que sale " $X_{n0}$ " de cada efecto se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la ec. (66). Para el primer tanteo esas concentraciones se supusieron iguales a las del último tanteo del Sistema Sixto I. - Con la concentración del licor que sale de cada efecto " $X_{n0}$ " se obtiene en la gráfica 1 del apéndice el aumento del punto de ebullición del licor " $\theta$ " en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor " $\Delta t_n$ " en cada efecto; con " $\Delta t_n$ " y " $\theta$ " en cada efecto se calculan la temperatura del vapor " $t_v$ ", la temperatura de ebullición del licor " $t_n$ ", la temperatura de alimentación del licor " $t_a$ " y el calor latente del vapor " $L$ " en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como

"At<sub>5</sub>" las "At" del último tanteo del Sistema Mixto I.

3.- La temperatura del licor que sale de cada calentador se calcula como se indicó al añadir el término del calentador a la ecuación de balance de calor de los efectos II, III, IV y V, restando 5°F a la temperatura del vapor "tv" en la calandria del efecto al que está unido el calentador. La temperatura del calentador "tc" es la temperatura del licor que entra a ese calentador y es igual a la temperatura que sale del calentador anterior de acuerdo con el flujo de licor; no hay temperatura del calentador 4 "tc<sub>4</sub>" pues la temperatura del licor que entra al calentador 4 es igual a la temperatura del licor que sale del efecto V "tc<sub>5</sub>".

4.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto "X<sub>0</sub>" y las temperaturas de alimentación del licor "tc" y de ebullición del licor "te" en el mismo efecto se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) Pág. 79, el calor específico medio del licor "Cp" para cada efecto. Con la concentración del licor que sale del último efecto, "Xf<sub>5</sub>" y las temperaturas del licor que entra y que sale de cada calentador se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) Pág. 79, el calor específico medio del licor "Cpc" para cada calentador.

5.- Con la concentración del licor que sale del efecto II "Xf<sub>2</sub>" y la temperatura de ebullición del licor en el mismo efecto "te<sub>2</sub>" se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica # 2A del apéndice, con esta viscosidad se obtiene el coeficiente total de transmisión de calor para el efecto II "U<sub>2</sub>" en la gráfica # 4 del apéndice; esta gráfica se construye con datos del Sistema I del Sistema a Contracorriente que es el efecto que evapora el licor más concentrado y por lo tanto el más viscoso, pero como en el Sistema Mixto I con C.I. el efecto que evapora el licor más concentrado es el efecto II se usará dicho gráfico para obtener el coeficiente "U<sub>2</sub>" de ese efecto. Para los demás efectos se usará el promedio de los coeficientes (véase pág. 29) pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir:

1a) U<sub>5</sub> = U<sub>3</sub>, 2a) U<sub>4</sub> = U<sub>4</sub>, 3a) U<sub>3</sub> = U<sub>5</sub>, 4a) U<sub>2</sub> = U<sub>1</sub> y 5a) es el que se calculó por la gráfica 4.

6.- Se supone el flujo de licor que entra al efecto I "U<sub>10</sub>". Para el primer tanteo se usó el flujo del licor "U<sub>10</sub>" del último tanteo del -

### Sistema Binto I.

7.- Con los datos obtenidos en los pasos 1, 2,3,4,5 y 6 se hace un tanteo usando las ecs. (22), (52), (53), (37), (70), (56),(58),(40), (71), (59), (43), (72), (61), (46), (73) y (63), y la ec. (22) para calcular la "Ato" en cada efecto.

8.- Se compara " $U_{1e}$ " con " $U_{1c}$ " calculado por la ec. (63), también se comparan las "Ato" y las "Ate" y por último se compara la "AT" con la "ATc" que se calcula usando las "Ate" de los cinco efectos.

9.- Si la diferencia de " $U_{1e}$ " y " $U_{1c}$ " es grande (más del 1%) o si las diferencias de las "Ate" y las "Ato" son grandes (más del 5%) o si la diferencia de la "AT" y la "ATc" es grande (más del 1%) se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 2; si las diferencias siguen siendo grandes se harán más tanteos hasta que las diferencias sean aceptables.

10.- Se calcula la evaporación total "AT" por la ec. (64), la economía "E" por la ec. (49) y las contracciones del licor que entra "X" y que sale "Xf" de cada efecto por la ec. (66).

11.- Se comparan las contracciones supuestas en el paso 1 " $X_0$ " y " $X_{fe}$ " con las obtenidas en el paso 9 " $X$ " y " $Xf$ ", si las diferencias son grandes y afectan los valores de "B" obtenidos en el paso 1, los valores de " $Cp$ " y " $Cpe$ " obtenidos en el paso 4 y el valor " $U_2$ " obtenido en el paso 5, se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1.

#### Datos Fijos

$ts_3$	=	150 °F
$X_3$	=	.168 = 16.8 % de sólidos.
$Xf_2$	=	.590 = 59.0 % de sólidos.
$A_1 = A_5$	=	2030 ft <sup>2</sup>
$A_2$	=	2100 ft <sup>2</sup>
$A_3 = A_4$	=	4200 ft <sup>2</sup>

Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3,4 y 5 se hace la siguiente tabla:

TABLA VII

Efecto	Xe	Xf	D	Atc	tv	tc	ta	L
I	28.5	30.9	10	21.6	268.0	246.4	231.4	954
II	38.9	59.0	19	31.4	236.4	205.0	246.4	987
III	16.8	19.3	4	11.0	186.0	174.2	158.0	996
IV	19.3	22.8	5	9.4	170.2	160.8	174.2	1005
V	22.8	28.5	7	19.8	155.8	136.0	160.8	1020
<b>C</b>					129.0			
<b>S</b>								933

Efecto	$\overline{Cp}$	U	Calentador	tc	$\overline{Cpc}$
I	.86	257	1	181.0	.85
II	.82	142	2	165.2	.85
III	.91	210	3	150.8	.86
IV	.90	235	4	-----	.84
V	.88	242			

Siendo:

C = condensador

S = vapor vivo

Usando los datos fijos y los datos de la tabla VII se procede a hacer el tanteo.

Se supone:

$$W_{1a} = 42,340 \text{ lb/hr}$$

Efecto I

Usando la ec. (22)

$$q_1 = 257 \times 2,030 \times 21.6 = 11,269,000 \text{ Btu/hr}$$

Usando la ec. (52)

$$11,269,000 = W_g \times 933$$

$$W_g = 12,078 \text{ lb/hr}$$

$$11,269,000 = 42,340 \times .86 (246.4 - 231.4) + \Delta W_1 \times 954$$

$$\Delta W_1 = 11,240 \text{ lb/hr}$$



Usando la ec. (53)

$$42,340 = W_2 + 11,240$$

$$W_2 = 31,100 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

Usando la ec. (37)

$$Y_1 = 12,070 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (70)

$$Q_2 = 11,240 \times 954 + 12,070 (268 - 236.4) - 42,340 \times .85 (231.4 + 101)$$

$$Q_2 = 9,291,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,291,000 = 31,100 \times .82 (205 - 246.4) + AW_2 \times 907$$

$$AW_2 = 10,483 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,291,000 = 142 \times 2,100 \times \Delta t_2$$

$$\Delta t_2 = 31.2^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (56)

$$31,100 = W_{F_2} + 10,483$$

$$W_{F_2} = 20,617 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (50)

$$20,617 \times .59 = W_3 \times .168$$

$$W_3 = 72,405 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (40)

$$Y_2 = \frac{12,070 (268 - 236.4)}{954} + 11,240 = 11,640 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (71)

$$q_3 = 10,483 \times 987 + 11,640 (236.4 - 186) - 42,340 \times .85 (181 - 165.2)$$

$$q_3 = 10,365,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,365,000 = 73,405 \times .91 (174.2 - 158) + \dot{m}_{w_3} \times 996$$

$$\dot{m}_{w_3} = 9,335 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,365,000 = 210 \times 4,200 \times \Delta t_{3c}$$

$$\Delta t_{3c} = 11.8^\circ \text{F}$$

Usando la ec. (50)

$$72,405 = \dot{m}_A + 9,335$$

$$\dot{m}_A = 63,070 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

Usando la ec. (43)

$$\dot{V}_3 = 11,640 + 10,483 = 22,123 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (72)

$$q_4 = 9,335 \times 996 + 22,123 (186 - 179.2) - 42,340 \times .85 (165.2 - 150.8)$$

$$q_4 = 9,130,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,130,000 = 63,070 \times .90 (160.8 - 174.2) + \dot{m}_{w_4} \times 1,005$$

$$\dot{m}_{w_4} = 9,842 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,130,000 = 235 \times 4,200 \times \Delta t_{4c}$$

$$\Delta t_{4c} = 9.3^\circ \text{F}$$

Usando la ec. (61)

$$63,070 = \dot{m}_5 + 9,842$$

$$\dot{m}_5 = 53,228 \text{ lb/hr}$$

## Efecto V

Usando la ec. (46)

$$Y_4 = 22,123 + 9,335 = 31,458 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (73)

$$Q_5 = 9,842 \times 1,005 + 31,458 (170.2 - 155.8) = 42,340 \times .84 (150.8 - 136)$$

$$Q_5 = 9,813,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,813,000 = 53,228 \times .08 (136 - 160.8) + \Delta W_5 \times 1,020$$

$$\Delta W_5 = 10,765 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,813,000 = 242 \times 2,030 \times \Delta t_{5c}$$

$$\Delta t_{5c} = 20.0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (63)

$$52,228 = W_{1c} + 10,765$$

$$W_{1c} = 42,463 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos de licor " $W_{1e}$ " y " $W_{1c}$ "

$$W_{1e} = 42,340 \text{ lb/hr} \quad \text{y} \quad W_{1c} = 42,463 \text{ lb/hr}$$

Diferencia

$$W_{1c} - W_{1e} = 123 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver, la diferencia entre los dos flujos es aceptable y solo implica un error de 0.3%, por lo que se considera correcto el balance de materiales.

Comparando las diferencias de temperaturas supuestas y calculadas

Efecto	$\Delta t_a$	$\Delta t_c$	diferencia	error
I	21.6	21.6		
II	31.4	31.2	- 0.2	0.6%
III	11.8	11.8		
IV	9.4	9.3	- 0.1	1.1%
V	19.8	20.0	+ 0.2	1.0%
$\Delta t_T$	94.0	93.9	- 0.1	0.1%

Como se puede ver la diferencia de los " $\Delta t_a$ " y los " $\Delta t_c$ " son aceptables y la diferencia de la " $\Delta t_T$ " y la " $\Delta t_c$ " es también aceptable.

Usando la ec. (64)

$$\Delta T = 11,240 + 10,483 + 9,335 + 9,482 + 10,765 = 51,665 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (49)

$$E = \frac{51,665}{12,078} = 4.28 \text{ lb/agua/lb vapor}$$

Usando la ec. (66) en cada efecto.

$$Z = 72,405 \times .160 = 12,164 \text{ lb/hr de edlidos}$$

$$X_1 = X_5 = \frac{12,164}{42,340} = .287 = 28.7 \% \text{ de edlidos}$$

$$X_2 = X_1 = \frac{12,164}{31,100} = .391 = 39.1 \% \text{ de edlidos}$$

$$X_2 = .590 = 59.0 \% \text{ de edlidos.}$$

$$X_3 = .160 = 16.0 \% \text{ de edlidos.}$$

$$X_4 = X_3 = \frac{12,164}{63,070} = .193 = 19.3 \% \text{ de edlidos}$$

$$X_5 = X_4 = \frac{12,164}{53,228} = .229 = 22.9 \% \text{ de edlidos}$$

Comparando las concentraciones supuestas y calculadas:

Efecto	Xs	Xfs	X	Xf	diferencias	
I	28.5	38.9	28.7	39.1	+0.2	+0.2
II	30.9	59.0	39.1	59.0	+0.2	0.0
III	16.8	19.3	16.8	19.3	0.0	0.0
IV	19.3	22.8	19.3	22.9	0.0	+0.1
V	22.8	28.5	22.9	28.7	+0.1	+0.2

Como las diferencias no afectan los valores de " $\bar{C}_p$ " " $\bar{C}_{pc}$ " y " $U_2$ " el tanteo se considere correcto.

E) Sistema Mixto II con C.II

## Ecuaciones

Autoevaporación de licor negro a la atadsfera

Se usa la misma ecuación que en el Sistema a Contracorriente.

$$W_0 = \bar{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{o_0}) = \Delta W_0 \{ L_0 - \bar{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{o_0}) \} \quad (32)$$

Balance de materiales

$$W_0 = W_{f_0} + \Delta W_0 \quad (31)$$

## Efecto I

Se usa la misma ecuación que en el Sistema a Contracorriente.

$$q_1 = U_0 L_0 = U_0 \bar{Cp}_1 (t_{a_1} - t_{v_1}) + \Delta W_1 \{ \bar{Cp}_1 (t_{a_1} - t_{v_1}) + L_1 \} \quad (35)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_1 = W_0 + \Delta W_1 \quad (34)$$

## Efecto II

Se usa la misma ecuación que en el Sistema a Contracorriente.

$$q_2 = \Delta W_1 L_1 + Y_1 \bar{Cp}_1 (t_{v_1} - t_{v_2}) = W_1 \bar{Cp}_2 (t_{a_2} - t_{v_2}) + \Delta W_2 \{ \bar{Cp}_2 (t_{a_2} - t_{v_2}) + L_2 \} \quad (36)$$

En la que:

$$Y_1 = W_0 \quad (37)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_2 = W_1 + \Delta W_2 \quad (38)$$

## Efecto III

En este efecto el término para el calentador 1 es:

$$-W_2 \bar{Cp}_1 (t_{a_2} - t_{a_1})$$

En el que:

$W_2$  = flujo del licor que sale del efecto V, se calienta en los Calentadores Intermedios y se mete al efecto II.

Aplicándolo a la ecuación de balance de calor:

$$q_3 = \Delta W_2 L_2 + Y_2 C \beta_2 (tv_2 - tv_3) - W_2 \overline{Cp} c_1 (ta_2 - ta_1) = W_3 \overline{Cp} c_3 (ta_3 - ta_2) + \Delta W_3 L_3 \quad (74)$$

En lo que:

$$Y_2 = \frac{Y_1 C \beta_1 (tv_1 - tv_2)}{L_1} + \Delta W_1 \quad (40)$$

Para obtener a " $W_3$ "

$$W_3 X F_3 = W_3 X_3 \quad (68)$$

Balance de materiales en lado del licor:

$$W_3 = W_4 + \Delta W_3 \quad (59)$$

Efecto IV

En este efecto el término para el calentador 2 es:

$$-W_2 \overline{Cp} c_2 (ta_1 - ta_2)$$

Aplicándolo a la ecuación de balance de calor:

$$q_4 = \Delta W_3 L_3 + Y_3 C \beta_3 (tv_3 - tv_4) - W_2 \overline{Cp} c_2 (ta_1 - ta_2) = W_4 \overline{Cp} c_4 (ta_4 - ta_3) + \Delta W_4 L_4 \quad (75)$$

En lo que:

$$Y_3 = Y_2 + \Delta W_2 \quad (43)$$

Balance de materiales en el lado del licor:

$$W_4 = W_5 + \Delta W_4 \quad (61)$$

## Efecto V

En este efecto el término para el calentador 3 es:

$$-U_2 \overline{CpC}_3 (t_{c_2} - t_{c_5})$$

En el que:

$t_{c_5}$  = temperatura del licor a la salida del efecto V, que es la misma que a la entrada del calentador 3.

Aplicándolo a la ecuación de balance de calor.

$$q_5 = \Delta W_4 t_{c_4} + Y_4 C p_{\Delta} (t_{v_A} - t_{v_5}) - U_2 \overline{CpC}_3 (t_{c_2} - t_{c_5}) = U_5 \overline{CpC}_5 (t_{c_5} - t_{c_5}) + \Delta W_5 t_{c_5} \quad (76)$$

En la que:

$$Y_4 = Y_3 + \Delta W_3 \quad (46)$$

Balance de materiales en el lado del licor:

$$W_5 = W_2 + \Delta W_5 \quad (69)$$

La evaporación total "AWT" se calcula por la ec.:

$$\Delta W T = \Delta W_0 + \Delta W_1 + \Delta W_2 + \Delta W_3 + \Delta W_4 + \Delta W_5 \quad (48)$$

La economía "E" se calcula por la ecuación:

$$E = \frac{\Delta W T}{W_0} \quad (49)$$

La concentración del licor a la entrada de cada efecto "X" se calcula por la ecuación:

$$Z = W_n X_n = W_3 X_3 \quad (66)$$

## Cálculo por tanteos

Para hacer el cálculo por tanteos se seguirán estos pasos:



1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra al múltiple efecto " $X_3$ " y la concentración del licor en el tanque de almacenamiento después de la autoevaporación a la atmósfera " $X_{f_0}$ ", las demás concentraciones del licor que entra " $X_n$ " y que sale " $X_{f_n}$ " de cada efecto, se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la ec. (66). Para el primer tanteo esas concentraciones se supusieron iguales a las del último tanteo del Sistema Sixto II. Con la concentración del licor que sale de cada efecto " $X_{f_n}$ " se obtiene la gráfica 1 del apéndice al aumento del punto de ebullición del licor " $B$ " en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperatura entre el vapor y el licor " $\Delta t_n$ " en cada efecto; con " $\Delta t_n$ " y " $B$ " en cada efecto se calculan la temperatura del vapor " $t_v$ ", la temperatura de ebullición del licor " $t_e$ ", la temperatura de alimentación del licor " $t_a$ " y el calor latente del vapor " $L$ " en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como " $\Delta t_n$ " las " $\Delta t$ " del último tanteo del Sistema Sixto II.

3.- La temperatura del licor que sale de cada calentador se calcula como se indicó en el paso 1 del Sistema Sixto I, con Cal. (véase pag. 70). No hay temperatura del calentador 4 " $t_{a_4}$ " por que solo hay tres calentadores y tampoco hay temperatura del calentador 3 " $t_{a_3}$ " pues la temperatura del licor que entra al calentador 3 es igual a la temperatura del licor que sale del efecto V " $t_{e_5}$ ".

4.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto " $X_n$ " y las temperaturas de alimentación del licor " $t_a$ " y de ebullición del licor " $t_e$ " en el mismo efecto se obtiene por la gráfica de Harván (A-2) = página 70, el calor específico medio del licor " $C_p$ " para cada efecto. Con la concentración del licor que sale del último efecto " $X_{f_5}$ " y las temperaturas del licor que entra y que sale de cada calentador se obtiene por la gráfica de Harván (A-2) pag. 70 el calor específico medio del licor " $C_{p0}$ " para cada calentador.

5.- Con la concentración del licor que sale del efecto I " $X_{f_1}$ " y la temperatura de ebullición en el mismo efecto " $t_{e_1}$ " se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica A/A del apéndice; con esta viscosidad se obtiene el coeficiente total de transmisión para el efecto I " $U_1$ " en la gráfica A/A del apéndice. Para los demás efectos se usará el promedio de los coeficientes (véase pag. 20) para tomando los efectos en el

sentido del licor se decir: 1o)  $U_5 = U_3$ , 2o)  $U_4 = U_4$ , 3o)  $U_3 = U_5$ , 4o)  $U_2 = U_2$ , 5o) es el que se obtuvo en la gráfica # 4.

6.- Se supone el flujo que entra al tanque de almacenamiento después de la autoevaporación a la atmósfera "Uf<sub>g</sub>". Para el primer tanteo se usa el flujo del licor "Uf<sub>g</sub>" del último tanteo del Sistema Mixto - II.

7.- Con los datos obtenidos en los pasos 1, 2, 3, 4, 5 y 6 se hace un tanteo usando las ec. (32), (31), (22), (35), (34), (37), (36), (30), (60), (40), (74), (59), (43), (75), (61), (46), (76) y (69); y la ec. (22) para calcular la "Ate" en cada efecto.

8.- Se compara "U<sub>2</sub>" calculado por la ec. (30) con "U<sub>2c</sub>" calculado por la ec. (60), se calculan las "Ate" con las "Ate" y por último se compara la "AII" con la "AIIc" que se calcula usando las "Ate" de los diferentes efectos.

9.- Si la diferencia de "U<sub>2</sub>" y "U<sub>2c</sub>" es grande (más del 1%) o si las diferencias de las "Ate" y las "Ate" son grandes (más del 5%) o si la diferencia de la "AII" y la "AIIc" es grande (más del 1%), se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 2; si las diferencias siguen siendo grandes se hacen más tanteos hasta que las diferencias sean aceptables.

10.- Se calculan la evaporación total "AII" por la ec. (40), la concentración "I" por la ec. (44) y las concentraciones del licor que entra "x" y que sale "xf" de cada efecto por la ec. (66).

11.- Se comparan las concentraciones siguientes en el paso 1 "xe" y "xf" con las obtenidas en el paso 9 "x" y "xf", si las diferencias afectan los valores de "U" obtenidos en el paso 1, los valores de "Cp" y "Cpa" obtenidos en el paso 4 y el valor de "U<sub>1</sub>" obtenido en el paso 6, se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1.

## Datos Fijos:

$ta_3$	=	158 °F
$X_3$	=	.168 = 16.8 % de sólidos.
$X_{f_0}$	=	.590 = 59.0 % de sólidos
$A_1$	=	2100 $ft^2$
$A_2 = A_5$	=	2030 $ft^2$
$A_3 = A_4$	=	4200 $ft^2$

Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3,4 y 5 se hace la siguiente tabla:

TABLA VIII

Efecto	$X_e$	$X_{f_0}$	B	$At_0$	$t_v$	$t_0$	$t_a$	L
I	38.1	58.0	19	29.5	268.0	238.5	197.5	965
II	28.6	38.1	10	22.0	219.5	197.5	182.5	986
III	16.8	19.3	4	12.3	187.5	175.2	158.0	995
IV	19.3	22.8	5	9.6	171.2	161.6	175.2	1004
<u>V</u>	22.8	28.6	7	20.6	156.6	136.0	161.6	1020
C					129.0			
S								933
O	58.0	59.0	19			216.0	238.5	980

Efecto	$\overline{C_p}$	U	Calentador $t_0$	$\overline{C_{p_0}}$	
I	.81	196	1	166.2	.85
II	.85	257	2	151.6	.85
III	.91	210	3	-----	.84
IV	.90	235			
<u>V</u>	.88	242			
O	.72				

## Siendo:

- C = condensador
- S = vapor vivo
- O = autoevaporación de licor negro a la atmosférica.

Usando los datos fijos y los datos de la tabla VIII se procede a hacer el tanteo.

Se supone:

$$W_0 = 21,635 \text{ lb/hr}$$

Autoevaporación de licor negro a la atmosfera.

Usando la ec. (32)

$$21,635 \times .72 (238.5 - 216) = \Delta W_0 \{900 - .72 (238.5 - 216)\}$$

$$\Delta W_0 = 364 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (31)

$$W_0 = 21,635 + 364 = 21,999 \text{ lb/hr.}$$

Efecto I

Usando la ec. (22)

$$q_1 = 196 \times 2,100 \times 29.5 = 12,142,000 \text{ Btu/hr}$$

Usando la ec. (35)

$$12,142,000 = W_0 \times 933$$

$$W_0 = 13,014 \text{ lb/hr}$$

$$12,142,000 = 21,999 \times .81 (238.5 - 197.5) + \Delta W_1 \{.81(238.5 - 197.5) + 965\}$$

$$\Delta W_1 = 11,434 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (34)

$$W_1 = 21,999 + 11,434 = 33,433 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

Usando la ec. (37)

$$Y_1 = 13,014 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (36)

$$q_2 = 11,434 \times 965 + 13,014 (268 - 219.5) = 11,665,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,665,000 = 33,433 \times .85 (197.5 - 182.5) + \Delta W_2 \{ .05(197.5 - 182.5) + 986 \}$$

$$\Delta W_2 = 11,250 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$11,665,000 = 257 \times 2,030 \times \Delta t_{2c}$$

$$\Delta t_{2c} = 22.3^\circ \text{F}$$

Usando la ec. (38)

$$W_2 = 33,433 + 11,250 = 44,683 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (68)

$$21,635 \times .59 = W_3 \times .168$$

$$W_3 = 75,982 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (40)

$$Y_2 = \frac{13,014 (268 - 219.5)}{965} + 11,434 = 12,088 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (74)

$$q_3 = 11,250 \times 986 + 12,088 (219.5 - 187.5) - 44,683 \times .85 (182.5 - 166.2)$$

$$q_3 = 10,861,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,861,000 = 75,982 \times .91 (175.2 - 158) + \Delta W_3 \times 995$$

$$\Delta W_3 = 9,721 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,861,000 = 210 \times 4,200 \times \Delta t_{3c}$$

$$\Delta t_{3c} = 12.3^\circ \text{F}$$

Usando la ec. (59)

$$75,982 = W_4 + 9,721$$

$$W_4 = 66,261 \text{ lb/hr}$$

## Efecto IV

Usando la ec. (43)

$$Y_3 = 12,000 + 11,250 = 23,250 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (75)

$$Q_4 = 9,721 \times 995 + 23,250 (107.5 - 171.2) = 44,683 \times .85 (160.2 - 151.6)$$

$$Q_4 = 9,497,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,497,000 = 66,261 \times .90 (161.6 - 175.2) \Delta U_4 \times 1,004$$

$$\Delta U_4 = 10,260 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,497,000 = 235 \times 4,200 \times \Delta t_{4c}$$

$$\Delta t_{4c} = 9.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (61)

$$66,261 = W_5 + 10,267$$

$$W_5 = 55,994 \text{ lb/hr}$$

## Efecto V

Usando la ec. (46)

$$Y_4 = 23,250 + 9,721 = 33,059 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (76)

$$Q_5 = 10,267 \times 1,004 + 33,059 (171.2 - 156.5) = 44,683 \times .84 (151.6 - 136)$$

$$Q_5 = 10,205,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,205,000 = 55,994 \times .80 (136 - 161.6) + \Delta W_5 \times 1,020$$

$$\Delta W_5 = 11,241 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,205,000 = 242 \times 2,030 \times \Delta t_{5c}$$

$$\Delta t_{5c} = 20.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (69)

$$88,994 = W_{2c} + 11,241$$

$$W_{2c} = 44,753 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos de licor " $W_2$ " y " $W_{2c}$ "

$$W_2 = 44,683 \text{ lb/hr} \quad \text{y} \quad W_{2c} = 44,753 \text{ lb/hr}$$

Diferencia

$$W_{2c} - W_2 = 70 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver la diferencia entre los dos flujos es aceptable y este implica un error de 0.16% por lo que se considera correcto el balance de materiales.

Comparando las diferencias de temperatura.

Efecto	$\Delta t_c$	$\Delta t_h$	diferencia	error
I	29.5	29.5		
II	22.0	22.3	+ 0.3	1.3 %
III	12.3	12.3		
IV	9.6	9.6		
<u>V</u>	20.6	20.8	+ 0.2	0.9 %
$\Delta T$	94.0	94.5	+ 0.5	0.5 %

Como se puede ver las diferencias de las " $\Delta t_c$ " y las " $\Delta t_h$ " son aceptables y la diferencia de la " $\Delta T$ " y la " $\Delta T_c$ " es también aceptable.

Usando la ec. (48)

$$\Delta W T = 364 + 11,434 + 11,250 + 9,721 + 10,267 + 11,241 = 54,277$$

Usando la ec. (49)

$$C = \frac{54,277}{13,014} = 4.17 \text{ lb agua/lb vapor}$$

Usando la ec. (66) para cada efecto.

$$Z = 75,002 \times .168 = 12,765 \text{ lb/hr de sólidos}$$

$$X P_0 = .590 = 59.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_0 = X_{F_1} = \frac{12,765}{21,999} = .580 = 58.0 \% \text{ de edidos}$$

$$X_1 = X_{F_2} = \frac{12,765}{33,433} = .382 = 38.2 \% \text{ de edidos}$$

$$X_2 = X_{F_3} = \frac{12,765}{44,683} = .286 = 28.6 \% \text{ de edidos}$$

$$X_3 = .168 = 16.8 \% \text{ de edidos.}$$

$$X_4 = X_{F_4} = \frac{12,765}{66,261} = .193 = 19.3 \% \text{ de edidos}$$

$$X_5 = X_{F_5} = \frac{12,765}{55,994} = .228 = 22.8 \% \text{ de edidos}$$

Comparando los concentraciones supuestas y calculadas:

		X <sub>0</sub>	X <sub>F<sub>0</sub></sub>	X	X <sub>F</sub>	diferencias	
AE	0	58.0	59.0	58.0	59.0	0.0	0.0
Efecto I		38.1	58.0	38.2	58.0	+0.1	0.0
Efecto II		28.6	38.1	28.6	38.2	0.0	+0.1
Efecto III		16.8	19.3	16.8	19.3	0.0	0.0
Efecto IV		19.3	22.8	19.3	22.8	0.0	0.0
Efecto V		22.8	28.6	22.8	28.6	0.0	0.0

AE = Autovaporación.

Como las diferencias no afectan los valores de "S" y "C<sub>p</sub>",

"C<sub>p0</sub>" y "U<sub>1</sub>" el tanteo se considera correcto.



Generación de los Cinco Sistemas.

La evaporación total y la economía de los sistemas con calentadores intermedios se puede comparar con la de los otros Sistemas en la -- tabla IX.

TABLA IX

Sistema	Evaporación Total	Economía
Contracorriente	52,696 lb/hr	4.15 lb agua/lb vapor
Mixto I	51,997 "	3.79 "
Mixto II	53,585 "	3.86 "
Mixto I con C.I.	51,665 "	4.20 "
Mixto II con C.I.	54,277 "	4.17 "

Al analizar los datos de la Tabla IX se observa que los sistemas Mixtos con Calentadores Intermedios aumentaron mucho su economía con -- respecto a los sistemas Mixtos sin Calentadores Intermedios. Ahora es -- el Sistema Mixto I con C.I. el que tiene la mayor economía de todos y -- el Sistema Mixto II con C.I. es el que tiene la mayor evaporación total.

Se tiene junto al evaporador un tanque de autoevaporación que se -- usaba anteriormente; para poder usarlo sólo es necesario hacer unas co-- nectaciones de tubería. Se pensó utilizar dicho tanque para aprovechar la autoevaporación de licor negro que se pierde en la atmósfera. El tanque de autoevaporación se conectará a la salida de licor del Efecto I; la -- tubería de vapor que sale del tanque de autoevaporación se conectará a -- la calandria del Efecto III y la tubería de licor que sale del mismo -- tanque descargará en el tanque de almacenamiento. Estas modificaciones -- se pueden apreciar en los diagramas 6 y 7 del apéndice.

Se harán nuevos cálculos para los Sistemas a Contracorriente y -- Mixto II con C.I. usando el tanque de autoevaporación del licor. A es-- tos sistemas los llamaremos: Sistema a Contracorriente con Tanque de -- Autoevaporación ( T.A.) y Sistema Mixto II con Calentadores Intermedios -- y Tanque de Autoevaporación (C.I. y T.A.).

f) Sistema a Contracorriente con T.A.

Ecuaciones.

Tanque de autoevaporación del licor negro.

$$\Delta T_o \bar{C}p_o (t_{o_0} - t_{o_t}) = \Delta W_o \{L_2 - \bar{C}p_o (t_{o_0} - t_{o_t})\} \quad (77)$$

En lo que:

$$t_{o_t} = t_{v_3} + \theta_o$$

Siendo:

 $t_{o_t}$  = temperatura de ebullición del licor en el tanque de autoevaporación

Balance de materiales

$$W_o = W_{r_o} + \Delta W_o \quad (31)$$

Efecto I

$$q_1 = W_o t_o = W_o \bar{C}p_1 (t_{o_1} - t_{o_1}) + \Delta W_1 \{ \bar{C}p_1 (t_{o_1} - t_{o_1}) + L_1 \} \quad (35)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_1 = W_o + \Delta W_1 \quad (34)$$

Efecto II

$$q_2 = \Delta W_1 L_1 + Y_1 C \beta_1 (t_{v_1} - t_{v_2}) = W_1 \bar{C}p_2 (t_{o_2} - t_{o_2}) + \Delta W_2 \{ \bar{C}p_2 (t_{o_2} - t_{o_2}) + L_2 \} \quad (36)$$

En lo que:

$$Y_1 = U_o \quad (37)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_2 = W_1 + \Delta W_2 \quad (38)$$

Efecto III

A la calandria del efecto III llega el vapor que se desprende en -

el tanque de autoevaporación por lo que se añadirá a la ecuación de balance de calor de este efecto el siguiente término:

$$\bullet U_0 \overline{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_0})$$

Tiene signo positivo pues es calor que se añade a la calandria.

$$q_3 = \Delta W_2 L_2 + Y_2 C \beta_2 (t_{v_2} - t_{v_3}) + U_0 \overline{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_0}) + U_2 \overline{Cp}_3 (t_{e_3} - t_{a_3}) + \Delta W_3 \left\{ \overline{Cp}_3 (t_{e_3} - t_{a_3}) + L_3 \right\} \quad (78)$$

En lo que:

$$Y_2 = \frac{Y_1 C \beta_1 (t_{v_1} - t_{v_2})}{L_1} + \Delta W_1 \quad (40)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_3 = W_2 + \Delta W_3 \quad (41)$$

Efecto IV

$$q_4 = \Delta W_3 L_3 + Y_3 C \beta_3 (t_{v_3} - t_{v_4}) + U_3 \overline{Cp}_4 (t_{a_4} - t_{e_4}) + \Delta W_4 \left\{ \overline{Cp}_4 (t_{a_4} - t_{e_4}) + L_4 \right\} \quad (42)$$

En lo que:

$$Y_3 = Y_2 + \Delta W_2 + \frac{U_0 \overline{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_0})}{L_2} \quad (79)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$W_4 = W_3 + \Delta W_4 \quad (44)$$

Efecto V

$$q_5 = \Delta W_4 L_4 + Y_4 C \beta_4 (t_{v_4} - t_{v_5}) + U_4 \overline{Cp}_5 (t_{e_5} - t_{a_5}) + \Delta W_5 \left\{ \overline{Cp}_5 (t_{e_5} - t_{a_5}) + L_5 \right\} \quad (45)$$

En la que:

$$Y_4 = Y_3 + \Delta W_3 \quad (46)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$W_5^o = W_4 + \Delta W_5 \quad (47)$$

La evaporación total se calcula por la ecuación:

$$\Delta W_T = \Delta W_0 + \Delta W_1 + \Delta W_2 + \Delta W_3 + \Delta W_4 + \Delta W_5 \quad (48)$$

La economía se calcula por la ecuación:

$$\xi = \frac{\Delta W_T}{W_0} \quad (49)$$

La concentración a la entrada de cada efecto se calcula por la --  
ecuación:

$$Z = W_n X_n = W_5 X_5 \quad (50)$$

Cálculo por Tanteos.

Para hacer el cálculo por tanteos se seguirán estos pasos:

1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra al múltiple efecto " $X_5$ " y la concentración del licor en el tanque de almacenamiento o sea la concentración del licor que sale del tanque de -- autoevaporación " $X_0$ ", las demás concentraciones del licor que entra -- " $X_n$ " y que sale " $X_f$ " de cada efecto se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la ec. (50). Para el primer tanteo esas concentraciones se supusieron iguales a las del último tanteo del Sistema a -- Contracorriente. Con la concentración del licor que sale de cada efecto " $X_f$ " se ob tiene en la gráfica # 1 del apéndice el aumento del punto de ebullición del licor " $\theta$ " en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperaturas entre el vapor y el li-  
cor " $\Delta t_e$ " en cada efecto; con " $\Delta t_e$ " y " $\theta$ " en cada efecto se calculan la

temperatura del vapor " $t_v$ ", la temperatura de ebullición " $t_e$ ", la temperatura de alimentación del licor " $t_a$ " y el calor latente del vapor " $L$ " - en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como " $\Delta t_a$ " las " $\Delta t$ " del último tanteo del Sistema a Contracorriente.

3.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto " $X_a$ " y - las temperaturas de alimentación del licor " $t_a$ " y de ebullición del licor " $t_e$ " en el mismo efecto se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) pág. 79 el calor específico medio del licor " $\overline{C_p}$ " para cada efecto.

4.- Con la concentración del licor que sale del efecto I " $X_{f_1}$ " y la temperatura de ebullición en el mismo efecto " $t_{e_1}$ " se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica # 2A del apéndice; con esta viscosidad se obtiene el coeficiente total de transmisión de calor para el efecto I " $U_1$ " - en la gráfica # 4 del apéndice. Para los demás coeficientes se usará el promedio de los coeficientes (véase pág. 29 ).

5.- Se supone el flujo de licor que entra al múltiple efecto " $W_{5a}$ ". Para el primer tanteo se usó el flujo " $W_{5s}$ " del último tanteo del Sistema a Contracorriente.

6.- Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3,4 y 5 se hace un tanteo usando las ecs. (50), (77), (31), (22), (35), (34), (37), (36), (38), (40), (78), (41), (79), (42), (44), (46), (45), y (47),; y la ec. (22) -- para calcular la " $\Delta t_a$ " en cada efecto.

7.- Se compara " $W_{5a}$ " con " $W_{5c}$ " calculado por la ec. (47), también - se comparan las " $\Delta t_a$ " y las " $\Delta t_c$ " y por último se compara la " $\Delta t_T$ " disponible con la " $\Delta t_{Tc}$ " calculada sumando las " $\Delta t_c$ " de los cinco efectos.

8.- Si la diferencia de " $W_{5a}$ " y " $W_{5c}$ " es grande (más del 1%) o si las diferencias de las " $\Delta t_a$ " y las " $\Delta t_c$ " son grandes (más del 5%), o si la diferencia de la " $\Delta t_T$ " disponible y la " $\Delta t_{Tc}$ " es grande (más del 1%), se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1; si las diferencias siguen siendo grandes se hacen más tanteos hasta que las diferencias sean aceptables.

9.- Se calculan: la evaporación total " $\Delta W_T$ " por la ec. (40), la --

economía por la ec. (49) y las concentraciones del licor que entra "X" y que sale "Xf" de cada efecto por la ec. (50)

10.- Se comparan las concentraciones supuestas en el paso 1 "X<sub>0</sub>" y "Xf<sub>0</sub>" con las obtenidas en el paso 9 "X" y "Xf"; si las diferencias son grandes y afectan los valores de "B" obtenidos en el paso 1, los valores de "C<sub>p</sub>" obtenidos en el paso 3, los valores de "U<sub>1</sub>" obtenido en el paso 4, se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1.

#### Datos Fijos

$t_{05}$	=	150 <sup>0</sup> F
$X_5$	=	.168 = 16.8 % de sólidos
$Xf_0$	=	.590 = 59.0 % de sólidos
$A_1$	=	2,100 ft <sup>2</sup>
$A_2 = A_3$	=	2,030 ft <sup>2</sup>
$A_4 = A_5$	=	4,200 ft <sup>2</sup>

Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3 y 4 se hace la siguiente tabla:

TABLA X

Efecto	X <sub>0</sub>	Xf <sub>0</sub>	B	Δt <sub>0</sub>	t <sub>v</sub>	t <sub>0</sub>	t <sub>a</sub>	L
I	38.2	57.0	19	28.9	268.0	239.8	199.4	965
II	29.2	38.2	10	21.4	220.8	199.4	167.3	985
III	23.6	29.2	7	22.1	189.4	167.3	149.6	1002
IV	20.0	23.6	6	10.7	160.3	149.6	133.0	1011
<u>V</u>	16.8	20.0	4	11.6	144.6	133.0	158.0	1020
C					129.0			
B								933
0	57.0	59.0	10				239.8	

Efecto	$\overline{C_p}$	U
I	.80	196
II	.85	257
III	.87	242
IV	.89	235
<u>V</u>	.91	210
0	.72	

$$t_{e_c} = 109.4 + 19 = 208.4^{\circ}\text{F}$$

Siendo:

- C = condensador
- S = vapor vivo
- 0 = tanque de autoevaporación

Usando los datos fijos y los datos de la tabla X se procede a hacer el tanteo.

Se supone:

$$W_{S_0} = 74,100 \text{ lb/hr}$$

Tanque de autoevaporación del 1 por negro

Usando la ec. (50)

$$W_{F_0} \times .59 = 74,100 \times .168$$

$$W_{F_0} = 21,100 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (77)

$$21,100 \times .72 (239.8 - 208.4) = \Delta W_0 \{ 985 - .72 (239.8 - 208.4) \}$$

$$\Delta W_0 = 496 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (31)

$$W_0 = 21,100 + 496 = 21,596 \text{ lb/hr}$$

Efecto I

Usando la ec. (22)

$$q_1 = 196 \times 2,100 \times 28.2 = 11,607,000 \text{ Btu/hr}$$

Usando la ec. (35)

$$11,607,000 = \dot{W}_0 \times 933$$

$$\dot{W}_0 = 12,440 \text{ lb/hr}$$

$$11,607,000 = 21,596 \times .80 (239.8 - 199.4) + \Delta W_1 \{ .80 \times (239.8 - 199.4) + 965 \}$$

$$\Delta W_1 = 10,942 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (34)

$$\dot{W}_1 = 21,596 + 10,942 = 32,538 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

Usando la ec. (37)

$$Y_1 = 12,440 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (36)

$$q_2 = 10,942 \times 965 + 12,440 (268 - 220.8) = 11,146,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,146,000 = 32,538 \times .85 (199.4 - 167.3) + \Delta W_2 \{ .85 (199.4 - 167.3) + 985 \}$$

$$\Delta W_2 = 10,136 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$11,146,000 = 257 \times 2,030 \times \Delta t_2$$

$$\Delta t_2 = 21.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la ec. (38)

$$\dot{W}_2 = 32,538 + 10,136 = 42,674 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (40)

$$Y_2 = \frac{12,440 (268 - 220.8)}{965} + 10,942 = 11,550 \text{ lb/hr}$$



Usando la ec. (78)

$$q_3 = 10,136 \times 985 + 11,550 (220.8 - 189.4) + 21,596 \times .72 (239.8 - 208.4)$$

$$q_3 = 10,035,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,035,000 = 42,674 \times .87 (167.3 - 149.6) + \Delta w_3 \{ .87 (167.3 - 149.6) + 1,002 \}$$

$$\Delta w_3 = 10,008 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,035,000 = 242 \times 2,030 \times \Delta t_{3c}$$

$$\Delta t_{3c} = 22.1^{\circ}\text{F}$$

Usando la ec. (41)

$$w_3 = 42,674 + 10,008 = 52,682 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

Usando la ec. (79)

$$Y_3 = 11,550 + 10,136 + \frac{21,596 \times .72 (239.8 - 208.4)}{985} = 22,182 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (42)

$$q_4 = 10,008 \times 1,002 + 22,182 (189.4 - 160.3) = 10,673,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,673,000 = 52,682 \times .89 (149.6 - 133) + \Delta w_4 \{ .89 (149.6 - 133) + 1,011 \}$$

$$\Delta w_4 = 9,644 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,673,000 = 235 \times 4,200 \times \Delta t_{4c}$$

$$\Delta t_{4c} = 10.8^{\circ}\text{F}$$

Usando la ec. (44)

$$w_4 = 52,682 + 9,644 = 62,326 \text{ lb/hr}$$

## Efecto V

Usando la ec. (46)

$$Y_A = 22,102 + 10,000 = 32,190 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (45)

$$q_5 = 9,644 \times 1,011 + 32,190 (160.3 - 144.6) = 10,255,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,255,000 = 62,326 \times .91 (133-158) + \Delta W_5 \{ .91(133-158) + 1,020 \}$$

$$\Delta W_5 = 11,700 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,255,000 = 210 \times 4,200 \times \Delta t_{5c}$$

$$\Delta t_{5c} = 11.6^\circ \text{F}$$

Usando la ec. (47)

$$W_{5c} = 62,326 + 11,700 = 74,034 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos del licor " $W_{5a}$ " y " $W_{5c}$ "

$$W_{5a} = 74,100 \text{ lb/hr}$$

Y

$$W_{5c} = 74,034 \text{ lb/hr}$$

Diferencia

$$W_{5a} - W_{5c} = 66 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver la diferencia entre los dos flujos es aceptable - y solo implica un error de 0.09% por lo que se considera correcto el balance de materiales

## Comparando las diferencias de temperaturas:

Efecto	$\Delta t_c$	$\Delta t_c$	diferencia	error
I	28.2	28.2		
II	21.4	21.4		
III	22.1	22.1		
IV	10.7	10.8	+ 0.1	0.9 %
<u>V</u>	11.6	11.6		
$\Delta t_T$	94.0	94.1	+ 0.1	0.1 %

Como se puede ver las diferencias de los " $\Delta t_c$ " y los " $\Delta t_c$ " son aceptables y la diferencia de lo " $\Delta t_T$ " y lo " $\Delta t_T$ " es también aceptable.

Usando la ec. (48)

$$\Delta W_T = 496 + 10,942 + 10,136 + 10,008 + 9,644 + 11,708 = 52,934 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (49)

$$E = \frac{52,934}{12,440} = 4.26 \text{ lb agua/lb vapor}$$

Usando la ec. (50) para cada efecto

$$Z = 74,100 \times .168 = 12,449 \text{ lb/hr de sólidos}$$

$$Xf_0 = .590 = 59.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_0 = Xf_1 = \frac{12,449}{21,598} = .576 = 57.6 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_1 = Xf_2 = \frac{12,449}{32,538} = .383 = 38.3 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_2 = Xf_3 = \frac{12,449}{42,674} = .292 = 29.2 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_3 = Xf_4 = \frac{12,449}{52,602} = .236 = 23.6 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_4 = Xf_5 = \frac{12,449}{62,328} = .200 = 20.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_5 = .168 = 16.8 \% \text{ de sólidos.}$$

Comparando las concentraciones supuestas y calculadas:

T. Autoevaporación	Xs	Xfs	X	Xf	diferencias	
0	57.8	59.0	57.6	59.0	-0.2	0.0
<b>Efecto</b>						
I	38.2	57.8	38.3	57.6	+0.1	-0.2
II	29.2	38.2	29.2	38.3	0.0	+0.1
III	23.6	29.2	23.6	29.2	0.0	0.0
IV	20.0	23.6	20.0	23.6	0.0	0.0
V	16.8	20.0	16.8	20.0	0.0	0.0

Como las diferencias no afectan los valores de "B", " $\overline{Cp}$ " y "U", - el tanteo se considera correcto.

### C) Sistema Mixto II con C.I. y J.A.

#### Equaciones

Tanque de autoevaporación del licor negro

$$Wf_0 \overline{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_t}) = \Delta W_0 \{L_2 - \overline{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{e_t})\} \quad (77)$$

Balanco de materiales

$$W_0 = Wf_0 + \Delta W_0 \quad (31)$$

Efecto I

$$q_1 = W_0 L_0 = W_0 \overline{Cp}_1 (t_{a_1} - t_{e_1}) + \Delta W_1 \{ \overline{Cp}_1 (t_{a_1} - t_{e_1}) + L_1 \} \quad (35)$$

Balanco de materiales en el lado del licor

$$W_1 = W_0 + \Delta W_1 \quad (34)$$

Efecto II

$$q_2 = \Delta w_1 L_1 + Y_1 C \beta_1 (tv_1 - tv_2) = w_1 \overline{Cp}_2 (te_2 - te_2) + \Delta w_2 \{ \overline{Cp}_2 (te_2 - te_2) + L_2 \}$$

(36)

En la que:

$$Y_1 = w_0 \quad (37)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$w_2 = w_1 + \Delta w_2 \quad (38)$$

Efecto II

A lo calandria del efecto III llega el vapor que se desprende del -  
tanque de autoevaporación por lo que se añadirá a la ecuación de balace-  
de calor en este efecto el siguiente término:

$$+ w_0 \overline{Cp}_0 (te_0 - te_t)$$

Tiene signo positivo pues es calor que se añade a la calandria.

$$q_3 = \Delta w_2 L_2 + Y_2 C \beta_2 (tv_2 - tv_3) + w_0 \overline{Cp}_0 (te_0 - te_t) - w_2 \overline{Cp}_1 (te_2 - te_1)$$

$$= w_3 \overline{Cp}_3 (te_3 - te_3) + \Delta w_3 L_3 \quad (39)$$

En la que:

$$Y_2 = \frac{Y_1 C \beta_1 (tv_1 - tv_2)}{L_1} + \Delta w_1 \quad (40)$$

Para obtener a "w<sub>3</sub>"

$$w_0 \overline{Cp}_0 = w_3 \overline{Cp}_3 \quad (41)$$

Balace de materiales en el lado del licor

$$w_3 = w_4 + \Delta w_3 \quad (42)$$

## Efecto IV

$$\begin{aligned}
 q_4 &= \Delta w_3 L_3 + Y_3 C \beta_3 (t_{v_3} - t_{v_A}) - w_2 \overline{Cp} c_2 (t_{a_1} - t_{a_2}) \\
 &= w_4 \overline{Cp}_4 (t_{a_4} - t_{a_4}) + \Delta w_4 L_4 \quad (75)
 \end{aligned}$$

En la que:

$$Y_3 = Y_2 + \Delta w_2 + \frac{w_0 \overline{Cp}_0 (t_{a_0} - t_{a_t})}{L_2} \quad (79)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$w_4 = w_5 + \Delta w_4 \quad (61)$$

## Efecto V

$$\begin{aligned}
 q_5 &= \Delta w_4 L_4 + Y_4 C \beta_4 (t_{v_4} - t_{v_5}) - w_2 \overline{Cp} c_3 (t_{a_2} - t_{a_5}) \\
 &= w_5 \overline{Cp}_5 (t_{a_5} - t_{a_5}) + \Delta w_5 L_5 \quad (76)
 \end{aligned}$$

En la que:

$$Y_4 = Y_3 + \Delta w_3 \quad (46)$$

Balance de materiales en el lado del licor

$$w_5 = w_2 + \Delta w_5 \quad (69)$$

La evaporación total se calcula por la ecuación:

$$\Delta w_T = \Delta w_0 + \Delta w_1 + \Delta w_2 + \Delta w_3 + \Delta w_4 + \Delta w_5 \quad (48)$$

La economía se calcula por la ecuación:

$$E = \frac{\Delta w_T}{w_0} \quad (49)$$

La concentración del licor a la entrada de cada efecto se calcula por la ecuación:

$$Z = w_n X_n = w_3 X_3 \quad (66)$$

### Cálculo por Tentos

Para hacer el cálculo por tentos se seguirán estos pasos:

1.- Como nada más se conocen la concentración del licor que entra al múltiple efecto  $X_3$  y la concentración del licor en el tanque de desconcentración o sea la concentración del licor que sale del tanque de autoevaporación  $Xf_0$ , las demás concentraciones del licor que entra  $X_0$  y que sale  $Xf_n$  de cada efecto, se suponen iguales a las calculadas en el tanteo anterior por la oc. (66). Para el primer tanteo estas concentraciones se supusieron iguales a las del último tanteo del Sistema Mixto II con C.I. Con la concentración del licor que sale de cada efecto  $Xf_n$  se obtiene en la gráfica # 1 del apéndice el aumento del punto de ebullición  $\theta$  en cada efecto.

2.- Se supone la diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor  $\Delta t_n$  en cada efecto; con  $\Delta t_n$  y  $\theta$  en cada efecto se calculan: la temperatura del vapor  $t_v$ , la temperatura de ebullición del licor  $t_e$ , la temperatura de alimentación del licor  $t_a$  y el calor latente del vapor  $L$  en cada efecto. Para el primer tanteo se supusieron como  $\Delta t_n$  los  $\Delta t_n$  del último tanteo del Sistema Mixto II con C.I.

3.- La temperatura del licor que sale de cada calentador se calcula como se indicó en el paso 3 del Sistema Mixto I con C.I. (véase pág. 70). También véase el paso 3 del Sistema Mixto II con C.I. (pág. 81) para las temperaturas  $t_{a4}$  y  $t_{a3}$ .

4.- Con la concentración del licor que entra a cada efecto  $X_n$  y las temperaturas de alimentación del licor  $t_a$  y de ebullición del licor  $t_e$  en el mismo efecto se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) - página 79, el calor específico medio del licor  $\overline{C_p}$  para cada efecto. Con la concentración del licor que sale del último efecto  $Xf_5$  y las temperaturas del licor que entra y que sale de cada calentador se obtiene por la gráfica de Harvin (R-2) pág. 79, el calor específico medio del licor  $\overline{C_{ps}}$  para cada calentador.

5.- Con la concentración del licor que sale del efecto I  $Xf_1$  y-

la temperatura de ebullición en el mismo efecto " $t_{e_1}$ " se obtiene la viscosidad del licor en la gráfica # 2A del apéndice; con esta viscosidad se obtiene el coeficiente total de transmisión de calor para el efecto I " $U_1$ " en la gráfica # 4 del apéndice. Para los demás efectos se usará el promedio de los coeficientes (véase pág. 29) pero tomando los efectos en el sentido del licor, es decir: 1o)  $U_5 = U_3$ , 2o)  $U_4 = U_4$ , 3o)  $U_3 = U_5$ , 4o)  $U_2 = U_2$  y 5o) es el que se obtuvo en la gráfica # 4

6.- Se se pone el flujo de licor que sale del tanque de autoevaporación " $W_{f_0}$ ". Para el primer tanteo se usó el flujo de licor " $W_{f_0}$ " del último tanteo del Sistema Mixto II con C.I.

7.- Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3,4, y 5 y 6 se hace un tanteo usando las ecs. (77), (31), (22), (35), (34), (37), (36), (38), (68), (40), (80), (59), (79), (75), (61), (46), (76), y (69); y la ec. (22) para calcular la " $\Delta t_c$ " en cada efecto.

8.- Se compara " $U_2$ " calculado por la ec. (38) con " $U_{2c}$ " calculado por la ec. (69), se comparan también las " $\Delta t_o$ " y las " $\Delta t_c$ " y por último se compara la " $\Delta t_T$ " disponible con la " $\Delta t_{Tc}$ " calculada sumando las " $\Delta t_c$ " de los cinco efectos.

9.- Si la diferencia de " $U_2$ " y " $U_{2c}$ " es grande (más del 1%) o si las diferencias de las " $\Delta t_o$ " y las " $\Delta t_c$ " son grandes (más del 5%) o si la diferencia de la " $\Delta t_T$ " y la " $\Delta t_{Tc}$ " es grande (más del 1%), se vuelve a hacer otro tanteo comenzando por el paso 1; si las diferencias siguen siendo grandes se hacen más tanteos hasta que las diferencias sean aceptables.

10.- Se calcula la evaporación total " $\Delta W_T$ " por la ec. (40), la economía " $E$ " por la ec. (49) y las concentraciones del licor que entra " $X$ " y que sale " $X_f$ " de cada efecto por la ec. (66).

11.- Se comparan las concentraciones supuestas en el paso 1 " $X_o$ " y " $X_{fo}$ " con las obtenidas en el paso 9 " $X$ " y " $X_f$ ", si las diferencias son grandes y afectan los valores de " $U$ " obtenidos en el paso 1, los valores de " $C_p$ " y " $C_{pc}$ " obtenidos en el paso 4 y el valor de " $U_1$ " obtenido en el



paso 5, se vuelve a hacer otro tanteo corrigiendo por el paso 1.

Datos fijos

$ta_3$	=	158 °F
$X_3$	=	.168 = 16.8 % de edidos
$Xf_0$	=	.590 = 59.0 % de edidos
$A_1$	=	2,100 ft <sup>2</sup>
$A_2 = A_5$	=	2,030 ft <sup>2</sup>
$A_3 = A_4$	=	4,200 ft <sup>2</sup>

Con los datos obtenidos en los pasos 1,2,3, 4 y 5 se hace la siguiente tabla:

TABLA XI

Efecto	$X_0$	$Xf_0$	$\theta$	$A_0$	$t_v$	$t_e$	$t_a$	L
I	38.4	57.6	19	28.8	268.0	239.2	198.4	965
II	28.8	38.4	10	21.8	220.2	198.4	183.4	985
III	16.8	19.4	4	12.5	188.4	175.9	158.0	995
IV	19.4	23.0	5	9.8	171.9	162.1	175.9	1004
<u>V</u>	23.0	28.8	7	21.1	157.1	136.0	162.1	1020
C					129.0			
S								933
O	57.6	59.0				239.2		
Efecto	$\overline{C_p}$		U		Calentador	$t_c$	$\overline{C_{pc}}$	
I	.01		196		1	166.9	.85	
II	.85		257		2	152.1	.85	
III	.91		210		3	-----	.84	
IV	.90		235					
<u>V</u>	.88		242					
O	.72							

$$t_{c_2} = 188.4 + 19 = 207.4 \text{ °F}$$

Siendo:

- C = condensador  
 S = vapor vivo  
 O = tanque de autoevaporación.

Usando los datos fijos y los datos de la Tabla XI se procede a hacer el tanteo.

Se supone:

$$WF_o = 21,600 \text{ lb/hr}$$

Tanque de Autoevaporación de Licor Negro

Usando la ec. (77)

$$21,600 \times .72 (239.2 - 207.4) = \Delta W_o \{ 985 - .72 (239.2 - 207.4) \}$$

$$\Delta W_o = 515 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (31)

$$W_o = 21,600 + 515 = 22,115 \text{ lb/hr}$$

Efecto I

Usando la ec. (22)

$$q_1 = 196 \times 2,100 \times 28.8 = 11,854,000 \text{ Btu/hr}$$

Usando la ec. (35)

$$11,854,000 = W_g \times 933$$

$$W_g = 12,705 \text{ lb/hr}$$

$$11,854,000 = 22,115 \times .81 (239.2 + 198.4) + \Delta W_1 \{ .81 (239.2 - 198.4) + 955 \}$$

$$\Delta W_1 = 11,145 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (34)

$$W_1 = 22,118 + 11,145 = 33,260 \text{ lb/hr}$$

Efecto II

Usando la ec. (37)

$$Y_1 = 12,705 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (36)

$$q_2 = 11,145 \times 965 + 12,705 (260 - 220.2) = 11,362,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,362,000 = 33,260 \times .05 (199.4 - 183.4) + W_2 \{ .05 (198.4 - 183.4) + 965 \}$$

$$W_2 = 10,960 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$11,362,000 = 257 \times 2,030 \times \Delta t_2^c$$

$$\Delta t_2^c = 21.9^{\circ}F$$

Usando la ec. (38)

$$W_2 = 33,260 + 10,960 = 44,220 \text{ lb/hr}$$

Efecto III

Usando la ec. (68)

$$21,600 \times .590 = W_3 \times .160$$

$$W_3 = 75,857 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (40)

$$Y_2 = \frac{12,705 (260 - 220.2)}{965} + 11,145 = 11,774 \text{ lb/hr}$$

Usando la eq. (80)

$$q_3 = 10,960 \times 985 + 11,774 (220.2 - 188.4) + 22,115 \times .72 (239.2 - 207.4) \\ - 44,220 \times .85 (183.4 - 166.9)$$

$$q_3 = 11,060,000 \text{ Btu/hr}$$

$$11,060,000 = 75,857 \times .91 (175.9 - 158) + \Delta W_3 \times 995$$

$$\Delta W_3 = 9,073 \text{ lb/hr}$$

Usando la eq. (22)

$$11,060,000 = 210 \times 4,200 \times \Delta t_{3,c}$$

$$\Delta t_{3,c} = 12.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la eq. (59)

$$75,857 = W_4 + 9073$$

$$W_4 = 65,984 \text{ lb/hr}$$

Efecto IV

Usando la eq. (79)

$$Y_3 = 11,775 + 10,960 + \frac{22,115 \times .72(239.2 - 207.4)}{985} = 23,249 \text{ lb/hr}$$

Usando la eq. (75)

$$q_4 = 9,073 \times 995 + 23,249 (188.4 - 171.9) - 44,220 \times .85 (166.9 - 152.1)$$

$$q_4 = 9,652,000 \text{ Btu/hr}$$

$$9,652,000 = 65,984 \times .90 (162.1 - 175.9) + \Delta W_4 \times 1,004$$

$$\Delta W_4 = 10,430 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$9,652,000 = 235 \times 4,200 \times \Delta t_{4c}$$

$$\Delta t_{4c} = 9.8^{\circ}\text{F}$$

Usando la ec. (61)

$$65,964 = W_5 + 10,430$$

$$W_5 = 55,554 \text{ lb/hr}$$

Efecto V

Usando la ec. (46)

$$Y_4 = 23,249 + 9,873 = 33,122 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (76)

$$q_5 = 10,430 \times 1,004 + 33,122 (171.9 - 157.1) - 44,220 \times .04 (152.1 - 136)$$

$$q_5 = 10,364,000 \text{ Btu/hr}$$

$$10,364,000 = 55,554 \times .88 (136 - 162.1) + \Delta W_5 \times 1,020$$

$$\Delta W_5 = 11,412 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (22)

$$10,364,000 = 242 \times 2,030 \times \Delta t_{5c}$$

$$\Delta t_{5c} = 21.1^{\circ}\text{F}$$

Usando la ec. (69)

$$55,554 = W_{2c} + 11,412$$

$$W_{2c} = 44,142 \text{ lb/hr}$$

Comparando los flujos de licor " $W_2$ " y " $W_{2c}$ "

$$W_2 = 44,220 \text{ lb/hr} \quad \text{y} \quad W_{2c} = 44,142 \text{ lb/hr}$$

## Diferencia

$$w_2 - w_{2c} = 70 \text{ lb/hr}$$

Como se puede ver la diferencia entre los dos flujos es aceptable y solo implica un error de 0.17 % por lo que se considera correcto el balance de materiales.

Comparando las diferencias de temperaturas

Efecto	$\Delta t_o$	$\Delta t_c$	diferencia
I	20.0	20.0	
II	21.0	21.0	
III	12.5	12.5	
IV	9.0	9.0	
V	21.1	21.1	
<u><math>\Delta t</math></u>	94.0	94.0	0.0

Como se puede ver no hubo diferencias entre las " $\Delta t_o$ " y las " $\Delta t_c$ " y debido a ello tampoco hubo diferencia entre la " $\Delta t$ " y la " $\Delta t_c$ ".

Usando la ec. (48)

$$\Delta W_T = 515 + 11,145 + 10,960 + 9,073 + 10,430 + 11,412 = 54,335 \text{ lb/hr}$$

Usando la ec. (49)

$$C = \frac{54,335}{12,705} = 4.28 \text{ lb agua/lb vapor}$$

Usando la ec. (66) en cada efecto

$$Z = 75,057 \times .160 = 12,744 \text{ lb/hr de sólidos}$$

$$Xf_0 = .590 = 59.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_0 = Xf_1 = \frac{12,744}{22,115} = .576 = 57.6 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_1 = Xf_2 = \frac{12,744}{33,360} = .383 = 38.3 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_2 = Xf_5 = \frac{12,744}{44,220} = .288 = 28.8 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_3 = .160 = 16.0 \% \text{ de sólidos}$$

$$X_4 = Xf_3 = \frac{12,744}{65,984} = .193 = 19.3 \% \text{ de edidos}$$

$$X_5 = Xf_4 = \frac{12,744}{55,554} = .229 = 22.9 \% \text{ de edidos}$$

Comparando las concentraciones supuestas y calculadas:

T. Autoevaporación	Xe	Xfa	X	Xf	diferencias	
0	57.6	59.0	57.6	59.0	0.0	0.0
<hr/>						
Efecto						
I	38.4	57.6	38.3	57.6	-0.1	0.0
II	28.8	38.4	28.8	38.3	0.0	-0.1
III	16.8	19.4	16.8	19.3	0.0	-0.1
IV	19.4	23.0	19.3	22.9	-0.1	-0.1
V	23.0	28.8	22.9	28.8	-0.1	0.0

Como las diferencias no afectan los valores de "θ", "Cp", "Cpc" y "U<sub>1</sub>" el tanteo se considera correcto.

En la Tabla XII se pueden comparar la evaporación total y la economía de todos los sistemas.

TABLA XII

<u>Sistema</u>	<u>Evaporación Total</u>	<u>Economía</u>
Contracorriente	52,696 lb/hr	4.15 $\frac{\text{lb agua}}{\text{lb vapor}}$
Mixto I	51,997 "	3.79 "
Mixto II	53,585 "	3.86 "
Mixto I con C.I.	51,665 "	4.28 "
Mixto II con C.I.	54,277 "	4.17 "
Contracorriente con T.A.	52,934 "	4.26 "
Mixto II con C.I. y T.A.	54,335 "	4.28 "

Como se puede ver el mejor sistema es el Mixto II con C.I. y T.A., - por lo que se hará el cambio del Sistema a Contracorriente a este Sistema.

Nomenclatura del Capítulo IV

- A = área de transmisión de calor, ft<sup>2</sup>.
- B = aumento del punto de ebullición (APE) del licor en el efecto o en la autoevaporación °F.
- C = condensador
- $\overline{Cp}$  = calor específico medio del licor en el efecto o en la autoevaporación. Btu/(lb)(°F).
- $\overline{Cpc}$  = calor específico medio del licor en el calentador intermedio, Btu/(lb)(°F).
- $C\phi$  = calor específico del condensado, Btu/(lb)(°F)
- E = economía, lb agua/lb vapor.
- h = entalpía del licor que entra al efecto o a la autoevaporación -- Btu/lb.
- hae = entalpía del agua líquida a la temperatura "ta", Btu/lb.
- ha = entalpía del licor que sale del efecto o de la autoevaporación - Btu/lb.
- hy = entalpía del condensado que sale del efecto, Btu/lb.
- H = entalpía del vapor de calentamiento que entra al efecto, Btu/lb.
- He = entalpía del vapor sobrecalentado que sale del efecto o de la autoevaporación, Btu/lb.
- L = calor latente del vapor que sale del efecto o de la autoevaporación, Btu/lb.
- $L_v$  = calor latente del vapor vivo que entra al efecto I, Btu/lb.
- P = presión manométrica en la casandra del efecto, lb/in<sup>2</sup>.
- P' = presión manométrica en el espacio vapor del efecto, lb/in<sup>2</sup>.
- q = calor transmitido en el efecto, Btu/hr.
- $q_c$  = calor transmitido en el calentador, Btu/hr.
- ta = temperatura del licor que entra al efecto o a la autoevaporación, o temperatura de alimentación del licor al efecto o a la autoevaporación, °F.
- tc = temperatura del licor que entra al calentador, °F.
- te = temperatura de ebullición del licor, o temperatura del licor y del vapor que salen del efecto o de la autoevaporación °F.
- te<sub>c</sub> = temperatura de ebullición del licor en el tanque de autoevaporación °F.
- tv = temperatura del vapor de calentamiento que entra al efecto, también temperatura del condensado que sale del efecto, °F.



- U** = coeficiente de transmisión de calor por convección,  
 $Btu/(hr)(ft^2)(^{\circ}F)$
- V** = vacío en la calandria del efecto, in. de Hg.
- W** = flujo del licor que entra al efecto o a la autoevaporación, lb/hr.
- $W_{nc}$  =  $W_n$  calculado.
- $W_{ne}$  =  $W_n$  supuesto.
- Wf** = flujo del licor que sale del efecto o de la autoevaporación, lb/hr.
- $W'_0$  = flujo de vapor vivo que entra al efecto I, lb/hr.
- $W'_0$  = flujo de vapor vivo que entra al calentador, lb/hr.
- $W'_{0c}$  =  $W'_0$  calculado.
- $W'_{0e}$  =  $W'_0$  supuesto.
- X** = concentración del licor que entra al efecto o a la autoevaporación  
 % de sólidos en peso.
- Xf** = concentración del licor que sale del efecto o de la autoevaporación  
 % de sólidos en peso.
- Y** = flujo de condensado que sale del efecto, lb/hr.
- At** = diferencia de temperaturas entre la temperatura de condensación -  
 del vapor de calentamiento y la temperatura de ebullición del li-  
 cor,  $^{\circ}F$ .
- Atc** = At calculado.
- Ats** = At supuesto.
- AtT** = diferencia total de temperaturas disponible,  $^{\circ}F$ .
- AtTc** = diferencia total de temperaturas calculada,  $^{\circ}F$ .
- AW** = flujo de vapor que sale del efecto o de la autoevaporación, lb/hr.
- AWT** = evaporación total, lb/hr.
- Z** = sólidos en el licor, lb/hr.

Subíndice

- 1,2,3,4 y 5    ■ efectos I, II, III, IV y V o calentadores 1,2,3 4.
- A y B        ■ Cuerpos A y B de un efecto doble.
- o             ■ autoevaporación del licor negro.
- n             ■ usado en abunciones generales para representar a ---  
                  cualquiera de los cinco efectos.
- n-1          ■ efecto anterior al "n".
- ■ vapor vivo.

## CAPITULO V

### DISÑO DEL EQUIPO NECESARIO PARA CAMBIAR DE SISTEMA

#### I.- Equipo Necesario

El equipo necesario para hacer el cambio del Sistema a Contracorriente al Sistema Mixto II con Calentadores Intermedios y Tanque de Autoevaporación es el siguiente:

1) Tres calentadores Intermedios que son en realidad tres cambiadores de calor.

2) Cambiar las tuberías de licor de los efectos II, IV y V para hacer el flujo de licor paralelo al flujo de vapor y poner una tubería de la salida del Efecto V a la entrada del Efecto II

3) Eliminar las bombas que sacan el licor de los cuerpos A y B de los efectos IV y V (ver diagrama No. 1 del apéndice) porque como se cambió el flujo de contracorriente a corriente paralela, ya no se necesitan, pues la presión en los efectos va decreciendo en el sentido del flujo de licor, debido a esto el licor circula solo, por diferencias de presión.

4) Cambiar la bomba que saca el licor del Efecto III y ponerla a la salida del Efecto V del nuevo sistema (ver los diagramas # 1 y 7 del apéndice).

5) Conectar el tanque de autoevaporación al nuevo sistema.

## II.- Diseño de los Calentadores Intermedios.

De los cálculos del Sistema Sixto II con Calentadores Intermedios y Tanque de Autoevaporación, págs. 81-88, se tomarán los datos para calcular los cambiadores de calor (calentadores).

Para hacer los cálculos de los cambiadores se seguirá el método que usa el Kern (R-5) pág. 229.

La nomenclatura que se usará en este capítulo será diferente de la del capítulo IV, pero se usará una nomenclatura parecida a la del Kern (R-5) pág. 250. El significado de cada símbolo se puede ver al final de este capítulo pág.

### A) Calentador Intermedio Uno

Para este cambiador se supone un factor de incrustación ( $R_d$ ) de -- .005 (hr)(ft<sup>2</sup>)(°F)/Btu de acuerdo con la Table 12 del Kern (R-5) pág. -- 845 porque el licor negro lleva bastantes sales disueltas que incrustan los tubos.

La equivalencia de los símbolos usados en el capítulo IV es la siguiente:

$$W_2 = w, \quad \overline{Cp} = c, \quad t_{a1} = t_2, \quad t_{c1} = t_1, \quad t_{v3} = T \text{ y } L_2 = \lambda$$

#### 1) Balance de calor

$$\begin{aligned} \text{licor} \quad Q &= w \times c (t_2 - t_1) = 44,220 \times .85 (183.4 - 166.9) \\ &= 620,000 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{vapor} \quad Q &= W \times \lambda \\ W &= Q/\lambda = 620,000/985 = 630 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

#### 2) Diferencia de temperaturas

En un calentador, o sea en un cambiador de calor calentado con vapor, la diferencia de temperaturas es igual a la diferencia media logarítmica de temperaturas (DMLT).

Fluido caliente		Fluido frío	diferencias	
188.4	mayor temp.	183.4	5.0	$\Delta t_1$
188.4	mayor temp.	166.9	21.5	$\Delta t_2$
0	diferencias	16.5	16.5	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$DMLT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{16.5}{2.3 \log \frac{21.5}{5}} = 11.3 \text{ } ^\circ\text{F} = \Delta t$$

### 3) Temperaturas caldrícas

Se usarán en vez de las temperaturas caldrícas las temperaturas medias aritméticas pues son casi iguales al ser los rangos de temperaturas pequeños. La temperatura del vapor no tiene temperatura media pues permanece constante.

$$\text{vapor} \quad T_v = 188.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{líqor} \quad t_m = (t_2 + t_1)/2 = (183.4 + 166.9)/2 = 175.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

-----  
Tentoo

a) Se supone un valor para el coeficiente total de diseño guiándose por la Table 8 del Kern (R-5) pág. 840.

$$U_D = 100 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Se calcule el área

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{620,000}{100 \times 11.3} = 549 \text{ ft}^2$$

Se escogen tubos de 1 in de diámetro exterior ( $D_o$ ), de 16 BWC de -- grueso de pared y de 12 ft de largo (L).

Se obtiene la superficie exterior por cada pie lineal de tubería en la Table 10 del Kern (R-8) pág. 843

$$a'' = .2618 \text{ ft}^2$$

Se calcule el no. de tubos

$$Nt = \frac{A}{L \times a^2} = \frac{549}{12 \times .2618} = 175$$

b) Se escoge un cambiador de calor en la Tabla 9 del Kern (R-5) pág. 841 con 2 pasos del lado de los tubos, con 166 tubos en arreglo cuadrangular y con una carcasa de 21 1/4 in de diámetro interior.

$$n = 2, Nt = 166 \text{ y } ID = 21.25 \text{ in}$$

c) se corrige el  $U_D$

$$A = Nt \times L \times a^2 = 166 \times 12 \times .2618 = 521 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{620,000}{521 \times 11.3} = 105 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

-----  
Fluido caliente: por los tubos; vapor.

Se recomienda en el Kern (R-5) pág. 164, meter el vapor por los tubos pues así sólo se corren los tubos y no la carcasa.

4) Area de flujo

Se obtiene el area de flujo de un tubo en la Tabla 10 del Kern (R.5) pág. 843.

$$d_t = .594 \text{ in}^2$$

Se calcula el area de flujo.

$$a_t = \frac{Nt \times d_t}{144 \times n} = \frac{166 \times .594}{144 \times 2} = .342 \text{ ft}^2$$

5) Masa velocidad

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{630}{.342} = 1,040 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

6) Numero de Reynolds.

Se obtiene la viscosidad del vapor a la temperatura

$T_a = 188.4$  °F en la Fig. 15 del Kern (R-5) pág. 824.

$$\mu = .012 \times 2.42 = .029 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

Se obtiene el diámetro interior de los tubos en la Tabla 10 del Kern (R-5) pág. 843.

$$D_i = .070/12 = .00583 \text{ ft}$$

Se calcula el Reynolds

$$Re_t = \frac{D_i \times G_c}{\mu} = \frac{.00583 \times 1840}{.029} = 3,600$$

9) Coeficiente de película.

El coeficiente de película de la condensación del vapor es siempre muy alto, por lo que nunca es el coeficiente que controla la transmisión de calor, por ser éste una resistencia mucho menor que el coeficiente de película del líquido que se calienta; por esto se adopta un valor convencional para el coeficiente de 1,500 como se puede ver en el Kern (R-5) -- pág. 164.

$$h_{10} = 1,500 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Caida de Presión.

1) Factor de fricción.

Se obtiene en la Fig. 26 del Kern (R-5) pág. 836.

$$\text{para } Re_t = 4,600 \quad f = .00935 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Se obtiene el volumen específico del vapor a la temperatura

$T_a = 188.4$  °F en las tablas de vapor de Keenan y Keyes (R-4).

$$\bar{v} = 42 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

De  $\bar{v}$  se obtiene la densidad y de ésta se obtiene la densidad rela--

tiva.

$$\rho = 1/42 = .0248 \text{ lb/ft}^3$$

$$e = .0248/62.5 = .000397$$

2) Caída de presión

$$\Delta P_t = \frac{\Delta}{2} \times \frac{\rho \times C_d^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_1 \times e \times \beta_t}$$

$$= \frac{\Delta}{2} \times \frac{.000397 \times 1.040^2 \times 12 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times .0725 \times .000397 \times 1} = .0094 \text{ lb/in}^2$$

Fluido frío: por la carcasa; licor

4') Area de flujo.

Se supone un espacio entre los baffles.

$$B = 7 \text{ in}$$

Se obtiene el paso de los tubos, es decir la distancia de centro a centro, en la pág. 128 del Kern (R-5)

$$PT = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.25 \text{ in}$$

Se calcula el espacio entre tubos.

$$C' = PT - D_o = 1.25 - 1 = .25 \text{ in}$$

Se calcula el area de flujo.

$$a_o = \frac{10 \times C' \times B}{144 \times PT} = \frac{21.25 \times .25 \times 7}{144 \times 1.25} = .207 \text{ ft}^2$$

5') Masa velocidad



$$G_o = \frac{w}{a_o} = \frac{44,220}{.207} = 213,800 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6°) Número de Reynolds.

Se obtiene la viscosidad del licor a la temperatura

$t_a = 175.1$  °F en la gráfica 2A del apéndice.

$$\mu = 1.6 \times 2.42 = 3.87 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

Se obtiene el diámetro equivalente de la carcasa en la Fig. 28 del Kern (R-5) pág. 838.

$$D_o = .99/12 = .0825 \text{ ft}$$

Se calcula el Reynolds.

$$Re_o = \frac{D_o \times G_o}{\mu} = \frac{.0825 \times 213,800}{3.87} = 4,560$$

7°) Factor de transmisión de calor.

Se obtiene por la Fig. 29 del Kern (R-5) pág. 838.

$$jH = 35$$

8°) Número de Prandtl.

Se obtienen la conductividad térmica y el calor específico del licor a la temperatura  $t_a = 175.1$  °F en el Harvin (R-2).

$$k = .342 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

$$c = .85 \text{ Btu}/(\text{lb})(^\circ\text{F})$$

Se calcula el Prandtl elevado a 1/3

$$\left\{ \frac{c \times \mu}{k} \right\}^{1/3} = \left\{ \frac{.85 \times 3.87}{.342} \right\}^{1/3} = 2.128$$

## 9') Coeficiente de película

$$\frac{h_0}{\beta_0} = JH \times \frac{k}{D_0} \times \left\{ \frac{c \times \mu}{k} \right\}^{1/3} = 35 \times \frac{.342}{.0825} \times 2.125 = 307$$

10', 11' y 12') Corrección por viscosidad.

La corrección es igual a uno porque la variación de la viscosidad del centro del flujo a la pared del tubo es despreciable.

$$\beta_0 = 1, \frac{h_0}{\beta_0} = h_0 = 307 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

-----  
Caída de Presión

## 1') Factor de fricción.

Se obtiene en la fig. 29 del Kern (H-5) pág. 839.

$$\text{para } Re_0 = 4,560 \quad f = .0025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Se obtiene la densidad relativa del licor en el Hervín (R-2)

$$s = 1.13$$

## 2') No. de cruces del flujo de licor en la carcasa.

$$N+1 = \frac{12 \times L}{8} = \frac{12 \times 12}{7} = 21$$

Diámetro de la carcasa en pies.

$$D_0 = 10/12 = 21.25/12 = 1.77 \text{ ft}$$

## 3') Caída de presión.

$$\Delta P_0 = \frac{f \times G_0^2 \times D_0 \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_0 \times s \times \beta_0}$$

$$= \frac{.0025 \times 213,000^2 \times 1.77 \times 21}{5.22 \times 10^{10} \times .0825 \times 1.13 \times 1} = 0.87 \text{ lb}/\text{in}^2$$

-----

## 13) Coeficiente total limpio

$$U_C = \frac{h_{1c} \times h_{2c}}{h_{1c} + h_{2c}} = \frac{1,500 \times 307}{1,500 + 307} = 255 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

## 14) Factor de incrustación

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{255 - 105}{255 \times 105} = .0056 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Stu}$$

Se ha hecho supuesto un factor de incrustación de .006 por lo que el obtenido es aceptable y los cálculos se consideren correctos.

B) Calentador Intermedio Dos

Para este calentador se usarán las mismas citas de Tablas, fig. y-pdq. de los mismos libros que en los cálculos del calentador uno, por lo cual no se repetirán.

En este calentador también se supone un factor de incrustación ( $R_d$ ) de .006 (hr)(ft<sup>2</sup>)(°F)/Stu.

La equivalencia de los símbolos usados en el capítulo IV es la siguiente:

$$w_2 = w, \quad \overline{Cp} = c, \quad t_{c1} = t_2, \quad t_{c2} = t_1, \quad t_{v4} = T \text{ y } L_3 = \lambda$$

## 1) Balance de calor

$$\begin{aligned} \text{líquido} \quad Q &= w \times c (t_2 - t_1) = 44,220 \times .85 (166.9 - 152.1) \\ &= 556,000 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\text{vapor} \quad Q = w \times \lambda$$

$$w = Q/\lambda = 556,000/995 = 560 \text{ lb/hr}$$

2) Diferencia de temperaturas = DMLT

fluido caliente		fluido frio	diferencias	
171.9	mayor temp.	166.9	5.0	$\Delta t_1$
171.9	menor temp.	152.1	19.8	$\Delta t_2$
0	diferencias	14.8	14.8	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$DMLT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{14.8}{2.3 \log \frac{19.8}{5}} = 10.8 \text{ } ^\circ\text{F} = \Delta t$$

3) Temperaturas caldericas = temperaturas medias aritméticas

vapor  $t_e = 171.9 \text{ } ^\circ\text{F}$

licor  $t_c = (t_2 + t_1)/2 = (166.9 + 152.1)/2 = 159.5 \text{ } ^\circ\text{F}$

-----  
Tanteo

a) Se supone un valor del coeficiente total de diseño.

$$U_D = 100 \text{ Bt (hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

Se calcula el area.

$$A = \frac{U}{U_D \times \Delta t} = \frac{556,000}{100 \times 10.8} = 515 \text{ ft}^2$$

Se escogen tubos de 1 in de diámetro exterior ( $D_o$ ), de 16 BWG de -  
grueso de pared y de 12 ft de largo (L).

Superficie exterior por cada pie lineal de tubería.

$$a^* = .2618 \text{ ft}^2$$

Se calcula el No. de tubos.

$$Nt = \frac{A}{L \times a^*} = \frac{515}{12 \times .2618} = 164$$

b) Se escoge un cambiador de calor con 2 pasos del lado de los tubos, con 166 tubos en arreglo cuadrangular y con una carcasa de 21 1/4 in de diámetro interior.

$$n = 2, Nt = 166 \text{ y } ID = 21.25 \text{ in}$$

c) Se corrige el  $U_D$ .

$$A = Nt \times L \times \pi \times \phi^2 = 166 \times 12 \times .2610 = 521 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{656,000}{521 \times 10.0} = 99 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Fluido caliente: por los tubos vapor

4) Area de flujo.

Area de flujo de un tubo.

$$d_t = .594 \text{ in}^2$$

Se calcula el area de flujo.

$$a_t = \frac{Nt \times d_t}{144 \times n} = \frac{166 \times .594}{144 \times 2} = .342 \text{ ft}^2$$

5) Masa velocidad.

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{560}{.342} = 1,640 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

6) Número de Reynolds.

Viscosidad del vapor a la temperatura  $T_a = 171.9^\circ\text{F}$

$$\mu = .0115 \times 2.42 = .0278 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

Diámetro interior de los tubos.

$$DI = .670/12 = .0725 \text{ ft}$$

Se calcula el Reynolds.

$$Re_t = \frac{D_i \times G_t}{\mu} = \frac{.0725 \times 1,640}{.0278} = 4,280$$

9) Coeficiente de película.

$$h_{ic} = 1,500 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Caída de Presión

1) Factor de fricción

$$\text{para } Re_t = 4,280 \quad f = .00036 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Volúmen específico del vapor a la temperatura  $T_a = 171.9^\circ\text{F}$ .

$$\bar{v} = 59.5 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

De  $\bar{v}$  se obtiene la densidad y de ésta se obtiene la densidad relativa.

$$\rho = 1/59.5 = .0168 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$s = .0168/62.5 = .000268$$

2) Caída de presión.

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_i \times e \times \mu_t}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{.00036 \times 1,640^2 \times 12 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times .0725 \times .000267 \times 1} = .0115 \text{ lb}/\text{in}^2$$

-----

Fluido frío: por la carcasa, licor

4) Área de flujo

Espacio entre los baffles.

$$D = 7 \text{ in}$$

Paso de los tubos.

$$PT = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.25 \text{ in}$$

Se calcula el espacio entre los tubos.

$$C' = PT - D_o = 1.25 - 1 = .25 \text{ in}$$

Se calcula el area de flujo.

$$a_g = \frac{10 \times C' \times D}{144 \times PT} = \frac{21.25 \times .25 \times 7}{144 \times 1.25} = .207 \text{ ft}^2$$

5) Masa velocidad.

$$G_o = \frac{W}{a_g} = \frac{44,320}{.207} = 212,800 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6) Número de Reynolds.

Viscosidad del licor a la temperatura  $t_a = 159.5^\circ \text{F}$ .

$$\mu = 1.8 \times 2.42 = 4.36 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

Diámetro equivalente de la corcha.

$$D_e = .99/12 = .0825 \text{ ft}$$

Se calcula el Reynolds.

$$Re_g = \frac{D_e \times G_o}{\mu} = \frac{.0825 \times 212,800}{4.36} = 4,040$$

7) Factor de transmisión de calor.

$$j_H = 34$$

8) Número de Prandtl

Conductividad térmica y calor específico del licor a la temperatura  $t_a = 159.5^\circ \text{F}$ .

$$k = .338 \text{ Stu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft})$$

$$c = .85 \text{ Stu}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F})$$

Se calcula el Prandtl elevado a 1/3

$$\left\{ \frac{c \mu}{k} \right\}^{1/3} = \left\{ \frac{.85 \times 4.36}{.338} \right\}^{1/3} = 2.22$$

9') Coeficiente de película

$$\frac{h_e}{\beta_e} = 34 \times \frac{h}{D_0} \times \left\{ \frac{c \mu}{k} \right\}^{1/3} = 34 \times \frac{.338}{.0825} \times 2.22 = 309$$

12') Corrección por viscosidad.

$$\beta_e = 1, \quad \frac{h_e}{\beta_e} = h_e = 309 \text{ Stu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

Caida de Presión

1') Factor de fricción

$$\text{para } Re_e = 4,040 \quad f = .0025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Densidad relativa del licor.

$$s = 1.14$$

2') No. de cruces del flujo del licor en la carcasa.

$$N+1 = \frac{12 \times 1}{8} = \frac{12 \times 12}{7} = 21$$

Diámetro de la carcasa en pies.

$$D_0 = 10/12 = 21.25/12 = 1.77 \text{ ft}$$



## 3') Caída de presión

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times e \times \rho_s}$$

$$= \frac{.0025 \times 213,000^2 \times 1.77 \times 21}{5.22 \times 10^{10} \times .0825 \times 1.14 \times 1} = .06 \text{ lb/in}^2$$

## 13) Coeficiente total limpio

$$U_C = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{1,500 \times 309}{1,500 + 309} = 256 \text{ Btu/(hr)(ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

## 14) Factor de incrustación

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{256 - 99}{256 \times 99} = .0062 \text{ (hr)(ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F)/Btu}$$

Se había supuesto un factor de incrustación de .006, por lo que el obtenido es aceptable y los cálculos se consideran correctos.

C) Calentador Intermedio Tres

Para este calentador se usarán las mismas citas de Tablas, Fig. y pág. de los mismos libros que en los cálculos del calentador uno, por lo cual no se repetirán.

En este calentador también se supone un factor de incrustación -- de .006 (hr)(ft<sup>2</sup>)(°F)/Btu.

La equivalencia de los símbolos usados en el capítulo IV es la siguiente:

$$W_2 = W, \overline{Cp}_{03} = c, t_{02} = t_2, t_{05} = t_1, t_{v5} = T \text{ y } L_4 = \lambda$$

## 1) Balance de calor

$$\text{licor } Q = W \times c (t_2 - t_1) = 44,220 \times .84 (152.1 - 136)$$

$$= 598,000 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{vapor } Q = W \times \lambda$$

$$W = Q/\lambda = 598,000/1,004 = 595 \text{ lb/hr}$$

## 2) Diferencia de temperaturas = DMLT

fluido caliente		fluido frio	diferencias	
157.1	mayor temp.	152.1	5.0	$\Delta t_1$
157.1	menor temp.	136.0	21.1	$\Delta t_2$
0	diferencias	16.1	16.1	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$DMLT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{16.1}{2.3 \log \frac{21.1}{5}} = 11.2 \text{ } ^\circ\text{F} = \Delta t$$

## 3) Temperaturas caldricas = temperaturas medias aritméticas .

vapor  $T_a = 157.1 \text{ } ^\circ\text{F}$

licor  $t_m = (t_2 + t_1)/2 = (152.1 + 136)/2 = 144 \text{ } ^\circ\text{F}$

-----  
Tanteo

a) Se supone un valor del coeficiente total de diseño.

$$U_D = 100 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Se calcula el area

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{598,000}{100 \times 11.2} = 534 \text{ ft}^2$$

Se escogen tubos de 1 in de diámetro exterior ( $D_o$ ), de 16 BWG de -  
grueso de pared y de 12 ft de largo (L).

Superficie exterior por cada pie de tubería.

$$a'' = .2618 \text{ ft}^2$$

Se calcula el No. de tubos

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{534}{12 \times .2618} = 170$$

b) Se escoge un cambiador de calor con 2 pases del lado de los tu

dos, con 166 tubos en arreglo cuadrangular y con una carcasa de 21 1/4 in de diámetro interior.

$$n = 2, N_t = 166 \text{ y } ID = 21.25 \text{ in}$$

a) Se corrige el  $U_D$ .

$$a = N_t \times L \times a'' = 166 \times 12 \times .2618 = 521 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{a \times \Delta t} = \frac{598,000}{521 \times 11.2} = 102 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

-----  
Fluido caliente: por los tubos; vapor

No se harán los cálculos 4), 5) y 6) pues sólo servirían para determinar la caída de presión. Como las caídas de presión tanto del vapor - como del licor calculadas para los calentadores uno y dos fueron tan pequeñas, que se consideraron despreciables y por eso se decidió no calcularles en este calentador.

9) Coeficiente de película.

$$h_{ic} = 1,500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

-----  
Fluido frío: por la carcasa; licor

4') Área de flujo.

Espacio entre los baffles

$$B = 7 \text{ in}$$

Pase de los tubos.

$$PT = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.25 \text{ in}$$

Se calcula el espacio entre los tubos.

$$C' = PT - D_o = 1.25 - 1 = .25 \text{ in}$$

Se calcula el area de flujo.

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT} = \frac{21.25 \times .25 \times 7}{144 \times 1.25} = .207 \text{ ft}^2$$

5°) Base velocidad

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{44,220}{.207} = 213,600 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6°) Número de Reynolds.

Viscosidad del licor a la temperatura  $t_a = 144^\circ\text{F}$

$$\mu = 2.2 \times 2.42 = 5.33 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

Diámetro equivalente de la corceza

$$D_e = .99/12 = .0825 \text{ ft}$$

Se calcula el Reynolds

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} = \frac{.0825 \times 213,600}{5.33} = 3,310$$

7°) Factor de transmisión de calor.

$$JH = 31$$

8°) Número de Prandtl.

Conductividad térmica y calor específico del licor a la temperatura  $t_a = 144^\circ\text{F}$ .

$$k = .333 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

$$c = .84 \text{ Btu}/(\text{lb})(^\circ\text{F})$$

Se calcula el Prandtl elevado a 1/3

$$\left( \frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{.84 \times 5.33}{.333} \right)^{1/3} = 2.30$$

9) Coeficiente de película.

$$\frac{h_c}{\beta_0} = jH \times \frac{k}{D_0} \times \left( \frac{a \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 31 \times \frac{.333}{.0625} \times 2.39 = 298$$

12) Corrección por viscosidad

$$\beta_0 = 1, \quad \frac{h_c}{\beta_0} = h_c = 298 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

13) Coeficiente total limpio.

$$U_c = \frac{h_{10} \times h_c}{h_{10} + h_c} = \frac{1,500 \times 298}{1,500 + 298} = 249 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

14) Factor de incrustación.

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{249 - 102}{249 \times 102} = .0059 \text{ (hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)/Btu}$$

Se había supuesto un factor de incrustación de .006 por lo que el obtenido es aceptable y los cálculos se considerarán correctos.

#### Resultados

Los resultados de los cálculos de este capítulo son: se van a añadir al equipo de evaporación 3 calentadores de 521 ft<sup>2</sup> de área de calentamiento; con 166 tubos de 1 in de diámetro exterior, 16 BWG de grueso de pared y 12 ft de largo, en arreglo cuadrangular; con 2 pasos del lado de los tubos; con espaldas fijas y con una carcasa de 21 1/4 in de diámetro interior, con baffles espaciados de 7 in.

Los coeficientes totales de diseño de cada calentador son:

Calentador Uno	:	105 Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )( <sup>o</sup> F)
Calentador Dos	:	99 "
Calentador Trece	:	102 "

Los tres factores de incrustación calculados resultaron muy cercanos al supuesto.

omenclatura del Capítulo V

- A** = área de transmisión de calor,  $\text{ft}^2$   
**a** = área de flujo,  $\text{ft}^2$   
**d** = área de flujo de un tubo,  $\text{in}^2$   
**a<sup>e</sup>** = área exterior por pie lineal de tubo,  $\text{ft}^2$ .  
**B** = espacio entre los baffles, in  
**C<sup>e</sup>** = espacio entre los tubos, in  
**c** = calor específico del licor,  $\text{Btu}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F})$   
**Do** = diámetro equivalente de la corcoba, ft  
**Di** = diámetro interior de los tubos, ft  
**Do** = diámetro exterior de los tubos, in  
**Di** = diámetro interior de la corcoba, ft  
**DMLT** = diferencia media logarítmica de temperaturas,  $^{\circ}\text{F}$   
**f** = factor de fricción,  $\text{ft}^2/\text{in}^2$   
**G** = masa velocidad,  $\text{lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$   
**ho** = coeficiente de película del licor referido al área exterior,  $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$   
**hio** = coeficiente de película del vapor referido al área exterior,  $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$   
**ID** = diámetro interior de la corcoba, in  
**JH** = factor de transmisión de calor, adimensional  
**k** = conductividad térmica,  $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft})$   
**L** = largo de los tubos, ft  
**N** = número de baffles  
**Nt** = número de tubos  
**n** = número de pasos por los tubos  
**PT** = peso de los tubos, in  
**Q** = calor transmitido,  $\text{Btu}/\text{hr}$   
**Rd** = factor de incrustación,  $(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})/\text{Btu}$   
**Re** = número de Reynolds, adimensional  
**s** = densidad relativa, adimensional  
**t<sub>1</sub>, t<sub>2</sub>** = temperatura de entrada y de salida del licor respectivamente,  $^{\circ}\text{F}$   
**T** = temperatura del vapor,  $^{\circ}\text{F}$   
**te** = temperatura media aritmética del licor,  $^{\circ}\text{F}$   
**Ta** = temperatura media aritmética del vapor,  $^{\circ}\text{F}$

- $U_C, U_D$  = coeficiente total limpio y de diseño respectivamente,  $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$   
 $\bar{v}$  = volumen específico del vapor,  $\text{ft}^3/\text{lb}$   
 $W$  = flujo de vapor,  $\text{lb}/\text{hr}$   
 $w$  = flujo de licor,  $\text{lb}/\text{hr}$

#### Letras griegas

- $\Delta P$  = caída de presión,  $\text{lb}/\text{in}^2$   
 $\Delta t$  = diferencia de temperaturas entre el vapor y el licor,  $^\circ\text{F}$   
 $\Delta t_1, \Delta t_2$  = diferencia de temperaturas caliente y frío respectivamente,  $^\circ\text{F}$   
 $\lambda$  = calor latente del vapor,  $\text{Btu}/\text{lb}$   
 $\mu$  = viscosidad,  $\text{lb}/(\text{ft})(\text{hr})$   
 $\rho$  = densidad,  $\text{lb}/\text{ft}^3$   
 $\rho$  = relación de viscosidades

#### Subíndices

- $c$  = carcasa  
 $t$  = tubos

## CAPITULO VI

### BALANCE ECONOMICO

En este capitulo se hará un estudio del aspecto económico del proceso, para saber si es costoso hacer el cambio de sistema de evaporación.

Al analizar los cálculos de los Sistemas a Contracorriente y Sistema Mixto II con Calentadores Intermedios y Tanque de Autoevaporación se observó que la cantidad de vapor (12,705 lb/hr) empleado en los dos Sistemas es igual, pero la capacidad evaporativa o evaporación total es mayor en el Sistema Mixto II con C.I. y T.A. La evaporación total en el Sistema a Contracorriente es de 52,696 lb/hr y en el Sistema Mixto II con C.I. y T.A. es de 54,335 lb/hr, esto nos indica que podemos evaporar más licor con la misma cantidad de vapor. Al poderse evaporar más licor, se puede meter más licor a la caldera y esto da como resultado que se puede producir más pulpa Kraft.

#### 1.- Aumento de Producción.

Para saber cuanto es el aumento de producción que tenemos, se comparan los flujos de licor que salen de los Dos Sistemas:

Sistema a Contracorriente	21,040 lb/hr
Sistema Mixto II con C.I. y T.A.	21,600 "

Hay un aumento de 560 lb/Hr; esto evidentemente implica que se meta más licor negro diluido, pero esto no presenta ningún problema pues la capacidad de la planta está sobrada; tiene una capacidad de 115 T. de pulpa o.a.o. (ocsa al seco)/día y la máxima producción actual es de 100 T de pulpa o.a.o./día; solamente el sistema de evaporación está limitado a una capacidad de 100 T.



Se secan los sólidos que contiene el aumento de licor.

$$560 \times .59 = 330 \text{ lb/hr} \times 24 = 7,920 \text{ lb/día}$$

La caldera de recuperación produce el licor blanco necesario para hacer 1 T de pulpa o.a.o. por cada 2,977 lb de sólidos en el licor negro concentrado que es le alimento.

Luego se tendrá un aumento de producción de:

$$7,920/2,977 = 2.67 \text{ T de pulpa o.a.o. / día}$$

Por año (335 días laborales)

$$2.67 \times 335 = 895 \text{ T de pulpa o.a.o. / año}$$

### 2.- Aumento de Capital Fijo

El aumento de capital fijo en este caso es la inversión que se va hacer para cambiar de sistema.

a) Cambiadores de calor (calentadores): se pidió una cotización a varias casas vendedoras para 3 cambiadores de  $520 \text{ ft}^2$  de area de transferencia, con espejos fijos y construída de acero al carbón. El precio unitario es de \$ (B.U) 37,000, luego el de los tres es de \$ 111,000.

b) Instalación de los cambiadores: se tomó como el 10% del precio de estos, es decir \$ 11,100.

c) Tubos: se pidió el precio al departamento de montajes de la fábrica. El precio de tubo de 3 in código 40 de acero al carbón es de \$ 46/m; como se estimó que se van a usar 50 m, el costo total es de \$ 2,300.

d) Instalación de tubos: se tomó como el 10% del costo de la tubería, es decir \$ 230.

### 3.- Costo Directo de Producción.

Todos los costos de producción en la fábrica se tienen calculados para una tonelada de pulpa o.a.o., luego en nuestro caso sólo se multiplicarán por las toneladas adicionales de producción que se van a tener.

a) Materias primas

$$\text{Madera} : \$ 750/\text{T pulpa} \times 895 = \$ 671,250/\text{año}.$$

Sulfato de sodio: \$ 40/T pulpa x 895 = \$ 35,800/año.

Carbonato de sodio: \$30/T pulpa x 895 = \$ 26,900/año.

Cal viva (óxido de calcio): \$50/T pulpa x 895 = \$ 44,800/año.

b) Servicios

Vapor : \$ 0/año

Corriente eléctrica: \$ 0/año

El costo del vapor y de la corriente eléctrica son nulos porque se producen dentro del proceso mismo en la caldera de recuperación; ésta genera suficiente vapor para abastecer todo el proceso y para producir la corriente eléctrica necesaria en un turbogenerador. La mano de obra necesaria para producir el vapor y la corriente eléctrica está incluida dentro de la mano de obra del proceso.

Agua : \$ 10/l pulpa x 895 = \$ 8,950 / año

c) Mano de obra: \$ 42/l pulpa x 895 = \$ 37,600 / año.

4.- Costo Indirecto de Producción.

e) Supervisión: \$10/T pulpa x 895 = \$ 8,950 / año

b) Mantenimiento (mano de obra y material):

\$ 15/T pulpa x 895 = \$ 13,400 /año

En este costo va haber un aumento de mantenimiento por el equipo -- nuevo que se instalará. El costo total del equipo nuevo es de \$124,630. El mantenimiento se toma como el 10% del costo del equipo por año, es decir \$12,460 /año; este costo es para las 32,160 ÷ 895 = 33,055 T de pulpa que se van a producir por año. Para las 895 T solo será: (12,460/33055) x 895 = \$ 340 / año.

a) Depreciación de equipo y edificios: \$150/T pulpa x 895 =  
= \$ 134,000/año

En este costo va haber un aumento de depreciación por el equipo -- nuevo que se instalará. El aumento en el costo será el mismo que para el mantenimiento porque la depreciación se toma como el 10% del costo del -

equipo por año, es decir \$ 340 / año.

d) Costos de laboratorio: \$4/T pulpa x 895 = 3,580 / año

### RESUMEN DE DATOS

1.- Producción actual : 32,160 T pulpa e.e.e./año  
 Aumento : 895 T pulpa e.e.e./año  
 Producción futura : 33,055 T pulpa e.e.e./año

2.- Aumento de Capital Fijo	Costo \$
a) Tres cambiadores de color	\$ 111,000
b) Instalación cambiadores	" 11,100
c) Tubos	" 2,300
d) Instalación tubos	" <u>230</u>
e) Total aumento capital fijo	\$ 124,630

3.- Costo Directo de Producción Costo \$/año

a) Materias primas	
Madera	\$ 671,800
Sulfato de sodio	" 38,000
Carbonato de sodio	" 26,000
Cel vivo (óxido de calcio)	" <u>44,000</u>
Total	\$ 779,800

b) Servicios	
Vapor	\$ 0
Corriente eléctrica	" 0
Agua	" <u>8,000</u>
Total	\$ 8,000

c) Mano de obra	" 37,000
d) Total costo directo producción	" 824,800

4.- Costo Indirecto de Producción

a) Supervisión	\$ 8,950
b) Mantenimiento	" 13,400
Aumento por el cambio de sistema	<u>" 340</u>
Total	\$ 13,740
c) Depreciación	\$ 134,000
Aumento por el cambio de sistema	<u>\$ 340</u>
Total	\$ 134,340
d) Gastos de laboratorio	\$ 3,580
e) Total costo indirecto producción	" 160,610
5.- Costo de Producción (3d + 4e)	" 985,860
6.- Gastos de Administración y Ventas	
a) Costo de venta del producto	
895 x \$1,800	\$ 1,611,000
b) Gastos de administración y ventas	
6a x 0.10	" 161,100
7.- Costo Total del Producto (5 + 6B)	\$ 1,146,960
8.- Ganancia Bruta (6a-7)	\$ 464,040
9.- Rentabilidad Antes de Impuestos	
$\frac{8}{3a} \times 100 = \frac{464,040}{124,630} \times 100 = 372\%$	
10.- Tiempo de Recuperación de la Inversión	
$\frac{3a}{8} = \frac{124,630}{464,040} = 0.27 \text{ años} = 3 \text{ meses } 7 \text{ días}$	

## CONCLUSIONES

1.- Como se puede ver en la Tabla XII pág. 111, el Sistema Mixto - II con Calentadores Intermedios y Tanque de Autoevaporación es técnicamente el mejor, porque tiene la mayor evaporación total y comparte la -- mayor economía con el Sistema Mixto I con Calentadores Intermedios. Por eso se decidió cambiar a este sistema.

2.- El balance económico del capítulo VI nos indica que es costoso hacer la inversión para el cambio de sistema.

3.- La operación del evaporador de múltiple efecto es más sencilla pues se eliminan 4 bombas.

## REFERENCIAS

- (R-1) Badger, W.L. y Banchem, J.T. : "Introduction to Chemical Engineering", page. 215-8, McGraw Hill, 1955.
- (R-2) Harvin, H.L. "A Study of the Thermal and Physical Properties and Heat Transfer Coefficients of Sulphate Paper Mill Black Liquors", University Microfilms (Ann Arbor, Michigan), Publication No. 11 473, 1955
- (R-3) "Instructions for the Care and Operation of Babcock & Wilcox -- Equipment, B & W Tomlinson Recovery Units (Kraft Process) Operating Instructions, pag. 17, The Babcock & Wilcox Company.
- (R-4) Keenan, J.H. y Keyes, F.G. : "Thermodynamic Properties of Steam" Wiley, 1936.
- (R-5) Kern, D.Q. : "Process Heat Transfer", McGraw Hill, 1950
- (R-6) Kobe, K.A. y McCormack, E.J. : "Viscosity of Pulping Waste Liquors", Ind. Eng. Chem. 41, No. 12, page. 2847-8, Dec. 1949.
- (R-7) McCabe, W.L. y Smith, J.C. : "Unit Operations of Chemical Engineering", pag. 551, McGraw Hill 1956.
- (R-8) Perry, J.H. (Editor) : "Chemical Engineers' Handbook", 3a. ed., -- pag. 225, McGraw Hill, 1950.
- (R-9) Stephenson, J.N. (Editor) : "Pulp and Paper Manufacture", Vol.I, McGraw Hill, 1950
- (R-10) Tappi Data Sheet No. 198, "Boiling Point Rise of Spent Liquors -- (Atmospheric Pressure), Technical Association of the Pulp and Paper Industry, March 1958.
- (R-11) Tappi Data Sheet No. 58 y 58 A, "Density and Solids Content of Black Liquor", Technical Association of the Pulp and Paper Industry, Dec. 1940

## BIBLIOGRAFIA

- Alatriete Jr., S. : "Tecnica de los Costos", Editorial Porrúa, México,-  
D.F., 1963
- Aries, R.S. y Newton, R.D. : "Chemical Engineering Cost Estimation, McGraw  
Hill, New York, 1955
- Bodger, W.L. y Sanchez, J.T. : "Introduction to Chemical Engineering",  
McGraw Hill, New York, 1955
- Brown, C.G. : "Unit Operations", Wiley, New York, 1950.
- Casey, J.P. : "Pulp and Paper", 2a. ed., Vol. I, Intereciencia, New York,  
1961
- Chilton, C.H. : "Cost Engineering in the Process Industries", McGraw Hill,  
New York, 1960.
- Dinadale, A y Moore, F. : "Viscosity and Its Measurement", Monographs for  
Students, Reinhold, New York, 1962.
- Happel, J. : "Chemical Process Economics", Wiley, New York, 1958.
- Harwin, R.L. : "A Study of the Thermal and Physical Properties and Heat-  
Transfer Coefficients of Sulphate Paper Mill Black Liquor"  
University Microfilms (Ann Arbor, Michigan), Publication No. 11  
473, 1955.
- Hedlung, I. : "The Viscosity of Concentrated Sulphate Black Liquor at -  
High Temperatures", Svensk Papperstidning 54, No. 12, page.  
408-11, June 30, 1951.
- Kern, D.W. : "Process Heat Transfer", McGraw Hill, New York, 1950.
- Libby, C.E. (Editor) : "Pulp and Paper Science and Technology" Vol. I,  
McGraw Hill, New York, 1956.
- Mc Adams, W.H. : "Heat Transmission", 3a. ed., McGraw Hill, New York,  
1954

McCabe, W.L. y Smith, C.S. : "Unit Operations of Chemical Engineering" - McGraw Hill, New York, 1956.

Perry, J.H. (Editor) : "Chemical Engineers' Handbook", 3a. ed., McGraw - Hill, New York, 1950.

Stephenson, J.M. (Editor) : "Pulp and Paper Manufacture", Vol. I, McGraw Hill, New York, 1950.

Urbina, A. : "Segundo Curso de Ingenieria Quimica", Editorial Ciencias - Quimicas, Mexico, D.F., 1950.

Vilbrondt, F.C. y Dryden, C.E. : "Chemical Engineering Plant Design", 4a. ed., McGraw Hill, New York, 1959.

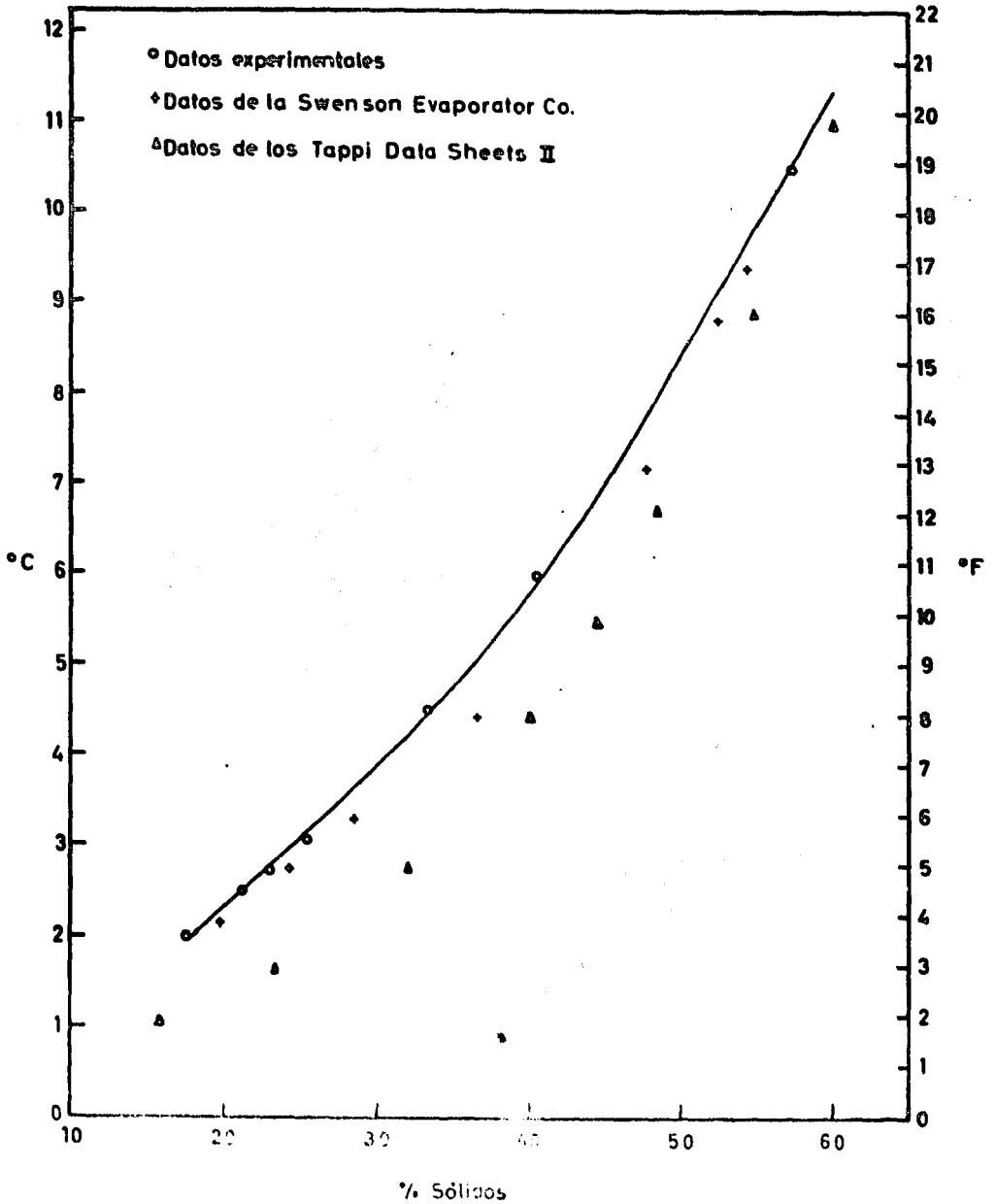
Zimmerman, O.T. y Levine, I. : "Chemical Engineering Costs", Industrial-Research Service, Dover, New Hampshire, 1950.



**A P E N D I C E**

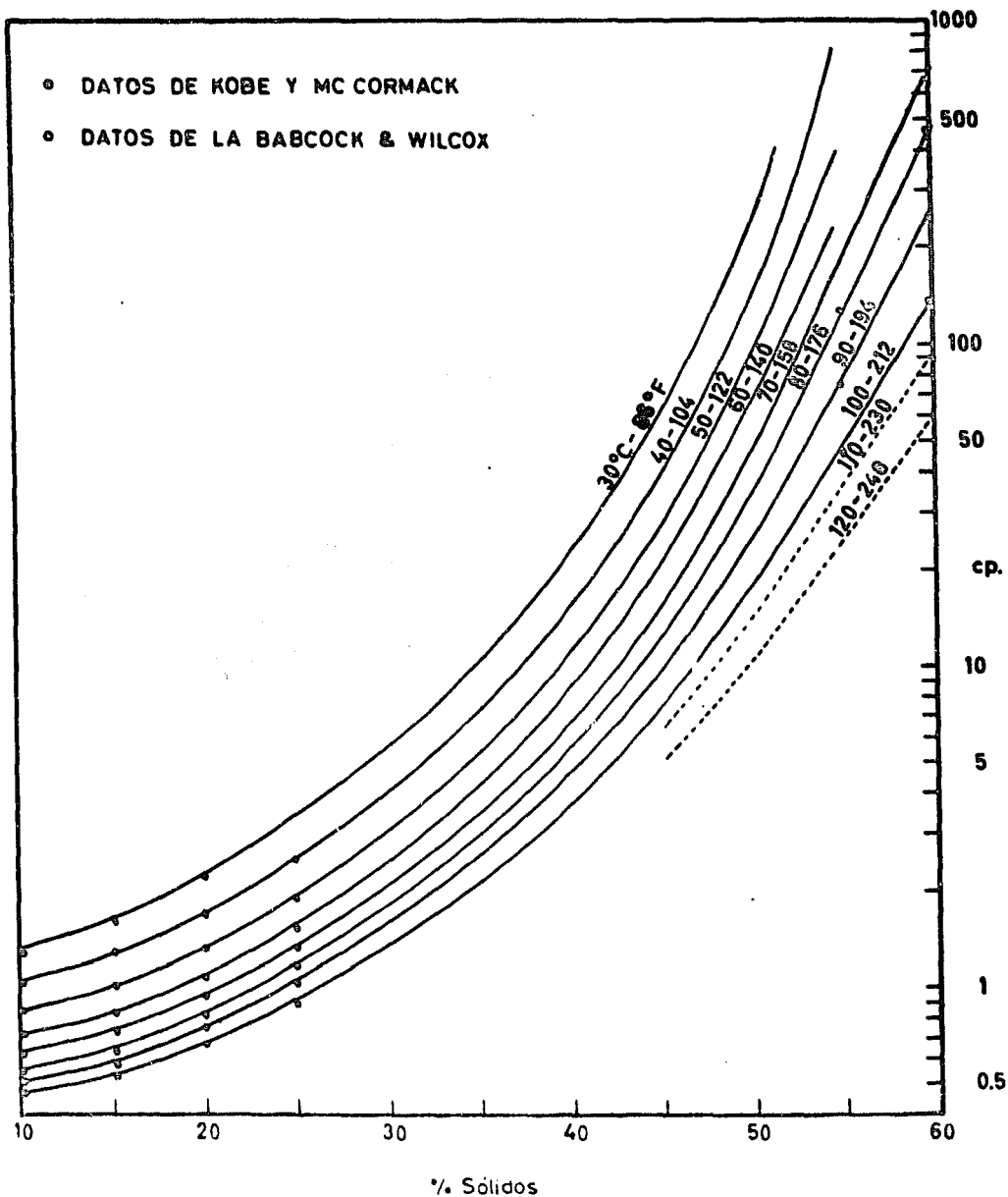
Gráfica N°1

Aumento del Punto de Ebullición del Licor Negro



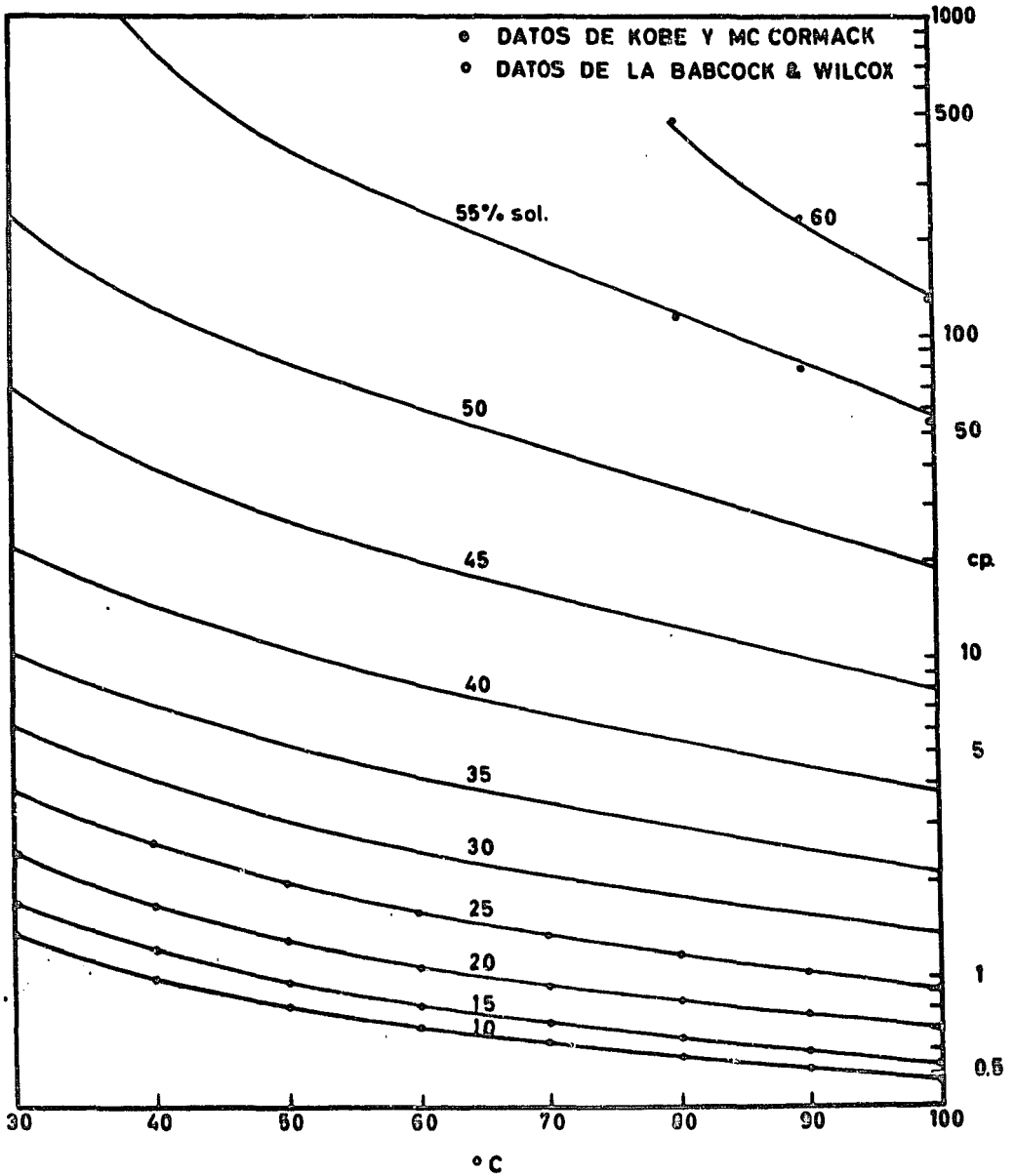
# Gráfica N°2A

## Viscosidad del Licor Negro



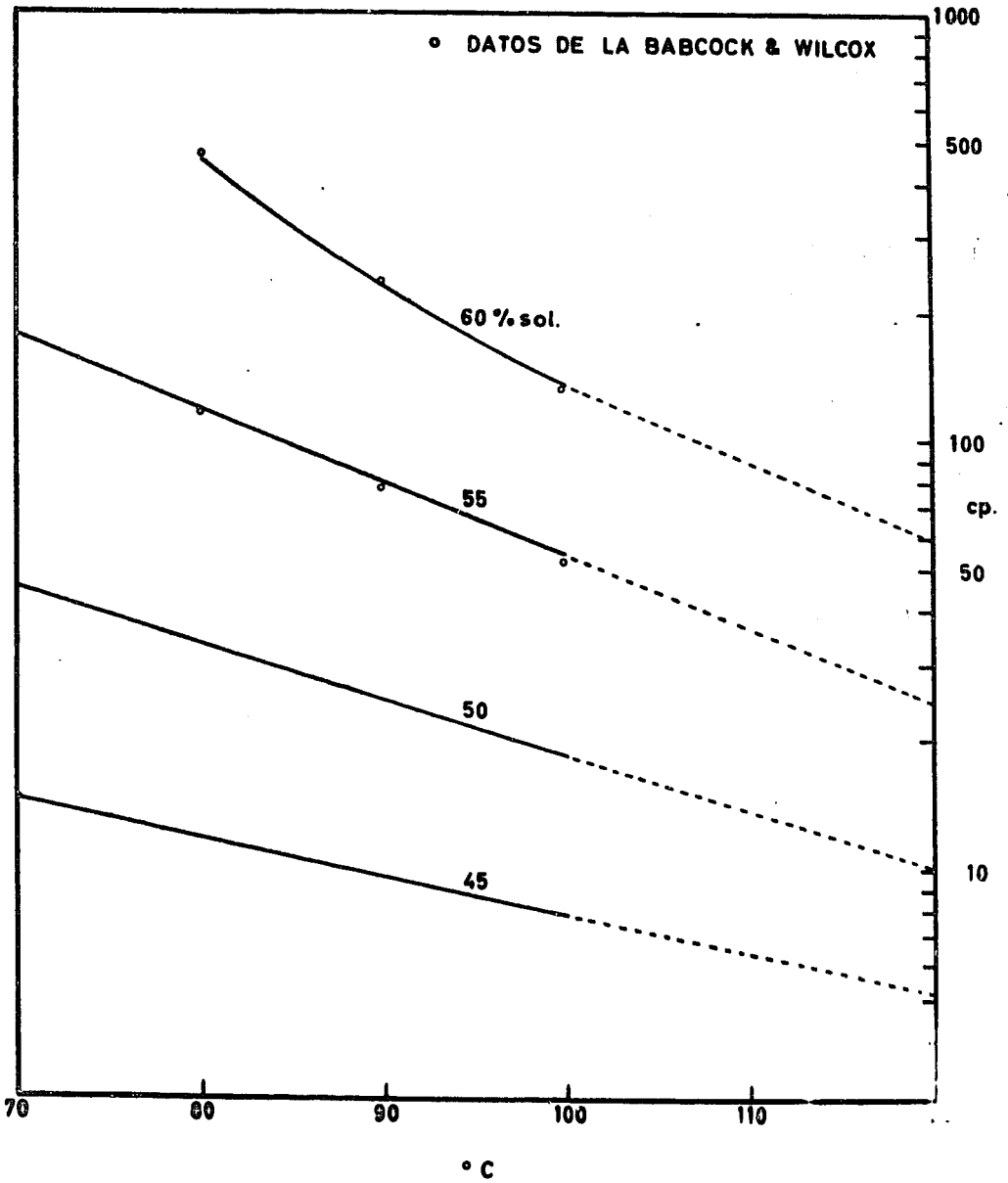
# Gráfica N°2 B

## Viscosidad del Licor Negro



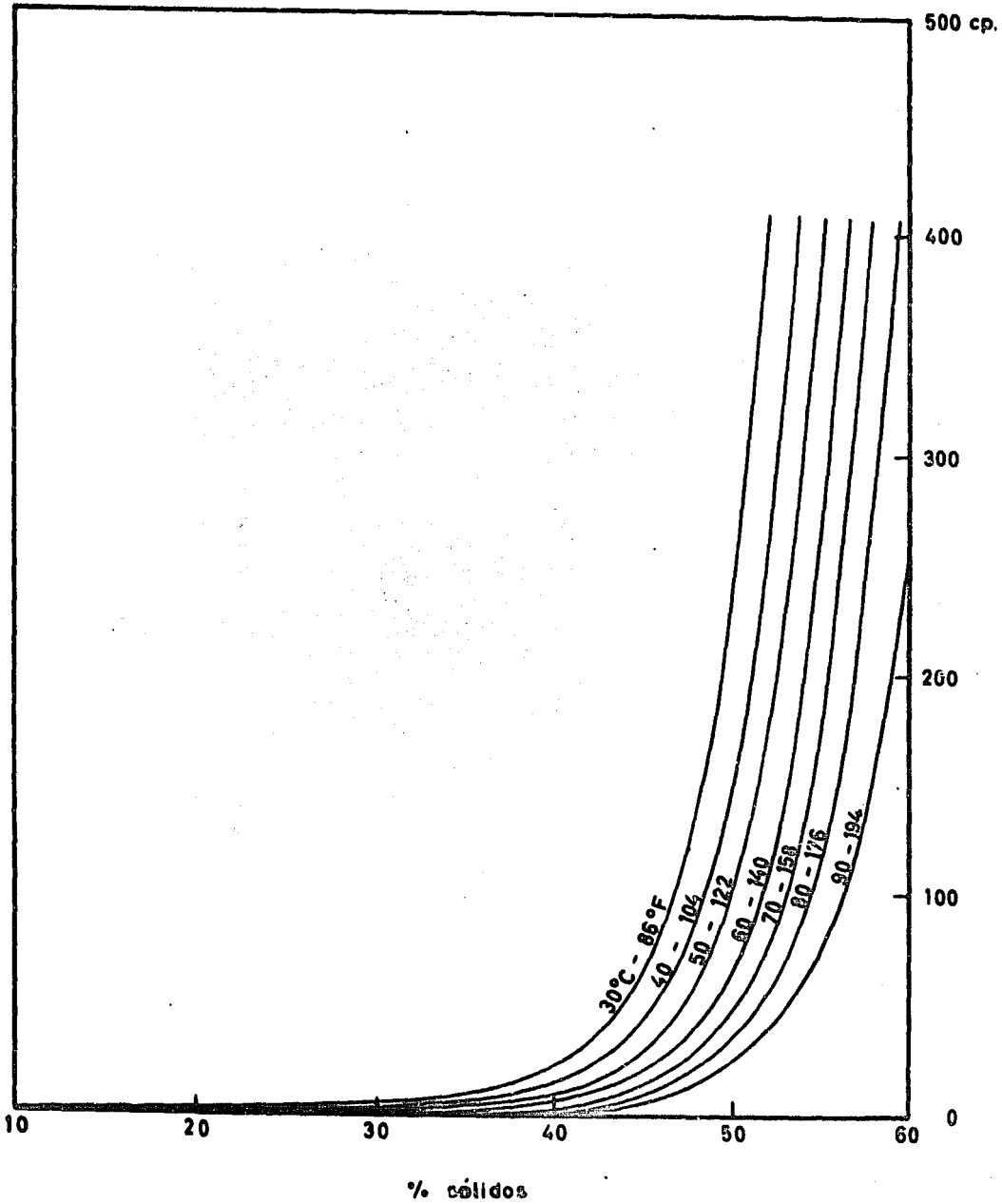
Gráfica N°2C

Viscosidad del Licor Negro



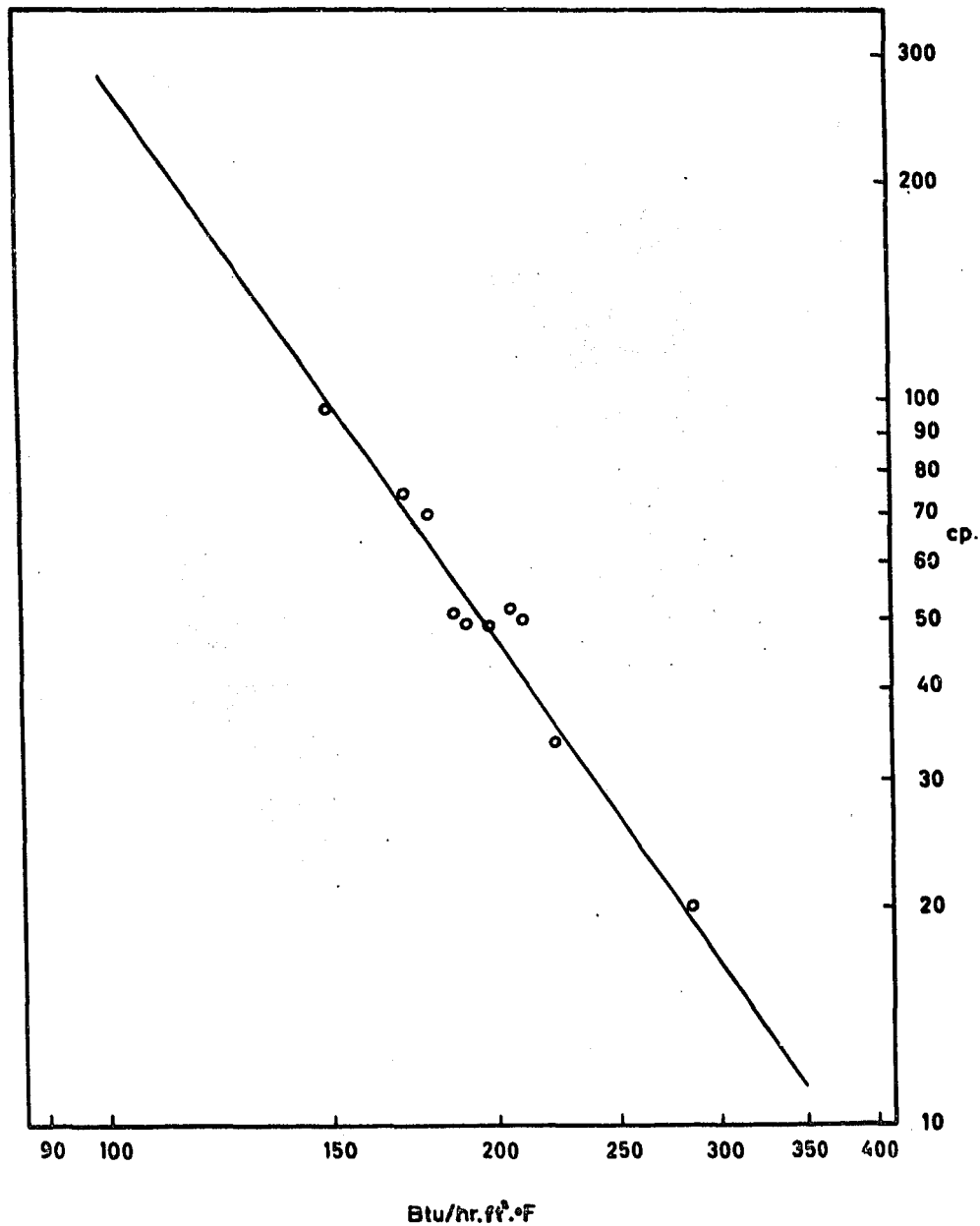
Gráfica N°3

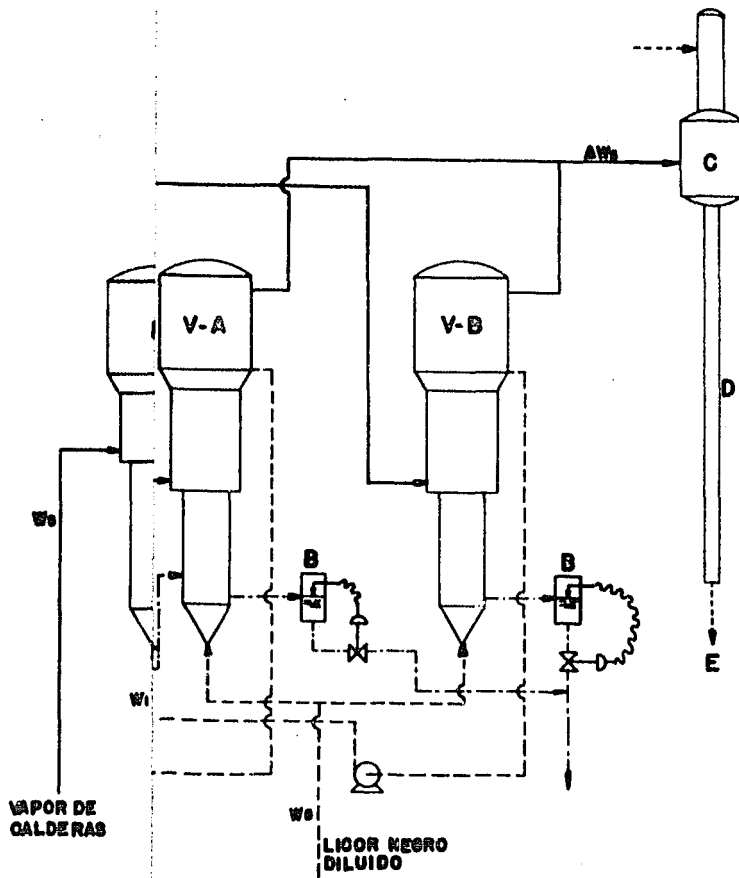
Viscosidad del Licor Negro



### Gráfica Nº4

Variación del Coeficiente de Transmisión de Calor del Primer Efecto con la Viscosidad del Licor Negro



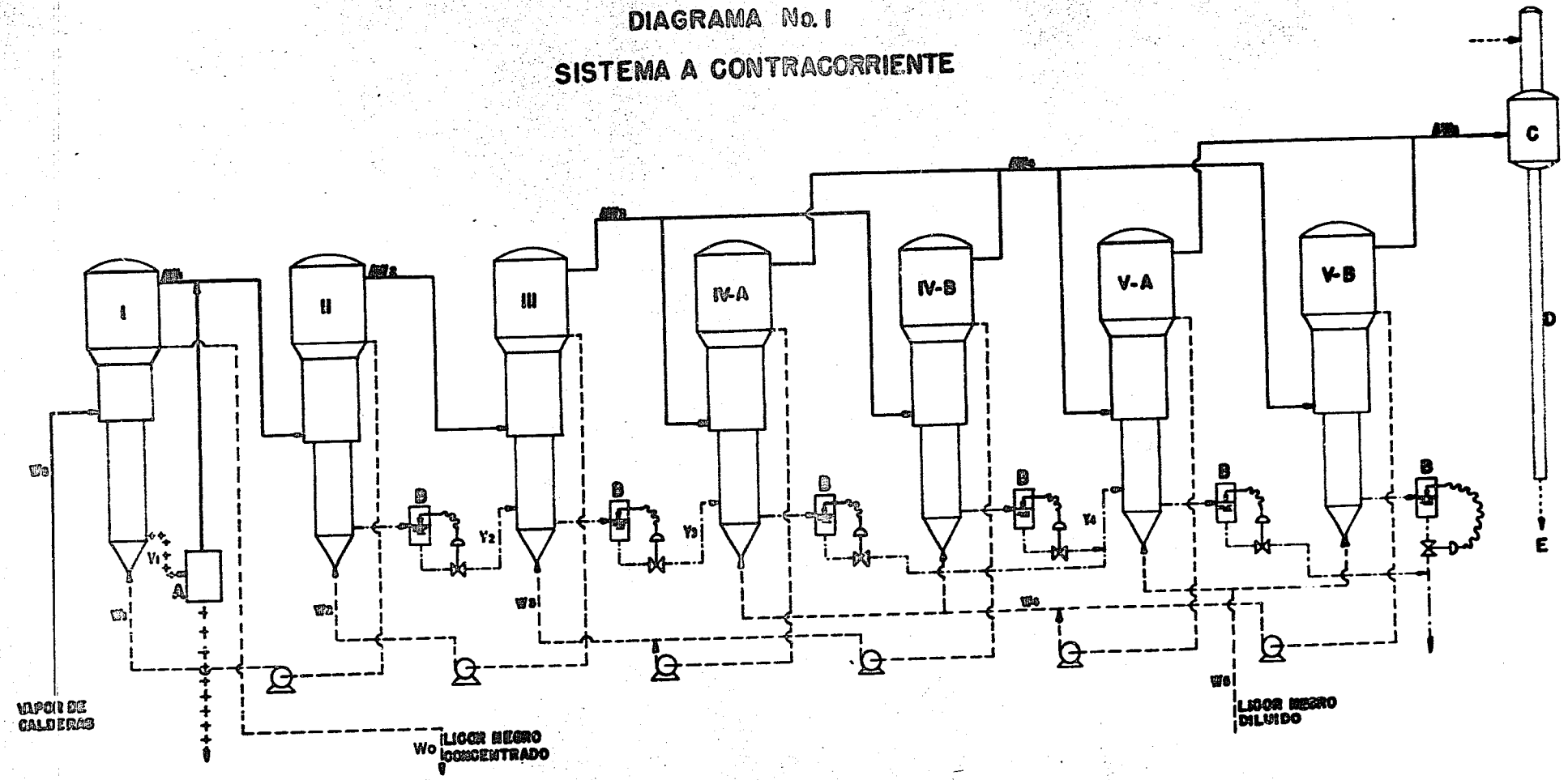


- A : TANQUE DE
- B : TANQUES DE
- C : CONDENSADO
- D : PIERNA BAR
- E : DRENAJE

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
 ENRIQUE OLLIVIER APARICIO  
 TESIS PROFESIONAL 1965



## DIAGRAMA No. I SISTEMA A CONTRACORRIENTE

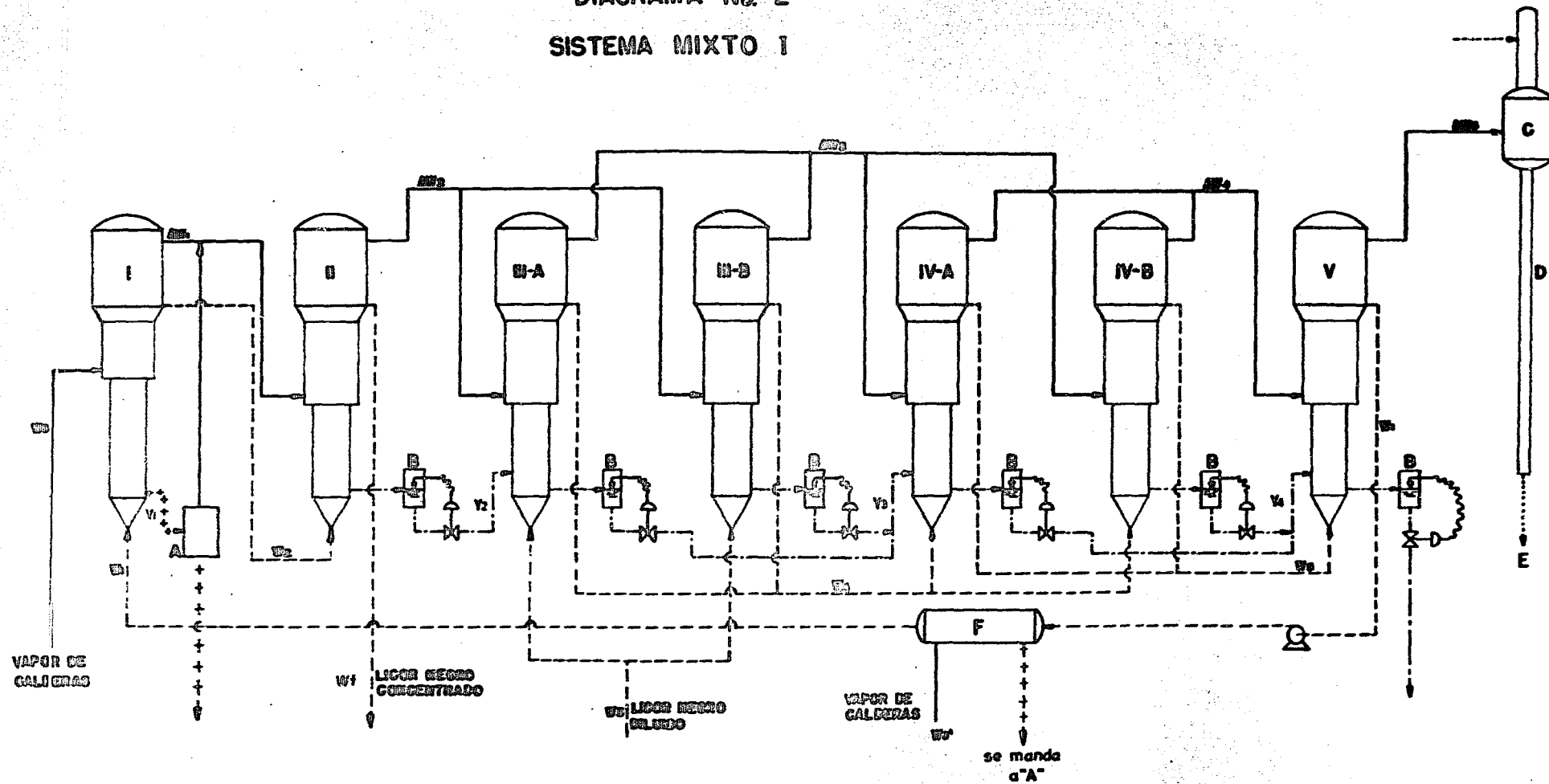


- A : TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO
- B : TANQUES DE NIVEL
- C : CONDENSADOR
- D : PIEDRA BARIOMETRICA
- E : DRENAJE

- CLAVE
- VAPOR
  - - - LICOR NEGRO
  - +++++ CONDENSADO LIMPIO
  - · - · - CONDENSADO COMBINADO
  - - - AGUA

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
ENRIQUE OLLIVIER APARICIO  
TESIS PROFESIONAL 1965

DIAGRAMA No. 2  
SISTEMA MIXTO I

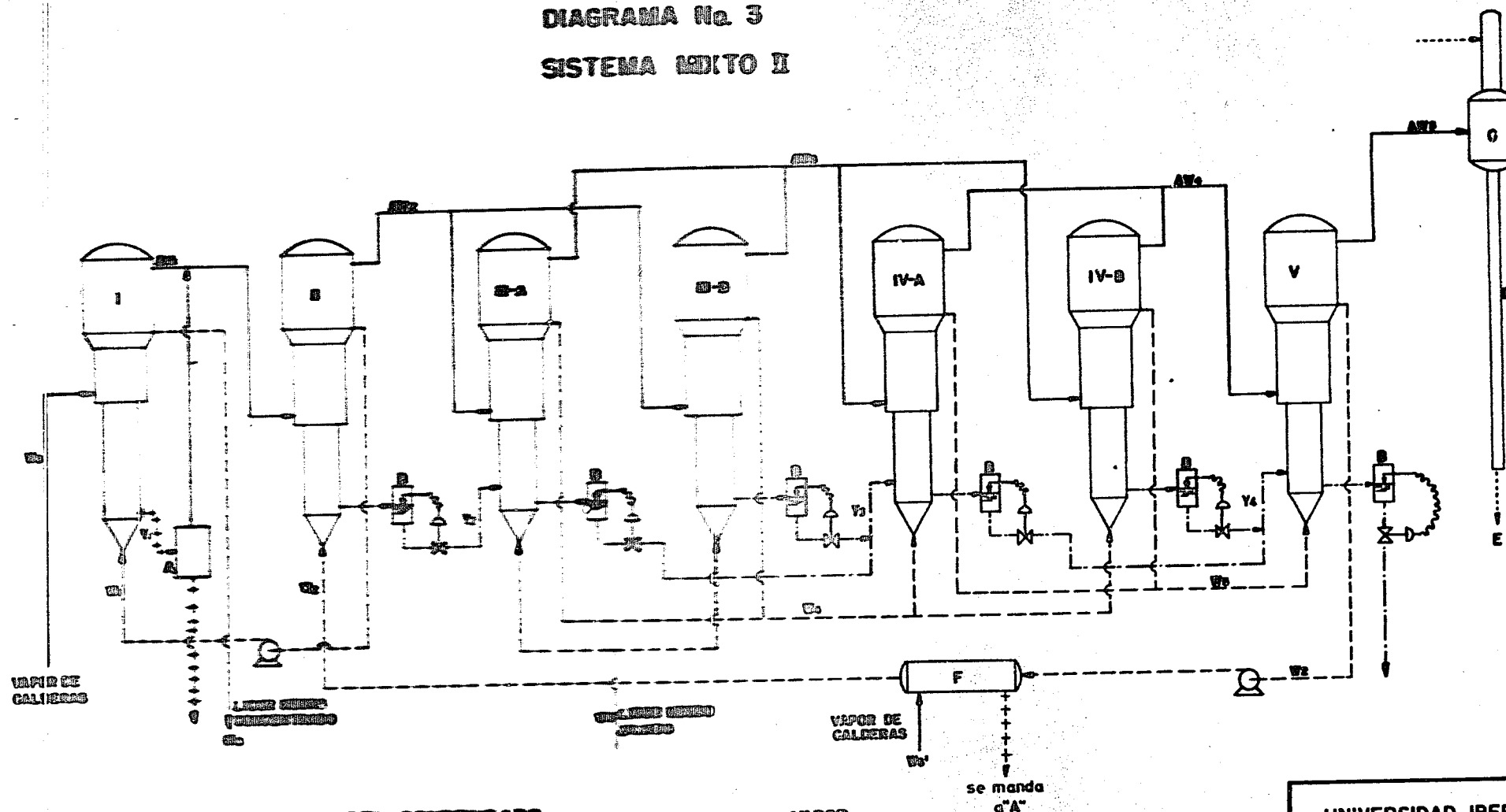


A : TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO  
 B : TANQUES DE NIVEL  
 C : CONDENSADOR  
 D : PEEIRA BAROMETRICA  
 E : OREAJE  
 F : CALENTADOR

CLAVE  
 — VAPOR  
 - - - LICOR NEGRO  
 + + + + + CONDENSADO LIMPIO  
 - - - - - CONDENSADO COMBINADO  
 — AGUA

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
 ENRIQUE OLLIVIER APARICIO  
 TESIS PROFESIONAL 1965

DIAGRAMA No. 3  
SISTEMA MEDITO II



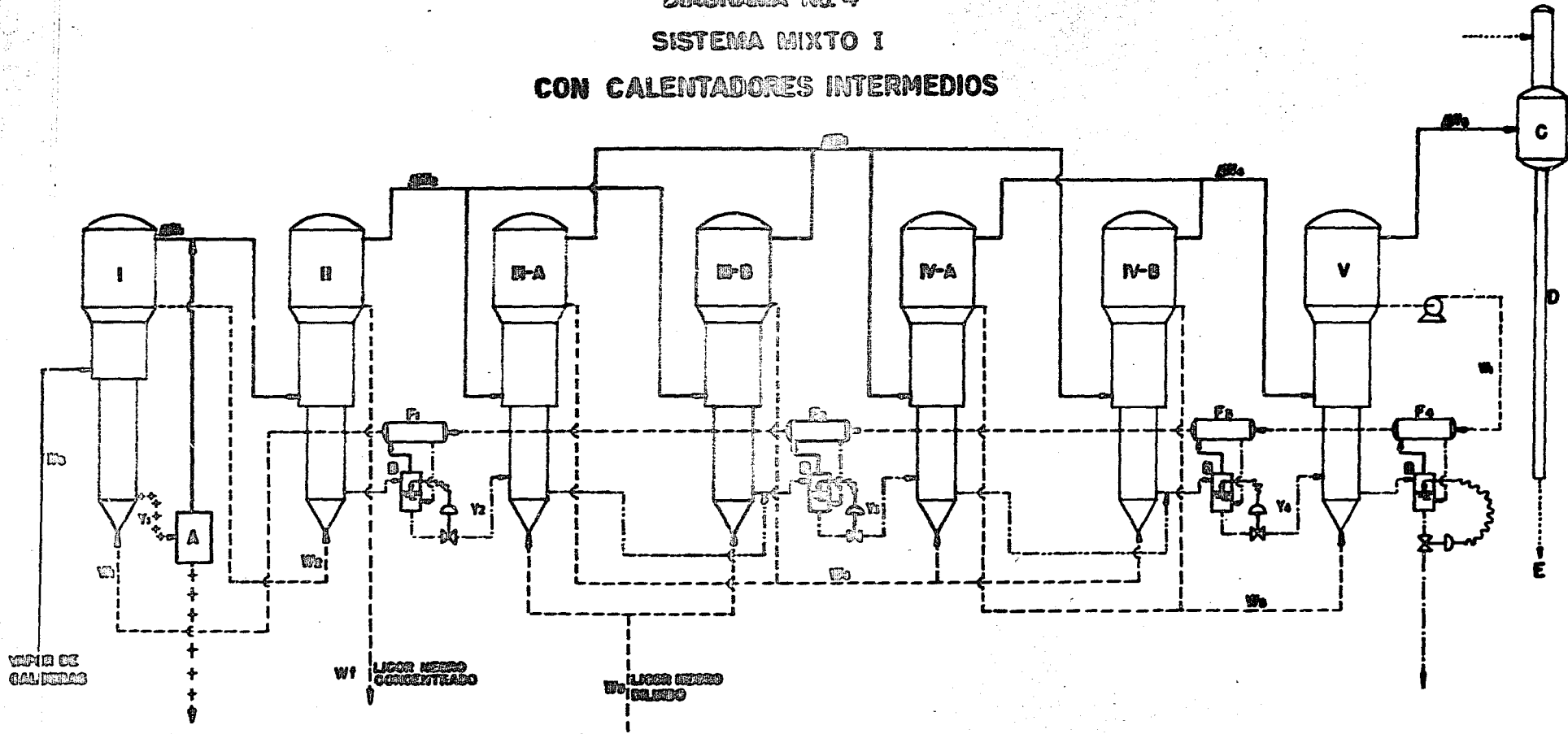
- A: TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO
- B: TANQUES DE NIVEL
- C: CONDENSADOR
- D: PIEDRA BAROMETRICA
- E: ORIFIAJE
- F: CALENTADOR

CLAVE

- VAPOR
- - - LÍQUOR NEGRO
- +—+— CONDENSADO LIMPIO
- +—+— CONDENSADO COMBINADO
- AGUA

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
ENRIQUE OLLIVIER APARICIO  
TESIS PROFESIONAL 1965

**DIAGRAMA No. 4**  
**SISTEMA MIXTO I**  
**CON CALENTADORES INTERMEDIOS**



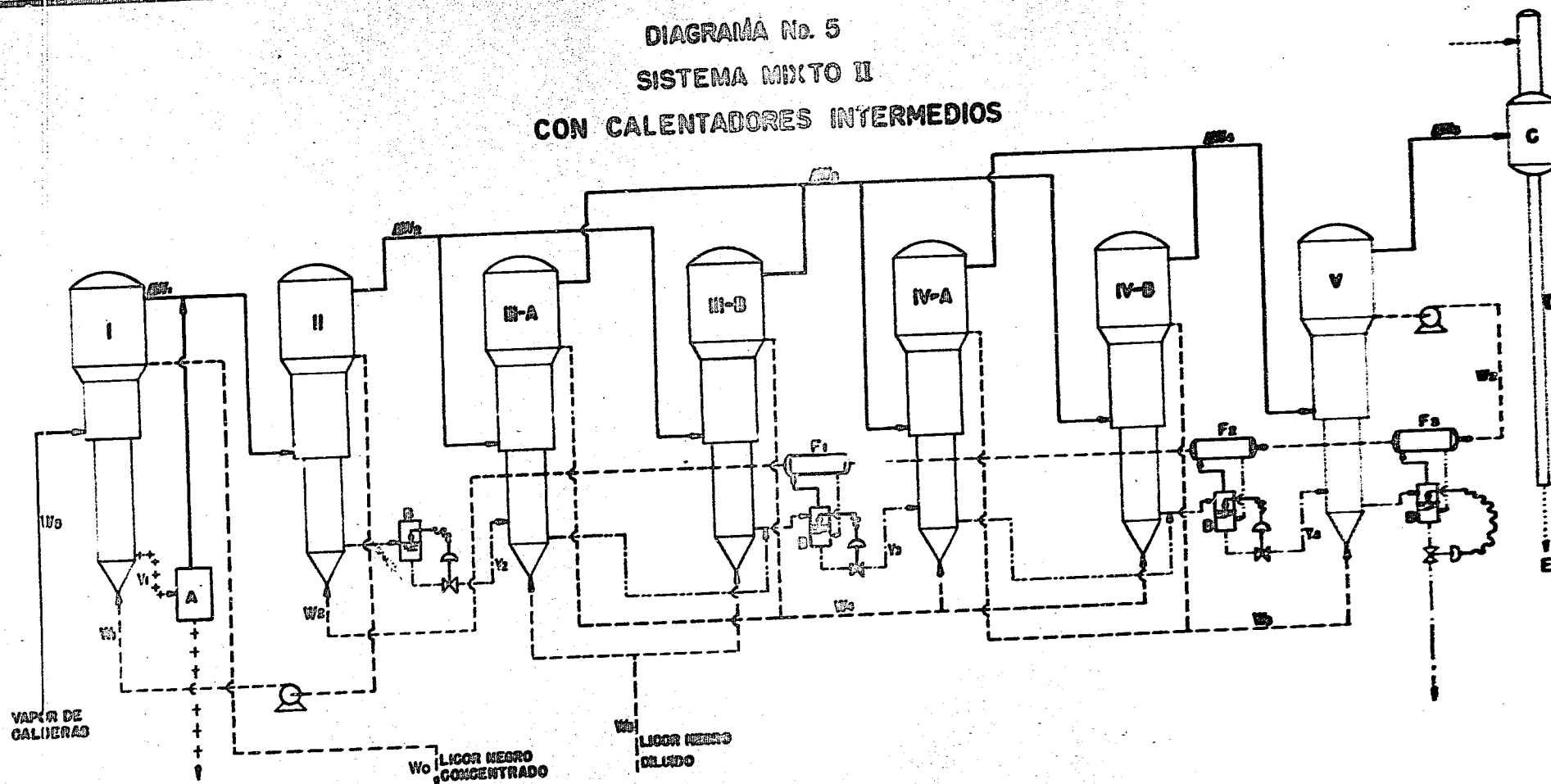
A : TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO  
 B : TANQUES DE NIVEL  
 C : CONDENSADOR  
 D : PIERNA BAROMETRICA  
 E : DRENAGE  
 F : CALENTADORES

CLAVE

————	VAPOR
-----	LICOR NEGRO
.....	CONDENSADO LIMPIO
- · - · - ·	VAPOR Y CONDENSADO COMBINADO
-----	CONDENSADO COMBINADO
-----	AGUA

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
 ENRIQUE OLLIVIER APARICIO  
 TESIS PROFESIONAL 1965

DIAGRAMA No. 5  
 SISTEMA MIXTO II  
 CON CALENTADORES INTERMEDIOS



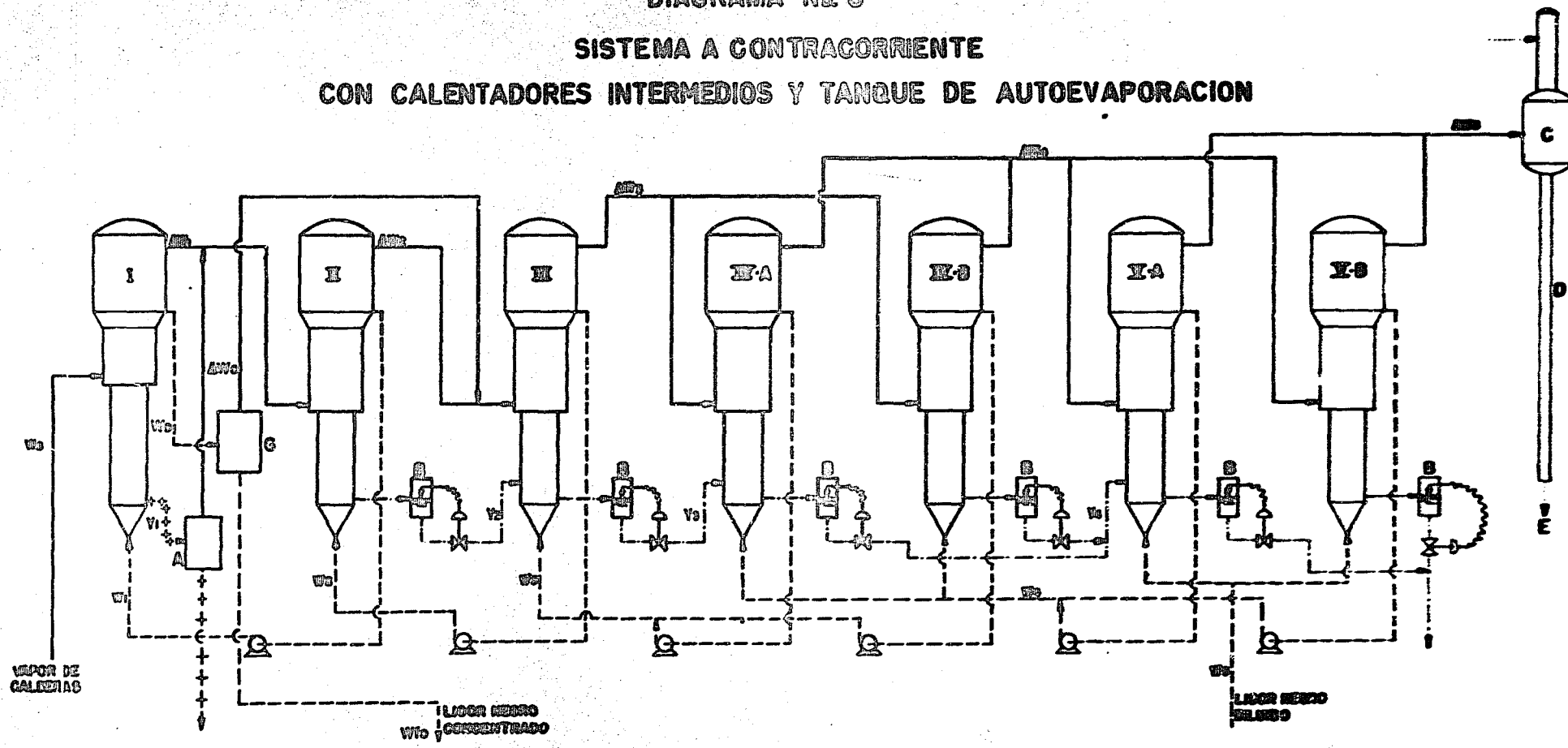
A : TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO  
 B : TANQUES DE NIVEL  
 C : CONDENSADOR  
 D : PIEDRA BAROMETRICA  
 E : DRENIAJE  
 F : CALENTADORES

GLAVE

- VAPOR
- LICOR NEGRO
- +++++ CONDENSADO LIMPIO
- VAPOR Y CONDENSADO COMBINADO
- CONDENSADO COMBINADO
- AGUA

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
 ENRIQUE OLLIVER APARICIO  
 TESIS PROFESIONAL 1965

**DIAGRAMA No. 6**  
**SISTEMA A CONTRACORRIENTE**  
**CON CALENTADORES INTERMEDIOS Y TANQUE DE AUTOEVAPORACION**

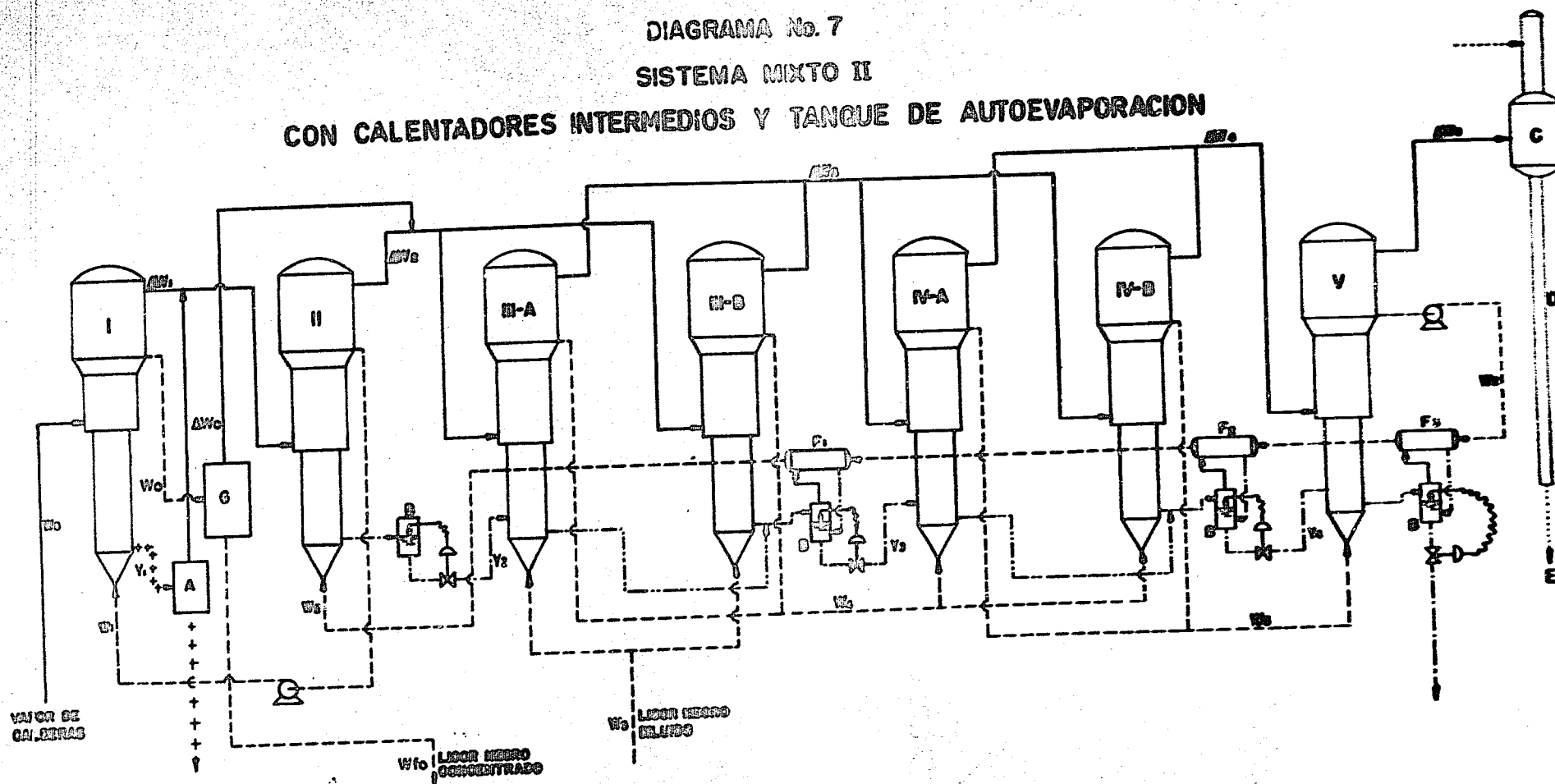


A: TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO  
 B: TANQUES DE NIVEL  
 C: CONDENSADOR  
 D: PIERNA BAROMETRICA  
 E: OBTURADOR  
 G: TANQUE DE AUTOEVAPORACION DE LICOR NEGRO

—— VAPOR  
 - - - - LICOR NEGRO  
 CLAVE ++++ CONDENSADO LIMPIO  
 - - - - CONDENSADO COMPAÑADO  
 - - - - AGUA

**UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA**  
**ENRIQUE OLLIVIER APARICIO**  
**TESIS PROFESIONAL 1965**

**DIAGRAMA No. 7**  
**SISTEMA MIXTO II**  
**CON CALENTADORES INTERMEDIOS Y TANQUE DE AUTOEVAPORACION**



- A : TANQUE DE AUTOEVAPORACION DEL CONDENSADO
- B : TANQUES DE NIVEL
- C : CONDENSADOR
- D : PIERNA BAROMETRICA
- E : BIENAJE
- F : CALENTADORES
- G : TANQUE DE AUTOEVAPORACION DE LICOR NEGRO

CLAVE

—————	VAPOR
- - - - -	LICOR NEGRO
+ + + + +	CONDENSADO LIMPIO
- - - - -	VAPOR Y CONDENSADO COMBINADO
- - - - -	CONDENSADO COMBINADO
.....	AGUA

**UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA**  
**ENRIQUE OLLIVIER APARICIO**  
**TESIS PROFESIONAL**      **1965**