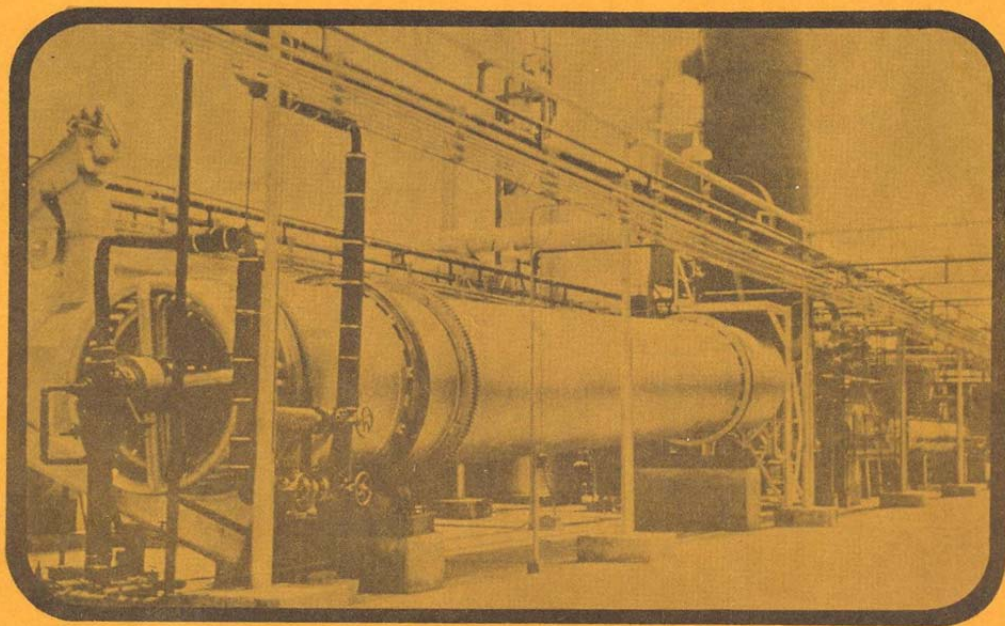


CONTRIBUCION AL ESTUDIO DE LAS PESQUERIAS EN MEXICO

PROYECTO MEXICO-PNUD-FAO

EQUILIBRIO DEL CALOR EN LAS
PLANTAS DE HARINA DE PESCADO

México, 1976



CEPM: 15

S.I.C./SUBSECRETARIA DE PESCA
INSTITUTO NACIONAL DE PESCA

Eilif Ternes (*)

EQUILIBRIO DEL CALOR EN LAS PLANTAS
DE HARINA DE PESCADO



(*) PROYECTO DE INVESTIGACION Y
DESARROLLO DE LAS PESQUERIAS MEXICO/PUND/FAO
INSTITUTO NACIONAL DE PESCA

Origen de esta publicación

Fue elaborado por el Sr. Eilif Tørnes, Asesor del Proyecto de Investigaciones y Desarrollo de las Pesquerías México/PNUD/FAO, como parte del plan de asesoramiento al Gobierno de México de este Proyecto de FAO.

Distribución

Autoridades, instituciones y organismos relacionados directamente con la pesca, así como industriales, cooperativistas e investigadores pesqueros.

Cita bibliográfica

Tørnes, Eilif. Equilibrio del calor en las plantas de harina de pescado. México. Proyecto de Invest. y Desarrollo de las Pesquerías México/PNUD/FAO. Contribuciones al estudio de las pesquerías de México.
CEPM:15

CONTENIDO

	Página
INTRODUCCION	1
EL SISTEMA PARA UN PROCESO COMBINADO UTILIZADO COMO EJEMPLO	2
DATOS Y OTROS ANTECEDENTES PARA CALCULOS	4
CALCULOS SOBRE EL FUNCIONAMIENTO DEL PRIMER SECADOR	6
CALCULOS EN EL SEGUNDO SECADOR	7
CALCULOS SOBRE EL EVAPORADOR "SECO"	8
LA COMBINACION DEL SECADO EN EL PRIMER SECA- DOR Y LA EVAPORACION POR CALOR RECUPERADO	9
ALTERNATIVA I	10
ALTERNATIVA II (COCCION INDIRECTA DEL PESCADO)	12
DIAGRAMA DE FLUJO CON EL BALANCE DEL MATERIAL	14
ANEXO ESQUEMA DE LAS UNIDADES PRINCIPALES DEL SISTEMA	16

INTRODUCCION

En el proceso de harina de pescado se han dado muchos pasos separadamente y no existe una visión completa de todo el proceso. En particular, la desodorización de gases de escape es algo que a menudo se agrega después, causando gastos extras tanto a la instalación como a la operación. Los gases de escape que provienen de secadoras y otro equipo, especialmente después de haber sido calentados para la incineración de todo el material orgánico, son en sí mismos fuentes de calor. Tales fuentes, en un sistema bien planeado por ejemplo, reemplazarían preferiblemente el uso del vapor, tanto para el secado como para la evaporación del agua de cola, si esta combinación se tomara en cuenta desde el principio de la planeación del proceso y el equipo fuera escogido o desarrollado de conformidad.

Como ejemplos de la situación podemos mencionar que lavadoras y torres depuradoras para gases de escape son casi estándar como una etapa en la deodorización, pero en este tratamiento el calor latente del vapor de agua en el gas se pierde por completo. Y en caso de incineración de los gases, se han diseñado intercambiadores de calor para la recuperación del mismo, lo que significa una complicación nueva en lugar de diseñar, por ejemplo, la unidad como elemento de calentamiento en un evaporador de agua de cola.

Parte del problema es provocado por la idea generalizada de que el agua de cola debería preconcentrarse a cierto grado antes de ser agregada a la torta de prensa. Esta idea quizá ha sido generada por el hecho de que los tipos estándares y las dimensiones de los secadores escogidos para las varias capacidades no tienen ninguna capacidad extra para el agua de cola a baja concentración. La planeación libre de un proceso combinado necesita consiguientemente incluir todo el sistema, empezando por la torta de prensa y el agua de cola, y cualquier concentración del agua de cola -concentrado resultante sólo del uso del calor recuperado- tiene que ser aceptada y equilibrada por una capacidad mayor de secado. El uso de vapor adicional para obtener la concentración anterior solamente complicaría el proceso.

Varios tipos de secadoras o combinación de tipos de secadoras pueden utilizarse incluso para producir harina integral, cuando se toman las precauciones necesarias tales como recirculación del material, y cada combinación a su vez produce una situación especial propia con respecto a las condiciones de los gases de escape -posibilidades de recirculación de estos gases, necesidad de la incineración, etc.- y con ello la cantidad de calor que puede recuperarse de los gases, por ejemplo, para la evaporación del agua de cola. Es obvio, entonces, que cualquier cálculo puede ajustarse únicamente a la combinación especial para la cual ha sido hecho, y los cálculos que se muestran posteriormente en este escrito deben tomarse, por tanto, sólo como

ejemplos de cómo pueden hacerse dichos cálculos, y el sistema utilizado como ejemplo es sólo una de las muchas posibilidades que existen. La razón especial para elegir la combinación de un secador directo como primer secador y un secador indirecto Bojner como segundo secador, tiene como objeto mostrar que sí es posible llevar a cabo una combinación del secado, la evaporación del agua de cola y la completa desodorización, con una buena economía de calor (aún sin el uso común de vapor en los evaporadores de efectos múltiples estándares), simplemente cuidando en forma apropiada el calor residual a fin de destinarlo a un propósito útil, omitiendo las lavadoras para gases e intercambiadores de calor "artificiales" que sólo complican el sistema.

EL SISTEMA PARA UN PROCESO COMBINADO UTILIZADO COMO EJEMPLO

El sistema se muestra con las unidades principales en el esquema anexo.

Con objeto de lograr una gran independencia de cualquier concentración específica del agua de cola preevaporada, y también para hacer frente a las situaciones que presenta el pescado muy suave y las altas cantidades de agua de cola, se propone utilizar un secado en dos etapas y arreglar una recirculación del material semisecado a un mezclador antes de ir al primer secador. Hay ciertos detalles prácticos importantes para un buen funcionamiento, pero son bien conocidos por tratarse de ajustes idénticos que se han hecho en la práctica a través de los años.

Se supone que el primer secador es un secador directo, con un horno diseñado también para la incineración de los gases de escape recirculados, que entran en el horno como gases "secundarios" para el enfriamiento del gas de combustión, substituyendo así completamente el uso de aire del exterior para este enfriamiento. El único aire que entra al sistema es el que se necesita para mantener la combustión del petróleo-combustible. La temperatura del gas de la combustión se estima en 1400°C. Se supone que la temperatura de la mezcla con el gas de escape recirculado es de 600°C, la cual, una vez que el horno tiene volumen suficiente para el mínimo de tiempo necesario, es adecuada para destruir completamente cualquier substancia orgánica presente en el gas de escape. Una cantidad de esta mezcla de gas, completamente inodora -equivalente a la cantidad de aire necesario para mantener la combustión- generalmente escapa del horno, a través de una salida en el techo, mientras que la cantidad que va a utilizarse para secado entra al secador en la forma usual, pasa éste y el ciclón, y después va a un evaporador diseñado especialmente, en el cual el gas se enfría y parte del vapor de agua se condensa con una cantidad correspondiente de agua evaporada, de donde el gas se recircula al horno.

El evaporador mencionado arriba, trabajando con vapores condensantes de gases de escape, puede llamarse convenientemente "húmedo" para separarlo de otro "seco" que trabaja con parte del gas incinerado que sale del horno. Ambos evaporadores se describirán brevemente más tarde.

Como segundo secador se utiliza, como ejemplo, el secador Bojner. Está diseñado para calentamiento indirecto con gas caliente; en este caso, es la parte del gas incinerado que sale del horno del primer secador. La temperatura normal de entrada es de 400°C, la cual puede ajustarse mezclando el gas incinerado con el gas que sale del secador. La cifra importante para el cálculo de la recuperación del calor es la temperatura de salida, la cual se supone que es de 200°C (según el proveedor); además, lo importante es que no existe contacto entre este gas y el material que va a secarse. El agua del material es recogido por una corriente de aire separada, normalmente en contracorriente con la corriente del material, y este aire se recircula después, pasando por el ciclón para la recuperación de partículas de harina al mismo evaporador "húmedo" mencionado arriba. En este último, la condensación del vapor de agua en el gas produce una evaporación correspondiente del agua de cola, y una parte correspondiente del gas que sale del evaporador se regresa al segundo secador, alternativamente a través de un intercambiador de calor para un precalentamiento por medio de los gases limpios que salen del secador hacia la atmósfera. Esta posible recuperación de calor extra no está considerada en los cálculos, ya que resulta pequeña en el cuadro total, pero podría servir para disminuir la humedad relativa en el gas regresado antes de entrar al secador. Este precalentador también se incluye en el diseño normal del secador.

El resto de los gases limpios que salen del horno del primer secador se utiliza para la evaporación del agua de cola en un segundo evaporador "seco", también por calentamiento indirecto, de manera que una vez recuperado el calor los gases puedan pasar a la atmósfera. El mejor enfriamiento y recuperación de calor de los gases se obtendría trabajando este evaporador con una temperatura de evaporación baja y al vacío, pero ello requeriría tanto de un condensador como de una bomba de vacío, etc., lo cual no sólo significaría un aumento en el costo del evaporador, sino también que el vapor evaporado con su calor latente se pierda. Trabajando el evaporador bajo presión atmosférica simplificaría grandemente su diseño y permitiría pasar el vapor al evaporador "húmedo", mezclado con gases de escape de los dos secadores, para utilización de un "segundo efecto" del calor en el gas incinerado. Según se sabe, los evaporadores para el agua de cola que utilizan como fuente de calor el calentamiento indirecto por gas seco no existen todavía, y se necesitarían experimentos sistemáticos con objeto de obtener la información para el diseño, aunque en principio ningún problema real parecería anteponerse. El problema de incrustaciones, por ejemplo, básicamente es una función de la cantidad de calor transferida por unidad de superficie de

calentamiento por hora, y esto puede regularse ajustando la temperatura del gas que entra al evaporador, por recirculación de parte del gas enfriado que sale del evaporador. Para nuestros cálculos, hemos supuesto una temperatura de salida de 200°C del gas limpio, y presuponemos la presión atmosférica y el paso del vapor al evaporador "húmedo".

El evaporador "húmedo" puede diseñarse a partir de información ya conocida a través de experimentos anteriores; debe trabajar al vacío para utilizar calor de baja temperatura con una diferencia de temperatura que da una capacidad razonable por unidad de superficie de calentamiento. El coeficiente de transferencia de calor aumenta, sin embargo, muy significativamente con el contenido absoluto de agua en el gas que se condensa, y la adición de gas saliendo del segundo secador, saturado a una alta temperatura en un proceso de secado de contracorriente y, más aún, los vapores que pasan del evaporador "seco" darán una capacidad por unidad de superficie de calentamiento casi del mismo orden que los evaporadores que trabajan con vapor; la formación de incrustaciones puede ser el factor limitante.

La temperatura de evaporación en el evaporador "húmedo" y por consiguiente el grado de enfriamiento de los gases de escape circulados, dependen básicamente de la temperatura del agua disponible para enfriamiento en el condensador (contacto directo). Basado en experiencias anteriores con el evaporador, parece ser que con una temperatura máxima de 25°C del agua para enfriamiento, la temperatura de evaporación podría mantenerse alrededor de los 40°C y el gas que se condensa podría enfriarse hasta alrededor de los 55°C. Pero aun cuando los gases recirculatorios salen pocos grados arriba de los 55°C, no afectan mucho el funcionamiento del primer secador. El único resultado sería que más agua circulara en el sistema, y el calor extra necesario para la incineración se recupera prácticamente en su totalidad cuando todo el gas se utiliza para el secado o la evaporación. Si no puede usarse directamente en el segundo secador un gas más húmedo, el precalentador indicado hará descender la humedad relativa.

El funcionamiento del sistema según se ha descrito y todos los cálculos dependen altamente del control completo sobre las infiltraciones de aire falso y de un razonable aislamiento efectivo para el equipo guardado a altas temperaturas.

DATOS Y OTROS ANTECEDENTES PARA CALCULOS

Para comparaciones fáciles con los sistemas usuales de la misma producción de harina integral, de la torta de prensa y del agua de cola, podemos utilizar las mismas cifras de composición de materias primas, según se usaron en el Diagrama de Flujo del Informe Técnico No. 3 de Venezuela (página

28), y los cálculos e ilustraciones siguientes.

Una tonelada de materia prima se supone que tiene:

- 22% - 220kg de sólidos no grasos;
- 5% - 50kg de grasos, de los cuales 25kg se sacan como aceite de pescado y 5kg se oxidan y se pierden;
- 73% - 730kg de agua.

El material que va al segundo secador tendrá entonces 220kg de sólidos no grasos y 20kg de grasos, y presuponemos para nuestros cálculos 35% de agua. La cantidad de material que va al segundo secador por tonelada de pescado será entonces:

$$\frac{(220 + 20) \cdot 100}{(100 - 35)} = 370\text{kg}$$

Cantidad de harina integral con el 10% de agua

$$\frac{(220 + 20) \cdot 100}{(100 - 10)} = 267\text{kg}$$

Capacidad de secado del segundo secador: 103kg de agua por tonelada de pescado.

La composición de los productos intermedios, torta de prensa y agua de cola, y el material en varias etapas de procesamiento no tienen ninguna significación para los cálculos, excepto cuando se trata de checar que el agua de cola no se concentrará más allá de los 35% de sólidos, porcentaje en el cual se inicia el aumento rápido de la viscosidad. A este propósito, nos referimos a la cantidad calculada y composición del agua de cola dadas en la publicación antes mencionada:

Cantidad de agua de cola por ton de pescado: 785kg cuando se usa vapor directo para la cocción del pescado y el calentamiento del líquido de prensa.

Composición del agua de cola: 56kg de sólidos no grasos

4kg grasos

Total: 60kg sólidos

Tanto la composición del pescado como las condiciones del proceso (temperaturas, etc.), variarán en la operación práctica de una planta de harina de pescado, por lo que tiene poco sentido complicar los cálculos con detalles

menores que cambian mínimamente el panorama general. De los detalles que se omiten en los cálculos siguientes, pueden ser mencionados: humedad en el aire del ambiente o la humedad producida durante la combustión del petróleo combustible; temperatura de la torta de prensa y del agua de cola cuando entran en el secador o el evaporador; calor emitido por el gas seco ó el calor "sensible" en el vapor cuando se utiliza en el evaporador "humedo"; etc. También las pérdidas de aislamiento pueden ser estimadas solamente, pero variarán con las condiciones locales, longitud de los tubos de conexión, etc.

Las cifras siguientes se utilizan para calor específico y calor de vaporización/condensación:

Calor específico del "aire" seco
(aun cuando en parte consista de CO_2) = 0.24 Cal/kg de gas seco por °C.

Calor específico del vapor de agua = 0.45 Cal/kg por °C.

Calor de vaporización/condensación
del agua = 560 Cal/kg.

CALCULOS SOBRE EL FUNCIONAMIENTO DEL PRIMER SECADOR

Como mencionamos antes, se estima que los gases provenientes del evaporador "húmedo" tienen una temperatura de 55°C, serán saturados con el vapor del agua y tendrán un contenido de alrededor de 0.125kg de vapor de agua por kg de gas seco.

Si seguimos entonces un kg de gas seco en el círculo, se vuelve a pasar al horno como gas "secundario" y tiene que calentarse a 600°C por gases de combustión a 1,400°C. La pérdida de calor del gas de combustión se estima que es de 10%. La cantidad del gas de combustión necesaria se llama $\underline{C}$, y puede ser calculada por la siguiente ecuación:

$$(600-55) 0.24 + (600-55) \cdot 0.125 \cdot 0.45 = \underline{C} \cdot 0.9 (1400 - 600) \cdot 0.24$$

$$131 + 31 = \underline{C} \cdot 173$$

$$C = \frac{162}{173} = 0.94$$

Esto es: se necesitan 0.94kg de gas de combustión para cada kilogramo de gas circulante en el secador y, en consecuencia, la misma cantidad de aire entra en el horno junto con el petróleo y la misma cantidad es evacuada por la salida del techo del horno.

El contenido del agua en la mezcla de gas después de la incineración será:

$$\frac{0.125 \text{ kg de agua}}{(1 + 0.94) \text{ kg de gas seco}} = 0.0645 \quad \text{o para simplificación } \underline{0.065 \text{ kg de vapor de agua por kg de gas seco}}$$

Este gas pasará entonces a través del secador en un proceso aproximado de secado adiabático, aunque con alguna pérdida de calor, la cual se estima en un 10%. Suponemos una temperatura de salida de 75°C, y la cantidad de agua secada por kg de gas seco será entonces:

$$\frac{0.9 \cdot (600-75) \cdot 0.24 + 0.9 (600-75) \cdot 0.065 \cdot 0.45}{560} = \frac{113 + 14}{560} = 0.227 \text{ kg agua}$$

A la entrada del secador: 0.065kg de agua por kg de gas seco
 Secado: 0.227kg " " " "

A la salida del secador: 0.292kg de agua por kg de gas seco

(Esto corresponde al punto de vacío de alrededor de 70°C).

Pasando este gas al evaporador "húmedo" y enfriando a 55°C dará una condensación de $0.292 - 0.125 = \underline{0.167 \text{ kg de agua por kg de gas seco.}}$

Teóricamente, la misma cantidad de agua debería evaporarse del agua de cola en el evaporador, pero siempre habrá alguna pérdida de calor; la cantidad de agua evaporada se estima en 0.160kg por kg de gas seco en circulación. Entonces, la relación entre la evaporación y el secado será:

$$\frac{0.160}{0.227} = 0.70 \text{ ó } 70\%, \text{ y}$$

en lugar de secar solamente 0.227kg de agua, $0.227 + 0.160 = \underline{0.387 \text{ kg de agua por kg de gas seco}}$ se ha eliminado en la combinación del secado y evaporación por recuperación del calor latente del vapor de agua.

CALCULOS EN EL SEGUNDO SECADOR

Antes se ha calculado que el segundo secador debería tener una capacidad de 103kg de agua por ton de pescado.

El calor se suministra con parte de los gases incinerados provenientes del horno del primer secador. Cuando éstos salen del secador a 200°C, con

una pérdida de calor estimada en el 10%, la cantidad de gas que se necesita para el calentamiento será:

$$\frac{103 \cdot 560}{0.9 \cdot (600-200) \cdot 0.24 + 0.9 \cdot (600-200) \cdot 0.065 \cdot 0.45} = \frac{57,500}{86 + 10} = \underline{600\text{kg de gas}}$$

Como se mencionó antes, el gas podría usarse posteriormente en un intercambiador de calor, a fin de precalentar el gas recirculado para la conducción del agua en el secador, lo cual haría descender la humedad relativa en el gas regresado antes de que entre en contacto con la harina seca. Empero, el calor extra recuperado no está considerado en el cálculo, ya que es pequeño en relación al cuadro total.

Una vez que se ha usado el gas para la conducción del agua en contacto directo con el material, pasa por el ciclón -que debe estar muy bien aislado- con objeto de recuperar partículas de harina, y después va al evaporador "humedo"; los 103kg de agua recogida en el secador se dan por condensación, antes de que el gas salga del evaporador a 55°C y sea regresado al secador, o más correctamente, antes de que una parte del gas que sale del evaporador sea devuelta al segundo secador.

Se estima que los 103kg de vapor de agua condensados -tomando en cuenta que hay alguna pérdida de calor- dan una evaporación de 95kg de agua en el evaporador "humedo", de manera que la cantidad total de agua eliminada por los 600kg de gas seco de la incineración es:

En el secador	103kg de agua;
En el evaporador, por el calor latente del vapor que se condensa	<u>95kg de agua;</u>
Total	<u>198kg de agua por ton de pescado</u>

CALCULOS SOBRE EL EVAPORADOR "SECO"

La fuente de calor es la cantidad de gas incinerado que se deja después de que los 600kg se han llevado al segundo secador, y la capacidad de este evaporador debe calcularse, entonces, en combinación con todas las operaciones utilizadas para la eliminación del resto del agua. Lo que necesitamos saber, por tanto, es la cantidad de agua que puede ser eliminada por cada kg de gas seco incinerado en el evaporador "seco". Se estima que el gas sale del evaporador (hacia la atmósfera) a 200°C. y si la pérdida de calor es del

10% habrá una evaporación de:

$$\frac{0.9 (600-200) \cdot 0.24 + 0.9 (600-200) \cdot 0.065 \cdot 0.45}{560} = \frac{86 + 11}{560}$$

$$= 0.173 \text{ kg de agua}$$

Este vapor de agua se pasa al evaporador "húmedo", donde es condensado y, cuando se considera la pérdida de calor, puede suponerse que la evaporación correspondiente será 0.157kg de agua, de manera que la cantidad total de agua evaporada será: $0.173 + 0.157 = 0.330 \text{ kg de agua por kg de gas seco incinerado}$ y pasado al evaporador "seco".

LA COMBINACION DEL SECADO EN EL PRIMER SECADOR Y LA EVAPORACION POR CALOR RECUPERADO

Dependiendo de si la cocción del pescado y/o el calentamiento del líquido de prensa se hace por medio de vapor directo o calentamiento indirecto, la capacidad combinada será:

	<u>Alternativa I</u>	<u>Alternativa II</u>
	Cocción <u>directa</u> del pescado	Cocción <u>indirecta</u> del pescado
	Calentamiento <u>directo</u> del líquido de prensa	Calentamiento <u>directo</u> del líquido de prensa
Cantidad de pescado	1,000 kg	1,000 kg
Cocción del pescado	150 "	0 "
Calentamiento del líquido de prensa	<u>60 "</u> 1,210 kg	<u>50 "</u> (cantidad 1,050 kg más peque- ña del lí- quido de prensa)
Producción de aceite de pescado	<u>25 "</u>	<u>25 "</u>
Torta de prensa + agua de cola	1,185 kg	1,025 kg
Va al segundo secador	370kg	
Evaporación por vapor del segundo secador	<u>95</u> 465 kg	<u>465 kg</u>

Primer secador + evapora-
ción correspondiente
del calor recuperado

720 kg de agua

560 kg de agua

Además, se sabe que:

por 1kg de gas seco circulando en el primer secador se elimina en la combinación del secado y la evaporación en el evaporador "húmedo", 0.387kg de agua (ver página 6);

por 1kg de gas seco en circulación en el primer secador existen 0.94kg de gas seco incinerado que salen del horno del primer secador (del gas incinerado, 600kg se utilizan para el segundo secador);

por 1kg de gas seco incinerado utilizado en el evaporador "seco" se eliminan 0.330kg de agua.

La cantidad de gas seco circulando en el primer secador, llamada D, puede calcularse entonces como sigue:

ALTERNATIVA I

$$D \cdot 0.387 + (0.94 D - 600) \cdot 0.330 = 720 \text{ kg de agua}$$

$$0.387 D + 0.310 D = 720 + 198$$

$$D = \frac{918}{0.697} = \frac{1,315 \text{ kg de gas en circulación}}{\text{ton de pescado en el primer secador.}}$$

De esta manera, la capacidad de varias unidades será la siguiente:

Primer secador: Secado: $1,315 \cdot 0.227 = 298 \text{ kg de agua/ton de pescado}$

Gas combustible para la incineración: $1,315 \cdot 0.94 = 1,240 \text{ kg/ton de pescado.}$

Evaporador "seco":

Gas disponible para calentamiento:

$$1,240 - 600 = 640 \text{ kg/ton de pescado}$$

$$\text{Evaporación por gas seco: } 640 \cdot 0.173 = 111 \text{ kg de agua/ton de pescado}$$

Evaporador "húmedo"

Gas del primer secador:

$$1,315 \cdot 0.160 = 210 \text{ kg (A)}$$

Vapor del evaporador seco:

$$640 \cdot 0.157 = 101\text{kg (B)}$$

Gas del segundo secador

$$95\text{kg}$$

$$(A)+(B) = \underline{311\text{kg de agua/ton de pescado}}$$

$$720\text{kg de agua/ton de pescado}$$

Capacidad de evaporación total
del evaporador "húmedo"

$$\underline{406\text{kg de agua/ton de pescado}}$$

Segundo secador

$$\underline{103\text{kg de agua/ton de pescado}}$$

El secado total + capacidad de evaporación de todas las unidades por ton de pescado, será entonces: $298 + 111 + 406 + 103 = 918\text{kg de agua}$; lo cual también corresponde a las diferencias entre el peso de la torta de prensa + el agua de cola = $1,185\text{kg}$, y la producción de 267kg de harina.

La evaporación total del agua de cola es $111 + 406 = 517\text{kg}$. La cantidad de agua de cola se da en la página 5 como 785kg , con 60kg de sólidos en total. El agua de cola concentrada tendrá entonces $\frac{60 \cdot 100}{785 - 517} = \frac{60 \cdot 100}{268} = \underline{22.4\% \text{ de sólidos totales}}$. Volumen de concentrado: 268kg .

Una preevaporación "normal" del agua de cola a 30% de sólidos en total daría 200kg de concentrado; esto es una reducción adicional en cantidad de solamente 68kg , o sólo cerca de $1/8$ de la evaporación de 517kg de agua, que ya ha sido lograda únicamente por el uso del calor recuperado.

ECONOMIA DEL CALOR

Sólo se necesita combustible en el horno del primer secador, donde se requiere de 0.94kg de gas de combustión a 1400°C por kg de gas seco en circulación en el secador, incluyendo ya una pérdida de calor del 10%. El valor calorífico del petróleo combustible es de $10,000 \text{ Cal/kg}$, por lo que esos $1,315\text{kg}$ de gas circulante necesitarán:

$$\frac{1,315 \cdot 0.94 \cdot 1400 \cdot 0.24}{10,000} = \underline{41.5\text{kg de petróleo combustible por ton de pescado}}$$

Ya que un total de 918kg de agua se han secado y evaporado, la cantidad de agua eliminada es $\frac{918}{41.5} = \underline{22.1\text{kg de agua por kg de petróleo combustible}}$.

La economía normal de calor en las plantas de harina de pescado es: 12kg de agua secada o vapor de la misma producido por kg de petróleo combus-

tible. Los evaporadores de triple efecto necesitan alrededor de 0.4kg de vapor por kg de agua evaporada.

(Además de la necesidad de combustible para el secado y recuperación del agua de cola se necesita combustible para el vapor u otros medios para la cocción del pescado y calentamiento del líquido de prensa).

ALTERNATIVA II (COCCION INDIRECTA DEL PESCADO).

La única diferencia con la Alternativa I es una reducción de la capacidad combinada del primer secador y la evaporación relacionada. La nueva cantidad de gas que circula en el primer secador - D - puede calcularse en la misma forma que en la página 9.

$$D \cdot 0.387 + (0.94 D - 600) \cdot 0.330 = 560 \text{kg de agua}$$

$$0.387 D + 0.310 D = 560 + 198$$

$$D = \frac{758}{0.697} = \frac{1,090 \text{kg de gas}}{\text{el primer secador por ton de pescado.}}$$

La capacidad de varias unidades será entonces:

Primer secador: Secado: $1,090 \cdot 0.227 = 247 \text{kg de agua/ton de pescado}$

Gas en combustión para la incineración:

$$1,090 \cdot 0.94 = 1,020 \text{kg/ton de pescado.}$$

Evaporador "seco":

Gas disponible para calentamiento:

$$1,020 - 600 = 420 \text{ kg/ton de pescado}$$

Evaporación por gas seco: $420 \cdot 0.173 = 73 \text{ kg de agua/ton de pescado}$

Evaporador "húmedo":

Gas del primer secador:

$$1,090 \cdot 0.160 = 174 \text{kg (A)}$$

Vapor del evaporador seco:

$$420 \cdot 0.157 = 66 \text{kg (B)}$$

$$(A)+(B) = \underline{240 \text{kg de agua/ton de pescado}}$$

Gas del segundo secador = 95kg

560kg de agua/ton de pescado

Capacidad de evaporación
total del evaporador
"húmedo"

335kg de agua/ton de pescado

Segundo secador, como antes:

103kg de agua/ton de pescado

El secado total + capacidad de evaporación de todas las unidades por ton de pescado, resultará: $247 + 73 + 335 + 103 = 758\text{kg de agua}$, lo cual también corresponde a la diferencia entre el peso de la torta de prensa + agua de cola = 1,025kg y los 267kg de producción de harina.

La evaporación total de agua del agua de cola es $73 + 335\text{kg} = 408\text{kg}$. La cantidad de agua de cola -comparando con la alternativa I- es reducido en 160kg, esto es a 625kg, y se estima que tiene 60kg de total de sólidos como antes. El volumen del concentrado será $625 - 408 = 217\text{kg}$; el contenido de sólidos, $\frac{60 \cdot 100}{217} = 27.6\%$ o muy cerca del grado máximo de evaporación recomendable.

La necesidad de combustible resultará:

$$\frac{1,090 \cdot 0.94 \cdot 1,400 \cdot 0.024}{10,000} = \underline{34.2\text{kg de petróleo combustible por ton de pescado.}}$$

Ya que un total de 758kg de agua se han secado y evaporado, la cantidad de agua eliminada es $\frac{758}{34.2} = \underline{22.2\text{kg de agua por kg de aceite combustible.}}$

Comparando las Alternativas I y II, la cocción indirecta del pescado reduce la capacidad combinada del primer secador y su evaporación correspondiente a $\frac{(720 - 560) \cdot 100}{720} = 22\%$; y la necesidad de combustible por ton de

pescado a $\frac{(41.5 - 34.2) \cdot 100}{41.5} = 17.5\%$. El segundo secador es el mismo

en ambos casos.

En comparación con la cocción directa, también se ahorra el combustible necesario para calentar el agua fría que producirá el vapor (cocción de pescado); un posible tratamiento del agua que alimenta la caldera reduce los problemas de incrustación, etc. porque el condensado puede ser recirculado.

Además de los ahorros mencionados en cuanto al costo del equipo para recuperación del agua de cola y combustible, se tiene la ventaja de la cocción

indirecta para el procesamiento del pescado suave.

DIAGRAMA DE FLUJO CON EL BALANCE DEL MATERIAL.

El diagrama anexo ilustra los cálculos anteriores para la Alternativa I: cocción directa del pescado. Este diagrama ha sido simplificado (por ejemplo, no muestra la recirculación de los gases de escape de los secadores); sin embargo, se ha enfatizado en mostrar la cantidad de gas y agua que sale del sistema por varias salidas.

Puede verse, entonces, que las únicas salidas al exterior son las siguientes:

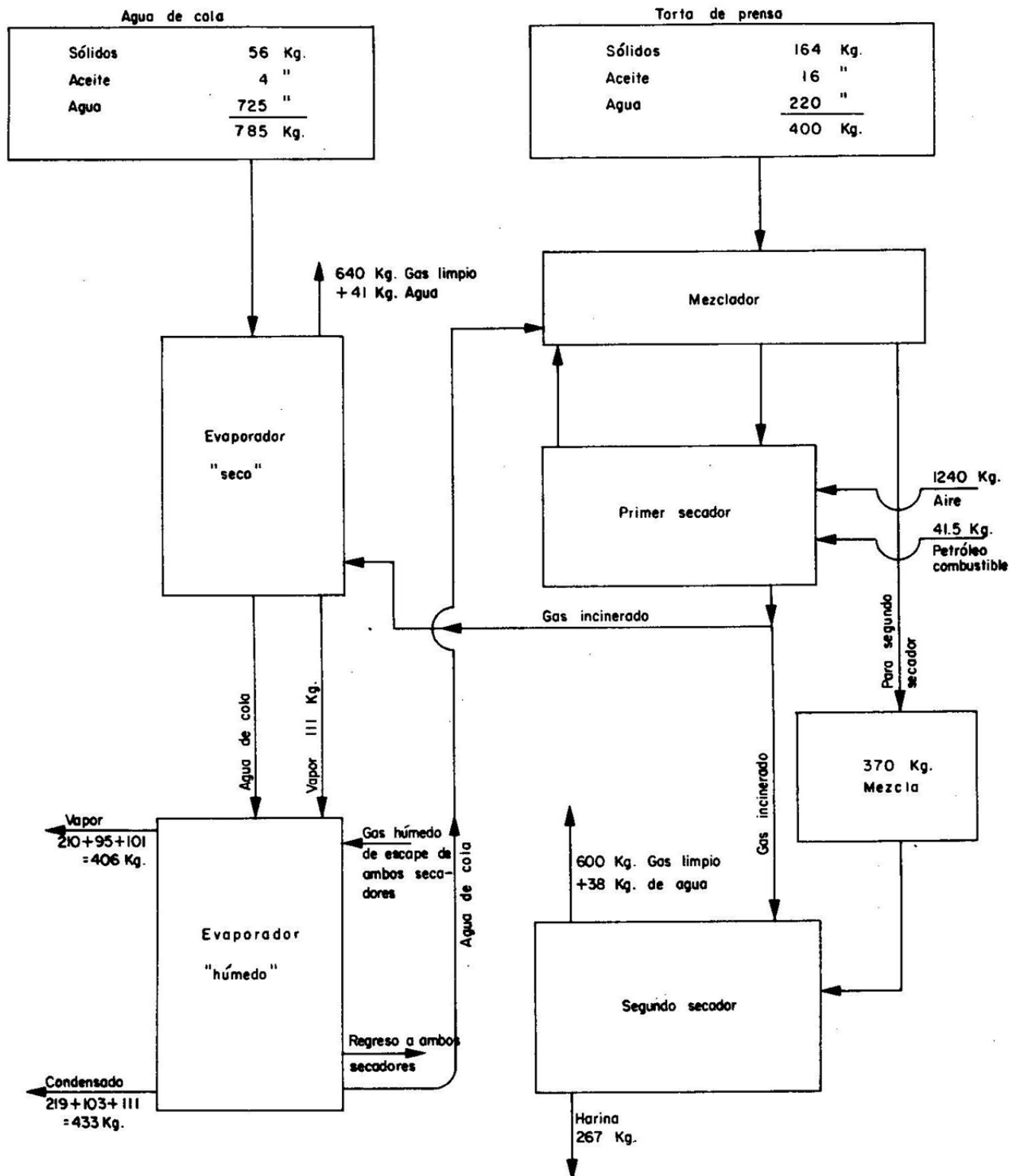
Para el gas: la descarga de gas limpio y frío del evaporador "seco" y el segundo secador, en total dan 1,240kg de gas seco con 79kg de agua.

Vapor: evaporado del evaporador "húmedo", un total de 406kg/ton de pescado. La evaporación tiene lugar a baja presión, de ahí que sean necesarios un condensador, una bomba al vacío, etc., diseñados para esta capacidad.

Condensado: un total de $219 + 103 + 111 = 433\text{kg}$ de agua son condensados en el elemento de calentamiento del evaporador "húmedo". Esta condensación tiene lugar cerca de la presión atmosférica (aun cuando sería conveniente instalar una trampa sencilla para evitar los escapes de gas) y el condensado podría, simplemente, llevarse hacia aguas negras o bombearse a un lugar donde no hubiera problema de contaminación. (Se podrá ver que la cantidad de condensado es algo mayor que la evaporación producida; la diferencia representa pérdida de calor).

Las cantidades de agua que salen por estas diversas formas ($79 + 406 + 433 = 918\text{kg}$) corresponden a la diferencia entre el material que entra en el sistema y la cantidad de harina: $1,185 - 267 = 918\text{kg}$ de agua.

DIAGRAMA DE FLUJO
COCCION CON VAPOR DIRECTO



Esta publicación se terminó de imprimir el 18 de octubre de 1976, en el Departamento de Offset de la Sección Editorial del Instituto Nacional de Pesca, sito en Chiapas 121, Col. Roma, México, D.F. Se tiraron 500 ejemplares utilizándose para el texto y papel Ameca Bond de 80 kilos para la elaboración de forros.