

870118

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TELAS CON
FALLA DE CRIGEN

PROYECTO PARA LA INTRODUCCION DE UN EVAPORADOR
ECONOMIZADOR DE VAPOR EN UN MOLINO
DE ACEITE VEGETAL

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
OSCAR DAVID PEREZ GARCIA
ASESOR: I. Q. MA. DOLORES ORTIZ CASTELLANOS
GUADALAJARA, JALISCO. 1988



Universidad Nacional
Autónoma de México

UNAM



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE	PAG.
I.- INTRODUCCION.....	1
II.- GENERALIDADES.....	4
III.- MODELO MATEMATICO DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.....	11
IV.- BALANCES DE EVAPORACION CALCULADA POR UNA HOJA ELECTRONICA	
Balance para semilla soya.....	26
Balance para semilla canola.....	30
RESUMEN.....	36
CONCLUSION.....	38
BIBLIOGRAFIA.....	39
APENDICE A	
Relación de Kg agua / Kg hexano Y Temperatura.....	41
Gráfico Kg agua / Kg hexano VS Tempera tura.....	42
APENDICE B	
Tabla de entalpías para aceite vegetal	43
Tabla de entalpías para agua.....	44
Tabla de entalpías para fibra.....	45
Tabla de entalpías para hexano.....	46
APENDICE C	
Gráfico X de aceite vegetal en miscela VS Temperatura a diferente vacío.....	47

P R O L O G O

En el arduo camino del Ingeniero Químico mexicano, una de sus funciones principales es el de mejorar procesos, basados en tecnología extranjera pero con materia, personal, equipo y sobre todo con el ingenio que siempre ha caracterizado a nosotros los mexicanos.

Con esto no se quiere decir que nuestra capacidad no sea adecuada para realizar tecnología, pero debido a las condiciones en que se encuentra actualmente nuestro país, sobre todo en el aspecto económico, es difícil para una empresa sostener a un grupo de profesionistas que se dediquen a la investigación y desarrollo de nuevos procesos con tecnología completamente nuestra.

Otro de los aspectos dignos de mencionar, es que actualmente en la mayoría de las empresas, el personal obrero cuando mucho cuenta con educación primaria, esto hace que la tarea del ingeniero químico sea múltiple; además de proporcionar capacitación, tiene que dirigir, organizar y administrar, ya sea en un departamento de una planta o la planta misma.

En la mejora de procesos, por lo general se tienen dos objetivos, uno es la calidad y otro abatir costos de producción, el presente trabajo se basa en este último objetivo, enfocado principalmente al ahorro de energía calorífica en la planta de solventes de un molino de oleaginosas.

Ojalá que el presente trabajo, sea motivación para buscar nuevas maneras de ahorro de energéticos, sin olvidar nunca la calidad, para así poder el día de mañana colocar nuestros productos en mercados extranjeros.

Oscar David Pérez García

CAPITULO I

INTRODUCCION

En la mayoría de las plantas extractoras de aceite mexicanas, se tienen sistemas de evaporación como el de la figura número 1. Por otro lado en la actualidad, los precios de los energéticos en nuestro país, se incrementan cada día más, por lo que si nos ponemos a observar, los costos de operación de las plantas aumentan considerablemente, puesto que necesitamos vapor para desolventizar el aceite y éste lo conseguimos quemando combustible en una caldera. Por ello se hizo este estudio el cual nos ayudará a abatir los costos excesivos de operación, aprovechando el calor que ya no ocupamos del mismo proceso y que actualmente lo estamos desperdiciando -por decirlo de alguna manera-, como son los vapores del Desolventizador Tostador que se condensan actualmente en un intercambiador de calor, que es enfriado por agua proveniente de una torre de enfriamiento. En otras palabras, se estudiará la manera de transformar el sistema de evaporación actual que es de un solo evaporador a un sistema de doble evaporador.

En los estudios realizados, se encontró que una planta que trabaja con un sistema con doble evaporador, puede tener mucho más rango para la operación del equipo, lo cual nos ayuda grandemente a abatir costos, pues los ahorros indirectos se incrementan notablemente, como es el caso de ahorro de hexano, que es uno de los parámetros que más repercuten en los costos del producto terminado. Por ejemplo, en la mayoría de los sistemas de evaporación simple, se tienen estándares que varían de 9 a 15 litros de hexano por tonelada de semilla molida, mientras que en un sistema con doble evaporador se tienen estándares entre 3 a 7 litros de hexano por tonelada de semilla molida (Ref. 4), presentando un ahorro con respecto al sistema de un solo evaporador, que puede variar desde 0.5 a 2.0 litros de hexano por tonelada de semilla molida, tan solo por el hecho de tener un mejor control del proceso. Es indiscutible que el equipo de condensación -principalmente-, debe de encontrarse en perfectas condiciones para poder lograr los estándares arriba mencionados.

Para poder hacer nuestro estudio, es necesario hacer un listado de lo que más comunmente se tiene en una planta de solventes de un solo evaporador y lo que se necesitaría para un sistema de evaporación con doble evaporador, por lo que a continuación se enumeran las partes principales de estos dos sistemas, basándonos para este análisis en la figura número 1 y en la figura número 2.

SISTEMA ACTUAL
(sistema evaporador I)

Cantidad	Descripción
1	D.T.
2	Condensador
1	Eyector
1	Tanq. Decan.
1	Tanq. agua usada
1	Evaporador
1	Bomba cent.

SISTEMA PROPUESTO
(sistema evaporador II)

Cantidad	Descripción
1	D.T.
2	Condensador
1	Eyector
1	Tanq. Decan.
1	Tanq. agua usada
2	Evaporador
2	Bomba cent.

En el molino en donde se realizó este estudio se cuenta con un intercambiador de placas, que lo llamaremos A.P.V., por lo que en este trabajo se incluye este equipo, ya que nos permite mayor ahorro de energía. También se cuenta con un eyector de vapor que será instalado en el evaporador de primer evaporador, por lo que no se incrementa el costo de este proyecto por estos conceptos.

Para poder entrar en detalle es conveniente aclarar que el sistema actual de desolventizado de aceite, se dejará exactamente de la misma manera en que se encuentra. Esto es porque en arranques de planta, no se cuenta con vapores del D.T. y es necesario contar con el sistema tal como está diseñado, por otro lado en caso de tener alguna falla el nuevo sistema, se podrá derivar éste, retornando al sistema original sin afectar directamente a la producción.

Resumiendo un poco. Se instalará un evaporador nuevo que funcionará como primer evaporador y el actual, se

considerará como el segundo evaporador. Para tener una idea más clara, se listará enseguida, la serie de equipos que realmente necesitaremos en el nuevo diseño:

Evaporador I
Codos de 90
Válvulas de compuerta
Aislante para tubería
Aislante para equipo
Bomba centrífuga con motor
Controlador de nivel
Varios (pintura, accesorios eléctricos, etc.).

Para saber las dimensiones de los equipos, nos basaremos en los balances de materia y energía, los cuales se explican en el capítulo III.

CAPITULO II

G E N E R A L I D A D E S

Uno de los procesos de mayor antigüedad es el de la extracción de aceite, pues según escrituras, desde hace 5000 años, los chinos practicaban básicamente los mismos principios actuales, como reducir las semillas, acondicionar las partículas de las mismas con temperatura y prensar para hacer la extracción de aceite. Hoy en día se vienen utilizando los mismos principios, sin embargo con los grandes avances tecnológicos, se destaca el proceso evolutivo de las plantas de solventes en los últimos años (Ref. 1).

Los tres procesos más comúnmente empleados son prensado hidráulico, prensas continuas o "expellers" y extracción por solventes.

Las prensas hidráulicas han sido reemplazadas por prensas continuas siendo las más conocidas los expeller Anderson y los expellers French. Estos expellers, han tenido una introducción en todo el mundo y son utilizados en la extracción en la mayoría de las semillas oleaginosas. En la actualidad estas máquinas conservan el mismo principio de extracción, han sido modificadas ligeramente, para hacer un pre-prensado y extracción por solventes, conociéndose este proceso como "pre-prensado y extracción por solventes".

Las plantas de extracción por solventes, son de dos tipos:

- a).- Pre-prensado y Extracción por Solventes.
- b).- Extracción Directa.

El primer proceso conocido de extracción por solventes, tuvo su origen en Europa en el año de 1870, el cual se hacía por lotes o batch. Estas plantas no tuvieron mucho desarrollo, sobre todo por el exceso de mano de obra en su operación. Fue hasta después de la Segunda Guerra Mundial cuando se desarrolló el primer proceso continuo de extracción por solventes, siendo introducido en México en los años cuarentas.

Las plantas de extracción continua por su bajo costo de operación y alta eficiencia, tanto de extracción como de capacidad, son las principalmente usadas en la industria moderna para la extracción de aceites.

En la mayoría de las plantas de extracción por solventes podemos considerar las siguientes operaciones:

- a).- Extracción
- b).- Desolventizado y Tostado de Pasta
- c).- Desolventizado de Aceite
- d).- Sistema de Recuperación de Solvente
- e).- Sistema de Seguridad y Protección contra incendios.

En el presente trabajo, solo se tratarán los incisos b y c, pues éste es el objetivo principal.

EXTRACCION

El proceso de extracción se lleva a cabo en el extractor y el funcionamiento de éste podemos definirlo de acuerdo a sus tres principales funciones (Ref. 4).

- 1.- Retención de un gran volumen de sólidos en un período de tiempo que puede oscilar entre 30 minutos a 2 horas.
- 2.- El más eficiente posible contacto de la gran masa de sólidos con la circulación del líquido.
- 3.- La más efectiva separación posible de líquido y sólido.

Las corrientes de entrada a un extractor son: la pasta que proviene de los expellers y el hexano que hará la extracción de aceite que contiene dicha pasta. Las corrientes de salida del extractor de cualquier tipo son dos: pasta con hexano al Desolventizador Tostador y miscela completa al sistema de evaporación.

DESOLVENTIZADO Y TOSTADO DE PASTA

Este es un sistema de evaporación diseñado para transferir calor indirecto, calor directo o la combinación de los dos. A este equipo se le conoce con el nombre de Desolventizador Tostador, que para simplificar su identificación le llamaremos "D.T." como será llamado en lo sucesivo.

Anteriormente se dijo que en el extractor se tienen dos corrientes: una la del solvente con el aceite extraído que por nomenclatura será llamado de aquí en lo sucesivo "miscela completa" y será tratado más adelante. Por otra parte sale la pasta con solvente llamada comunmente "marc", por lo que lo llamaremos así. Este marc, contiene por lo general 35 % de hexano, 8 % de humedad, 1 % de aceite y el 56 % sólidos.

El D.T. cuenta por lo general de 7 secciones denominadas vasos, formando una columna, uno arriba de otro y cada vaso consta de un plato enchaquetado llamado fondo y un anillo cilíndrico también enchaquetado denominado anillo. Las chaquetas tanto en el fondo como en el anillo están sujetas a presión de vapor, para transmitir calor indirecto a el marc que está siendo tratado. La primera de estas unidades fué diseñada por la Compañía French en 1950 para una Compañía procesadora de soya, desarrollándose sobre el mismo principio y en la actualidad hay unidades D.T. trabajando para plantas con capacidad hasta de 4000 toneladas por día.

El proceso de desolventizado ocurre principalmente en los primeros dos vasos del D.T., donde es inyectado vapor indirecto y vapor directo, este último ayuda a incrementar más rápidamente la temperatura y a su vez, arrastra los vapores de hexano, llevándose los a un sistema de condensación, para posteriormente ser decantado, separando el agua y utilizando el hexano nuevamente. La temperatura de estos vapores varía entre 65 grados C a 75 grados C.

En el tercer, cuarto y quinto vaso, el proceso de Desolventizado se lleva en su parte final, asegurándose con ello que la pasta quede libre de solvente y lo que principalmente ocurre aquí es el secado y tostado de la pasta, para salir con una humedad de 13 % aproximadamente cuando la pasta es de semilla de soya.

DESOLVENTIZADO DEL ACEITE

Como se dijo anteriormente, una vez terminado el proceso de extracción en el interior del extractor, la miscela completa; que es una mezcla de aproximadamente 25 % de aceite y el 75 % de hexano, pasa a desolventizarse. Debido a que los componentes de la miscela completa conservan sus propiedades físicas y químicas, la separación del aceite del hexano, se hace por medio de un sistema de 2 fases de evaporación, el primero consiste en un evaporador, donde es inyectado vapor indirecto para concentrar la miscela completa, llamándosele a esta nueva mezcla rica en aceite, "miscela". El segundo paso consiste en pasar la miscela a un stripper, en donde es inyectado vapor indirecto y vapor vivo recalentado para separar los rastros de hexano contenido en el aceite.

Normalmente en una planta de solventes, puede ser de dos principales diseños de evaporación. El primero consiste en un sistema de evaporación con un simple evaporador o llamo también evaporador principal. El cual consiste en un evaporador vertical en donde la evaporación es del tipo de película ascendente, puesto que por el interior de los tubos va fluyendo la miscela completa y por exterior se proporciona calor indirecto, proveniente de los vapores de una caldera. El flujo de la miscela completa, cuando ha llegado a la parte superior del evaporador, descarga a un separador ciclónico, sometido a vacío que puede variar entre 12 a 15 " de Hg. Donde al ser expandido el flujo de la miscela completa, ocurre un flasheo, de tal forma que los vapores de hexano separados son arrastrados por la parte de arriba y llevados a un sistema de condensación, donde ocurre un intercambio de calor entre los vapores de hexano y el flujo de agua fría proveniente de la torre de enfriamiento que absorbe el calor de hexano, el cual va condensando y cayendo directamente a un tanque decantador, de donde será nuevamente utilizado en el proceso de extracción. La

miscela cae al fondo del séparador ciclónico por gravedad, teniendo un promedio general de un 95 % de aceite y 5 % de hexano. Esta miscela es pasada a un stripper, en donde se le inyecta vapor seco a contra corriente para lograr la separación total del hexano y aceite. Los vapores del stripper, se llevan a otro sistema de condensación para finalmente ser depositados en el tanque de separación. El aceite pasa pues libre de hexano a los tanques de aceite para su refinación. En la figura número 1, se puede apreciar la parte principal de este sistema de un solo evaporador.

El segundo sistema de evaporación consiste en aprovechar los vapores provenientes del D.T., para una primera fase de evaporación, en donde los vapores de agua y hexano, intercambian su calor en un evaporador vertical denominado evaporador I, para con ello tener una primera evaporación de la miscela completa, pasando del 25 % en peso de aceite al 60 %. En este sistema tenemos dos efectos importantes, el primero es que los vapores saliendo del D.T., ceden parte de su calor, lo que ayuda a condensarse parcialmente, y el segundo es que la miscela queda más concentrada. Para que al igual que en el primer caso de evaporación, esta miscela pase a otro evaporador vertical denominado evaporador II y es aquí donde se concentra la miscela del 60 % al 95 % y sigue el proceso exactamente igual como el narrado anteriormente, nada más que en este sistema existe un ahorro de energía bastante considerable. En la figura número 2 puede apreciarse mucho mejor este sistema. Se puede asegurar que los condensados del primer evaporador, se encuentran libres de agua, por lo que se pueden pasar directamente al lado en donde esta el hexano decantado en el tanque decantador, por lo que este sistema trabaja con mucho más capacidad y eficiencia.

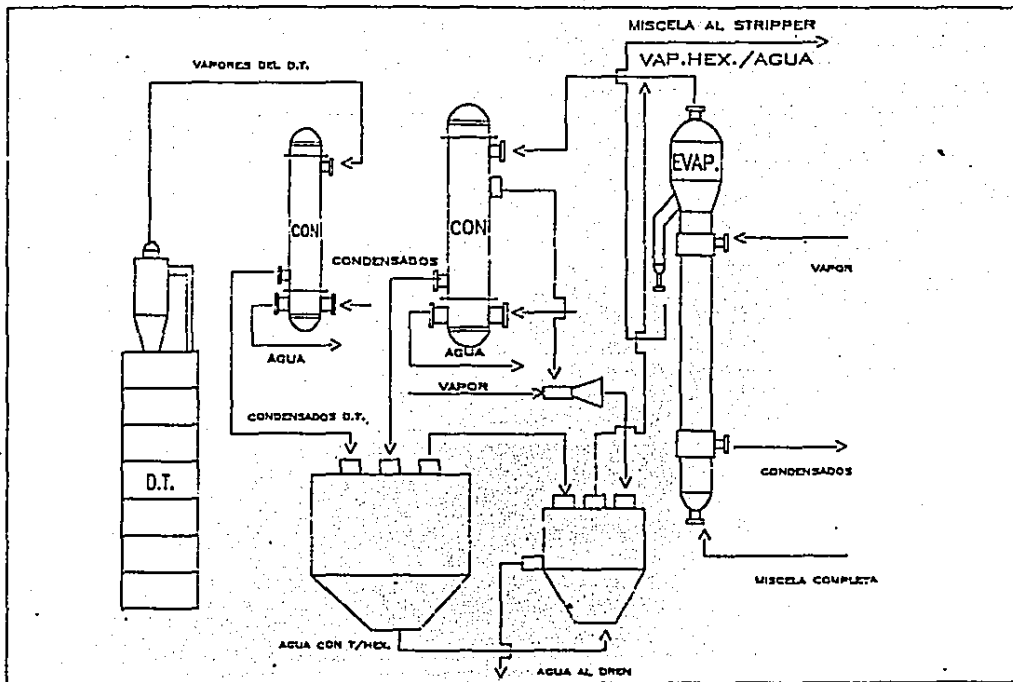


DIAGRAMA DE FLUJO ACTUAL
FIG. 1

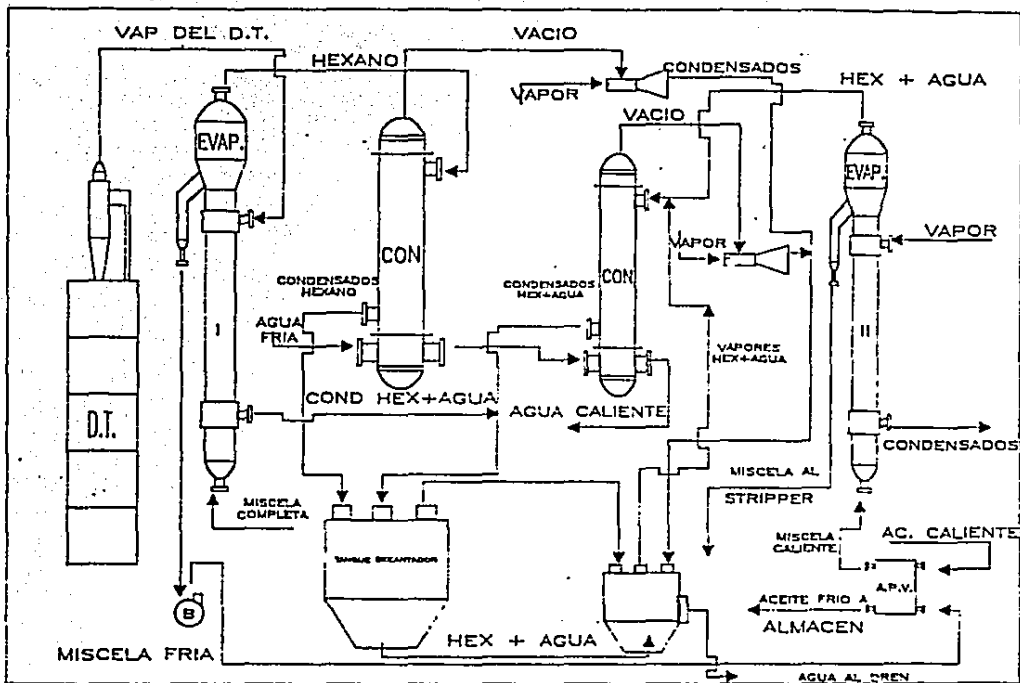


DIAGRAMA DE FLUJO PROPUESTO
FIG. 2

CAPITULO III

MODELO MATEMATICO DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

Para poder calcular las dimensiones del equipo, es necesario hacer un balance de materia y energía para cada uno de los equipos. Si consideramos estado estacionario, adiabático para cada equipo y a cada equipo como sistema aislado de otro, y hacemos primero un balance de materia para después calcular la energía consumida o la energía que nos puede proporcionar un sistema, tendremos que en los balances de materia:

$$\text{ENTRADAS} = \text{SALIDAS} + \text{ACUMULACION} + \text{PERDIDAS}$$

Como anteriormente se consideró estado estacionario tenemos:

$$\text{ENTRADAS} = \text{SALIDAS}$$

Y para el balance de energía se utilizó la ecuación matemática de la primera ley de la termodinámica para procesos de flujo en estado estacionario uniforme (Ref. 12).

$$\Delta H + \frac{A u^2}{2 g c} + \frac{g A z}{g c} = Q - W_s$$

Como los valores de energía cinética y potencial son muy pequeños comparados con los de entalpia, se consideran cero; además de que no se ejerce ningún trabajo. La ecuación anterior nos queda:

$$\Delta H = Q$$

En donde el ΔH está referido a los componentes de entrada y salida para un equipo en particular.

A continuación se proporcionan una serie de datos

obtenidos para la semilla de soya, los cuales fueron obtenidos por análisis en el laboratorio. La producción se considera de 400 Ton/h de semilla molida.

DATOS:

	Unidad	
Semilla Molienda	Ton/h	SOYA 16.667
Rendimientos:		
Fibra	%	75.00
Aceite	%	19.00
Aceite en pasta	%	14.00
Agua en pasta de expellers	%	8.00
Agua en pasta final	%	13.00
Conc. miscela completa	%	25.00
Conc. miscela de Evaporador I	%	60.00
Conc. miscela de Evaporador II	%	95.00
Relación hexano/pasta	-	1:1
Temp. Gases D.T.	C	75.00

BALANCE DE MATERIA EXTRACCION MECANICA

I MOLINO

Datos:	%	concepto	cantidad	unidad
SEMILLA				
Entrada	75.00	fibra	12.500	Ton/h
A	19.50	aceite	3.250	Ton/h
	5.50	basura	0.917	Ton/h
	100.00	TOTAL	16.667	Ton/h
BASURA				
SALIDA	100.00	basura	0.917	Ton/h
B				
ACEITE				
	100.00	aceite	C	Ton/h
C				

PASTA				
----->	14.00	aceite	y	Ton/h
D	86.00	fibra	12.500	Ton/h
	100.00	TOTAL	D	Ton/h

BALANCE GENERAL DEL MOLINO

Entradas = Salidas

$$A = B + C + D \text{ ----->} 16.667 = 0.917 + C + D$$

Balance para basura Balance para aceite

$$B = 0.917 \text{ Ton/h} \qquad \qquad \qquad 3.250 = C + 0.14 D$$

$$C = 16.667 - 0.917 - D$$

$$C = 15.750 - D$$

$$3.250 = 0.14 D + 15.750 - D$$

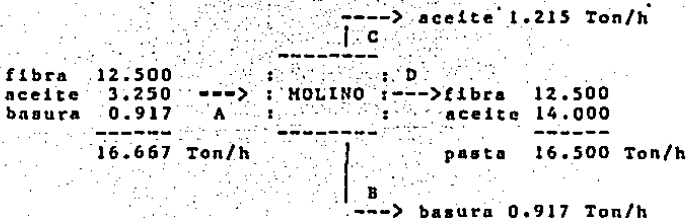
$$C = 5.750 + 14.535 D = (3.250 - 15.750) / (0.14 - 1)$$

$$C = 1.215 \text{ Ton/h} \qquad \qquad \qquad D = 14.535 \text{ Ton/h}$$

$$\text{aceite} = 0.14 D = 2.035 \text{ Ton/h}$$

$$3.250 = 1.215 + y$$

$$y = 2.035 \text{ Ton/h}$$



II EXTRACTOR

Datos:	X	concepto	cantidad	unidad
ENTRADA				
HEXANO				
A	100.00	hexano	A	Ton/h
PASTA				
B	14.00	aceite	2.035	Ton/h
	86.00	fibra	12.500	Ton/h
	100.00	TOTAL	14.535	Ton/h
SALIDA				
MISCELA COMPLETA				
C	25.00	aceite	2.035	Ton/h
	75.00	hexano	z	Ton/h
	100.00	TOTAL	C	Ton/h
HARC				
D	y	fibra	12.500	Ton/h
	x	hexano	w	Ton/h
	100.00	TOTAL	D	Ton/h

BALANCE GENERAL DEL EXTRACTOR

$$A + B = C + D$$

Como la relación de hexano/pasta es uno a uno, tenemos:

$$A = B$$

$$A = 14.535 \text{ Tn/h}$$

Balances parciales

hexano:

$$14.535 = 0.75 C + x D$$

aceite

$$2.035 = 0.25 C$$

$$C = 8.14 \text{ Ton/h}$$

hexano en miscela completa

$$z = 0.75 * C = 0.75 * 8.14$$

$$z = 6.105$$

hexano en marc:

$$14.535 - 6.105 = w = 8.43$$

$$D = w + 12.500$$

$$D = 8.43 + 12.500$$

$$D = 20.93 \text{ Tn/h}$$

Y como $w = x D$, tenemos que:

$$x + y = 100 \%$$

$$x = 8.43/20.93 * 100$$

$$x = 40.28 \%$$

$$y = 100 - 40.28$$

$$y = 59.72 \%$$

Comprobando:

$$14.535 = 0.75 * 8.14 + 0.4028 * 20.93$$

$$14.535 = 14.535$$

hexano 14.535 Ton/h	: EX - :-->	aceite 2.035
A	: TRAC-:	hexano 6.105
----->	: TOR :	-----
fibra 12.500 B	: misc.completa	8.140 Ton/h
aceite 2.035 ----->	:	:
pasta -----	:	:
14.535 Ton/	: D	-----> fibra 12.500
		hexano 8.430

		marc 20.930 Ton/h

III DESOLVENTIZADOR TOSTADOR

Datos:	X	concepto	cantidad	unidad
MARC				
ENTRADA----->	59.72	fibra	12.500	Ton/h
A	40.28	hexano	8.430	Ton/h
	100.00	TOTAL	20.930	Ton/h
AGUA				
----->	100.00	agua	B	Ton/h
B				
VAP. SCRUBBER				
SALIDA----->	x	hexano	8.430	Ton/h
C	y	agua	z	Ton/h
	100.00	TOTAL	C	Ton/h
PASTA				
----->	p	fibra	12.500	Ton/h
D	13.00	agua	q	Ton/h
	100.00	TOTAL	D	Ton/h

BALANCE GENERAL DEL D.T.

$$A + B = C + D$$

En el apéndice A encontramos para una temperatura de vapores hexano-agua a 75 C, la siguiente relación:

$$\frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg hexano}} = 0.1765$$

en el scrubber tenemos:

$$z = 0.1765 * \text{hexano}$$

$$z = 8.430 * 0.1765$$

$$z = 1.488 \text{ Ton/h}$$

Por lo tanto:

$$C = \text{hexano} + z = 8.430 + 1.488$$

$$C = 9.918 \text{ Ton/h}$$

Por lo que :

$$x = 85.00 \% \quad e \quad y = 15.00 \%$$

Balances parciales:

$$B = 0.15 C + 0.13 D$$

Y substituyendo en la ecuación de balance general tenemos:

$$20.930 + B = 9.918 + D$$

Resolviendo estas dos últimas ecuaciones tendremos que:

$$B = 3.356 \text{ Ton/h}$$

$$D = 14.368 \text{ Ton/h}$$

Para el cálculo de p tendremos:

$$p + 13.00 \% = 100 \% \quad \text{---->} \quad p = 87.00 \%$$

$$\text{Y como } q = 0.13 D \quad \text{---->} \quad q = 1.868 \text{ Ton/h}$$

		C		
fibra 12.500	A	:	----->	hexano 8.430
hexano 8.430	----->	:	D.T.	agua 1.488
marc 20.930 Ton/h	:	:	:	vapores D.T. 9.918 Ton/h
	B	:	D	
agua 3.356 Ton/h	----->	:	:	fibra 12.500
	:	:	:	agua 1.868
				pasta 14.368 Ton/h

IV EVAPORADOR I

Datos:	%	concepto	cantidad	unidad
MISCELA COMPLETA				
ENTRADA----->	25.00	aceite	2.035	Ton/h
A	75.00	hexano	6.105	Ton/h
	100.00	TOTAL	8.140	Ton/h

	Z	concepto	cantidad	unidad
HEXANO				
SALIDAS----->	100.00	hexano	B	Ton/h
B				
miscela				
----->	60.00	aceite	2.035	Ton/h
C	40.00	hexano	x	Ton/h
	100.00	TOTAL	C	Ton/h

BALANCE GENERAL EVAPORADOR I

$$A = B + C$$

Balances parciales:

$$\text{hexano:} \quad 6.105 = B + 0.4 C$$

$$\text{aceite:} \quad 2.035 = 0.6 C$$

$$C = 3.391 \text{ Ton/h}$$

En donde

$$x = 0.4 C$$

$$x = 0.4 * 3.391 = 1.356 \text{ Ton/h}$$

Y

$$B = 6.105 - 0.4 * 3.391$$

$$B = 4.749 \text{ Ton/h}$$

aceite 2.035	A	:	----->	hexano 4.748	Ton/h
hexano 6.105	----->	EVAPORA	:		
		:		C	
8.140 Ton/h	:	DOR	----->	aceite 2.035	
	:		:	1.356	
	:	I	:	-----	
				3.391	Ton/h

V EVAPORADOR

Datos:	%	concepto	cantidad	unidad
MISCELA COMPLETA				
ENTRADA----->	60.00	aceite	2.035	Ton/h
A	40.00	hexano	1.356	Ton/h
	100.00	TOTAL	3.391	Ton/h
HEXANO				
SALIDAS----->	100.00	hexano	B	Ton/h
B				
MISCELA				
----->	95.00	aceite	2.035	Ton/h
C	5.00	hexano	x	Ton/h
	100.00	TOTAL	C	Ton/h

BALANCE GENERAL EVAPORADOR II

$$A = B + C$$

Balances parciales:

hexano: $1.356 = B + 0.05 C$

aceite: $2.035 = 0.95 C$

$$C = 2.142 \text{ Ton/h}$$

En donde

$$x = 0.05 C$$

$$x = 0.05 * 2.142 = 0.107 \text{ Ton/h}$$

Y

$$B = 1.356 - 0.05 * 2.142$$

$$B = 1.249 \text{ Ton/h}$$

aceite 2.035	A	:	-----	B	:	----->	hexano 1.249	Ton/h
hexano 1.356	----	>	:	EVAPORA	:			
			:		:	-----		
3.391	Ton/h		:	DOR	:	----->	aceite 2.035	
			:		:		0.107	
			:	II	:	-----		
			:		:		2.142	Ton/h

Los balances de los condensadores, no es necesario ejemplificarlo puesto que:

ENTRADAS - SALIDAS

Como los cálculos se vuelven rutinarios, se utilizó una hoja electrónica para facilitar esta tarea. Asimismo, se aprovechó dicha hoja para efectuar el balance de energía con la ecuación de la primera ley de la termodinámica para procesos de flujo en estado estacionario uniforme, mencionada anteriormente.

BALANCE DE ENERGIA

Con los balances de materia que se efectuaron, se realizó el balance de energía a partir del Evaporador I, de la manera siguiente:

I CALOR PROPORCIONADO POR LOS VAPORES DEL D.T. EN EL EVAPORADOR I

Datos: X concepto cantidad unidad

. VAP. SCRUBBER				
ENTRADA----->	85.00	hexano	8.430	Ton/h
[T = 75 C]	15.00	agua	1.488	Ton/h
	100.00	TOTAL	9.918	Ton/h
COND. SCRUBBER				
SALIDA----->	85.00	hexano	8.430	Ton/h
[T = 69 C]	15.00	agua	1.488	Ton/h
	100.00	TOTAL	9.918	Ton/h

La temperatura de salida de la miscela completa en el extractor es de 45 C y la temperatura de ebullición a 15 " Hg de vacío, según el apéndice C es 53 C. Como el Evaporador es un sistema continuo y guarda estado estacionario; por lo que está en equilibrio, y lo más probable es que la temperatura del hexano a la salida sea de 53 C. Con los datos anteriores y leyendo las entalpías en el apéndice B tenemos:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = m_{\text{aceite}}(H_{2\text{aceite}} - H_{1\text{aceite}})_{\text{liq}} + m_{\text{hexano}}(H_{2\text{hexano}} - H_{1\text{hexano}})_{\text{liq}} + m_{\text{hexano}} \text{ vapor} * \Delta H_{\text{evaporación}}$$

$$Q = 2305*(24.51-20.71) \text{ Kg/h} * \text{Kcal/Kg} + 6105*(41.94-38.93) \text{ Kg/h} * \text{Kcal/Kg} + 4749*(118.78-38.93) \text{ Kg/h} * \text{Kcal/Kg}$$

$$Q = 405\ 317 \text{ Kcal/h}$$

O sea que necesitamos 405 317 Kcal/h para concentrar la miscela completa del 25 % al 60 %. Para saber la relación de que cantidad de calor aprovecharemos de los vapores del D.T., haremos lo siguiente:

$$\begin{array}{r} Q_{\text{evps I}} \\ \hline Q_{\text{d.t.}} \end{array} * 100$$

$$\begin{array}{r} 405\ 317 \\ \hline 1\ 528\ 210 \end{array} * 100 = 26,52 \%$$

Esto quiere decir que solo estaremos aprovechando el 26.52 % del calor total de los vapores del D.T.

Como dijimos anteriormente, tanto el análisis de materia como el balance de energía, se vuelven muy rutinarios, por los que se decidió hacer un modelo matemático para cada uno de los equipos, para los dos balances en cuestión. A continuación se proporcionan dichos modelos que serán efectuados por una hoja electrónica.

MODELO MATEMATICO DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA EVAPORACION

* Calor proporcionado por los vapores del D.T.

$$Q = mH_{hex}(H_{hex liq} - H_{hex vap}) + m_{agua}(H_{agua liq} - H_{agua vap})$$

* Calor necesario para concentrar la mezcla completa, de un porcentaje X a otro Y en un evaporador.

$$Q = m_{aceite}(H_{2ace} - H_{1ace}) + m_{hex}(H_{2hexliq} - H_{1hexliq}) + m_{hexano} \text{ evap} * AH_{vap}$$

* Diferencia útil de temperaturas en un evaporador. (Ref. 9)

$$ATG_{til} = T_{condensados} - T_{ebullición \text{ de la solución}}$$

* Cálculo del área en un evaporador. (Ref. 9)

$$A = Q / (U ATG_{til})$$

en donde:

$$U = 260 \text{ Kcal}/(h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}) \text{ para el evaporador I} \text{ (Ref. 11)}$$

$$U = 113 \text{ Kcal}/(h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}) \text{ para el evaporador II y para el evaporador principal. (Ref. 11)}$$

* Calor necesario quitar en un condensador

$$Q = m_{hexano} * AH_{condensación}$$

* Diferencia media logarítmica de Temperaturas. (Ref. 7)

$$ATm = (T_1 - t_2) - (T_2 - t_1) / (\ln((T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)))$$

* Área de intercambio de calor necesaria en condensador. (Ref. 7)

$$A = Q / (U ATm)$$

en donde

$U = 730 \text{ Kcal}/(\text{h m}^2 \text{ C})$ para el condensador del evaporador I
(Ref. 11)

$U = 365 \text{ Kcal}/(\text{h m}^2 \text{ C})$ para el condensador del evaporador II y para el condensador principal.
(Ref. 11)

* Cantidad de agua necesaria para enfriar en el condensador.
(Ref. 6)

$$m = Q / (Cp_{\text{agua}} * (\text{Temperatura salida} - \text{Temperatura entrada}))$$

en donde Cp del agua se considera igual a $1 \text{ Kcal}/\text{Kg C}$
(Ref. 3)

* Calor necesario para calentar la miscela en el intercambiador de placas A.P.V.

$$Q = m_{\text{hex}}(H2_{\text{hexliq}} - H1_{\text{hexliq}}) + m_{\text{aceite}}(H2_{\text{aceite}} - H1_{\text{aceite}})$$

* Calor proporcionado por el aceite proveniente del stripper en el intercambiador de placas A.P.V.

$$Q = m_{\text{aceite}} (H2_{\text{aceite}} - H1_{\text{aceite}})$$

NOMENCLATURA

Q = Calor en Kcal/h

m = Gasto másico en Kg/h

H1 = Entalpia a temperatura de entrada en Kcal/Kg

H2 = Entalpia a temperatura de salida en Kcal/Kg

T1 = Temperatura de entrada en grados C

T2 = Temperatura de salida en grados C

A = Area en m^2

Para determinar el costo de vapor se calculó como sigue:

BASE 200 000 Kg vapor / día

DATOS:

Costos:

Agua = \$ 145 / m³
Combustoleo \$ 42 870 / m³
Tratamiento Químico \$ 22 600 / día

Consumos:

Combustoleo = 17 m³ / día

Consideraciones:

1 Kg agua = 1 Kg de vapor
No existe retorno de condensados
No se hacen purgas
Densidad del agua 1 Kg / l

Cálculos:

Agua:

200 000 Kgagua/día * 1 l/Kg * 1 m³/1000 l * .145 \$/m³
= \$ 29 000 / día

Combustible:

17 m³/día * 42 870 \$/m³ = \$ 728 790 / día

\$ vapor/día = 29 000 + 728 790 + 22 600 =

= \$ 728 390 / día

\$ 728 390/día * 1 día/200 000 Kg vapor =

\$ 3.9020 / Kg vapor

Este cálculo del costo de vapor nos servirá para el análisis de costos que se hará más adelante.

CAPITULO IV

BALANCE DE EVAPORACION CALCULADO POR UNA HOJA ELECTRONICA

Molino: XXXX

E N E R G I A

EQUIPO	ENTRADA	SALIDA
D.T.		
Temperatura marc C	45	100
Temperatura hexano vapor C	*****	75
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	*****	41.94
hexano vapor	*****	121.3
Temperatura vapor saturado	175	*****
Entalpias en Kcal/kg		
agua liquida	176.9	*****
agua vapor	662.1	*****

EVAPORADOR I

Temperatura miscela C	45	53
Entalpias en Kcal/kg		
aceite	20.71	24.51
hexano liquido	24.38	28.96
hexano vapor	109.1	112.3
Temperatura hexano vapor C	75	69
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	41.94	38.33
hexano vapor	121.3	118.78
agua liquida	74.94	68.93
agua vapor	629.3	626.88

CONDENSADOR I

Temperatura hexano C	53	53
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	*****	28.96
hexano vapor	112.3	*****
Temperatura agua	30	35

A.P.V.

M A T E R I A

SEMILLA	SOYA
Moltonda Ton/h	16.667
Residuos:	
fibra	75.00%
aceite	19.50%
aceite planta solventes	14.00%
agua en pasta expellers	8.00%
agua en pasta final	13.00%
conc. miscela completa	25.00%
conc. miscela EVAP I	60.00%
conc. miscela EVAP II	95.00%
hexano/pasta en extractor	100.00%
agua/hexano del scrubber	17.65%
efici. vapores scrubber	100.00%

EQUIPO

EXTRACTOR

EQUIPO	MATERIA	Ton/h	%
ENTRADA	fibra	12.500	86.00
pasta	aceite	2.035	14.00
		14.535	100.00
	hexano	14.535	100.00
SALIDA	miscela completa	2.035	25.00
	hexano	6.105	75.00
		8.140	100.00
	marc	12.500	59.72
	hexano	8.430	40.28
		20.930	100.00

—D.T.

Temperatura miscela	53	63
Entalpias en Kcal/kg		
aceite	24.51	29.32
hexano liquido	28.96	34.78
hexano vapor	112.3	116.3
Temperatura aceite stripier	100	53
Entalpias en Kal/kg		
aceite	47.64	24.51

EVAPORADOR II

Temperatura miscela C	63	95
Entalpias en Kcal/kg		
aceite	29.32	45.11
hexano liquido	34.78	54.31
hexano vapor	116.3	129.7

Temperatura vapor de agua	133	133
Entalpias en Kcal/kg		
agua liquido	*****133.46	
agua vapor	*****650.2	

CONDENSADOR II

Temperatura hexano C	95	95
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	*****129.7	
hexano vapor	54.31	*****
Temperatura agua	30	35

ENTRADA

marc	fibra	12.500	59.72
	hexano	8.430	40.28
		<hr/>	
		20.930	100.00

Vapor de la caldera	vapor	3.356	100.00
---------------------	-------	-------	--------

SALIDA

vapores	hexano	8.430	85.00
	agua	1.488	15.00
		<hr/>	
		9.918	100.00
Calor proporcionado por vapores en Kcal/h			-1533112

pasta final	fibra	12.500	87.00
	agua	1.868	13.00
		<hr/>	
		14.368	100.00

EVAPORADOR I

ENTRADA

miscela completa	aceite	2.035	25.00
	hexano	6.105	75.00
		<hr/>	
		8.140	100.00

SALIDA

miscela	aceite	2.035	60.00
	hexano	1.357	40.00
		<hr/>	
		3.391	100.00
vapor	hexano	4.748	100.00

Calor para conc. del 20% al 60% en Kcal/h	431395
Relación de calor en el evap. I	28.14%
Diferencia Gril de temperaturas C	16
Area del equipo en m ²	104

CONDENSADOR DEL EVAP I

ENTRADA

vapor	hexano	4.748	100.00
-------	--------	-------	--------

SALIDA

liquido	hexano	4.748	100.00
---------	--------	-------	--------

Calor por remover en Kcal/h	395703
Diferencia media logarítmica de temperaturas en grados C	20.398
Área del condensador en m ²	27
Agua para remover este calor en Kg/h	79141

—A.P.V.

ENTRADA			
miscela	aceite	2.035	60.00
	hexano	1.357	40.00
		<hr/>	
		3.391	100.00
SALIDA			
miscela	aceite	2.035	60.00
	hexano	1.357	40.00
		<hr/>	
		3.391	100.00
Calor para calentar la miscela en Kcal/h			15608
Calor proporcionado por el aceite en Kcal/h			-47067
Relación de calor en el A.P.V.			33.16%

—EVAPORADOR II

ENTRADA			
miscela	aceite	2.035	60.00
	hexano	1.357	40.00
		<hr/>	
		3.391	100.00
SALIDA			
miscela	aceite	2.035	95.00
	hexano	0.107	5.00
		<hr/>	
		2.142	100.00
vapor	hexano	1.249	100.00
Calor para conc. del 60% al 95% en Kcal/h			128422
Diferencia útil de temperaturas C			38.00
Área del equipo en m ²			30

—CONDENSADOR DEL EVAP II

ENTRADA

vapor	hexano	1.249	100.00
-------	--------	-------	--------

SALIDA			
líquido	hexano	1.249	100.00

Calor por remover en Kcal/h	104132
Diferencia media logarítmica	
temperaturas en grados C	62.467
Área del condensador en m ²	5
Agua para remover este calor en Kg/h	20326

PROCESO DE EVAPORACION ACTUAL

-----EVAPORADOR PRINCIPAL

ENTRADA			
mezcla completa	aceite	2.035	25.00
	hexano	6.105	75.00
		8.140	100.00

SALIDA			
mezcla	aceite	2.035	95.00
	hexano	0.107	5.00
		2.142	100.00

vapor	hexano	5.998	100.00
-------	--------	-------	--------

Calor para conc. del	
20% al 95% en Kcal/h	864026
Diferencia útil de temperaturas C	33.00
Área del equipo en m ²	201

-----CONDENSADOR PRINCIPAL

ENTRADA			
vapor	hexano	5.998	100.00

SALIDA			
líquido	hexano	5.998	100.00

Calor por remover en Kcal/h	452155
Diferencia media logarítmica	
de temperaturas en grados C	62.467
Área del condensador en m ²	20
Agua para remover este calor en Kg/h	90431

BALANCE DE EVAPORACION CALCULADO POR UNA HOJA ELECTRONICA

Molino: XXXX

E N E R G I A

E Q U I P O

D.T.

	ENTRADA	SALIDA
Temperatura marc C	45	100
Temperatura hexano vapor C*****	75	
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	*****	41.94
hexano vapor	*****	121.3
Temperatura vapor saturado	175	*****
Entalpias en Kcal/kg		
agua liquida	176.9	*****
agua vapor	662.1	*****

M A T E R I A

SEMILLA ———>

Molienda Ton/h	CANOLA
Rendimientos:	11.875
fibra	56.50%
aceite	39.80%
aceite planta solventes	18.00%
agua en pasta expellers	8.00%
agua en pasta final	11.00%
conc. miscela completa	25.00%
conc. miscela EVAP I	60.00%
conc. miscela EVAP II	95.00%
hexano/pasta en extractor	100.00%
agua/hexano del scrubber	17.65%
efici. vapores scrubber	100.00%

EVAPORADOR I

	ENTRADA	SALIDA
Temperatura miscela C	45	53
Entalpias en Kcal/kg		
aceite	20.71	24.51
hexano liquido	24.38	28.96
hexano vapor	109.1	112.3
Temperatura hexano vapor C	75	69
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	41.94	38.33
hexano vapor	121.3	118.78
agua liquida	74.94	68.93
agua vapor	629.3	626.88

E Q U I P O

————EXTRACTOR

ENTRADA	MATERIA	Ton/h	%
fibra		6.709	82.00
aceite		1.473	18.00
hexano		8.182	100.00
aceite		1.473	25.00
hexano		4.418	75.00

SALIDA

CONDENSADOR I

	ENTRADA	SALIDA
Temperatura hexano C	53	53
Entalpias en Kcal/kg		
hexano liquido	*****	28.96
hexano vapor	112.3	*****
Temperatura agua	30	35

marc

MATERIA	Ton/h	%
fibra	6.709	64.06
hexano	3.764	35.94
	10.473	100.00

A.P.V.

————D.T.

	ENTRADA	SALIDA
Temperatura miscela	53	63
Entalpias en Kcal/kg		

ENTRADA

MATERIA	Ton/h	%
marc	6.709	64.06

aceite	24.51	29.32
hexano líquido	28.96	34.78
hexano vapor	112.3	116.3
Temperatura aceite stripper	100	53
Entalpías en Kcal/kg aceite	47.64	24.51

EVAPORADOR II

Temperatura miscela C	63	95
Entalpías en Kcal/kg aceite	29.32	45.11
hexano líquido	34.78	54.31
hexano vapor	116.3	129.7
Temperatura vapor de agua	133	133
Entalpías en Kcal/kg agua líquido	*****	133.46
agua vapor	*****	650.2

CONDENSADOR II

Temperatura hexano C	95	95
Entalpías en Kcal/kg hexano líquido	*****	129.7
hexano vapor	54.31	*****
Temperatura agua	30	35

hexano	3.764	35.94	
Vapor de la caldera	10.473	100.00	
vapor	1.493	100.00	
SALIDA vapores	hexano	3.764	85.00
agua	0.664	15.00	
Calor proporcionado por vapores en Kcal/h	4.428	100.00	
pasta final	fibra	6.709	89.00
agua	0.829	11.00	
		7.539	100.00

EVAPORADOR I

ENTRADA			
miscela completa	aceite	1.473	25.00
	hexano	4.418	75.00
SALIDA			
miscela	aceite	1.473	60.00
	hexano	0.932	40.00
		2.455	100.00
vapor	hexano	3.437	100.00

Calor para conc. del 20% al 60% en Kcal/h	312231
Relación de calor en el evap. I	45.622
Diferencia útil de temperaturas C	16
Área del equipo en m ²	75

CONDENSADOR DEL EVAP I

ENTRADA			
vapor	hexano	3.437	100.00
SALIDA			
líquido	hexano	3.437	100.00

Calor por remover en Kcal/h	286399
Diferencia media logarítmica de temperaturas en grados C	20.398
Area del condensador en m ²	19
Aguja para remover este calor en Kg/h	57280

—A.P.V.

ENTRADA			
mezcla	aceite	1.473	60.00
	hexano	0.982	40.00
		2.455	100.00

SALIDA			
mezcla	aceite	1.473	60.00
	hexano	0.982	40.00
		2.455	100.00

Calor para calentar la mezcla en Kcal/h	12904
Calor proporcionado por el aceite en Kcal/h	34066
Relación de calor en el A.P.V.	37.68%

—EVAPORADOR II

ENTRADA			
mezcla	aceite	1.473	60.00
	hexano	0.982	40.00
		2.455	100.00

SALIDA			
mezcla	aceite	1.473	95.00
	hexano	0.078	5.00
		1.550	100.00

vapor	hexano	0.904	100.00
-------	--------	-------	--------

Calor para conc. del 60% al 95% en Kcal/h	92948
Diferencia útil de temperaturas C	38.00
Area del equipo en m ²	22

—CONDENSADOR DEL EVAP II

ENTRADA			
vapor	hexano	0.904	100.00

SALIDA			
Líquido	hexano	0.904	100.00
Calor por remover en Kcal/h			75368
Diferencia media logarítmica			
temperaturas en grados C			62.467
Área del condensador en m ²			3
Agua para remover este calor en Kg/h			15074

PROCESO DE EVAPORACION ACTUAL

—EVAPORADOR PRINCIPAL

ENTRADA			
mezcla completa	aceite	1.473	25.00
	hexano	4.418	75.00
		5.891	100.00
SALIDA			
mezcla	aceite	1.473	95.00
	hexano	0.078	5.00
		1.550	100.00
vapor	hexano	4.341	100.00
Calor para conc. del			
20% al 95% en Kcal/h			625357
Diferencia útil de temperaturas C			38.00
Área del equipo en m ²			146

—CONDENSADOR PRINCIPAL

ENTRADA			
vapor	hexano	4.341	100.00
SALIDA			
Líquido	hexano	4.341	100.00
Calor por remover en Kcal/h			327257
Diferencia media logarítmica			
de temperaturas en grados C			62.467
Área del condensador en m ²			14
Agua para remover este calor en Kg/h			65451

Con los datos obtenidos podemos entonces predecir el costo de los equipos que necesitaremos. Para tal efecto, se cotizó con varios proveedores, el equipo que se necesitará para este proyecto, dándonos lo siguiente:

**PROYECTO ECONOMIZADOR DE VAPOR
PARA MOLINO XXXX
MATERIALES NECESARIOS
(precios a julio 1 de 1987)**

CONCEPTO	UNIDAD	\$ MM/UNIDAD	CANTIDAD	COSTO \$ MM
EVAPORADOR I de 104 m ²	PZA	8 962 500	1	8 926 500
TUBO ACERO INOXIDABLE DIAM 3/4" CAL. 16 BWG	m	15 400	1514	23 391 300
TUBO ACERO AL CARBON DIAM 1.5" CED. 40	m	10 038	130	1 304 940
CODOS DE 90 DIAM 1.5" CED. 40	PZA	12 768	24	306 432
VALVULAS DE COMPUERTA DE 1.5"	PZA	839 300	8	6 714 400
AISLANTE PA- RA TUBERIA DE 1.5" Y ESP. 1.5"	m	6 878	80	550 240
AISLANTE PA- RA EQUIPO DE FIBRA DE VI- DRIO	m ²	233 852	9	2 104 668
BOMBA CENT. CON MOTOR DE 5 H.P.	PZA	2 888 346	1	2 888 346
CONTROLADOR DE NIVEL	PZA	2 435 000	2	4 870 000

CONCEPTO	UNIDAD	\$ MM/UNIDAD	CANTIDAD	COSTO \$ MM
VARIOS (PIN- TURA, ACCE- SORIOS ELEC. ETC.)	--	2 594 885	1	2 594 885

				53 687 711
INSTALACION E IMPREVISTOS 18 Z				9 663 788

				63 351 499

RESUMEN

De acuerdo con los datos obtenidos podemos hacer un resumen comparativo de energía, con los balances obtenidos de las dos semillas pues como se recordara es el objetivo principal. Cabe aclarar que la semilla de canola es una semilla que está teniendo mucha demanda por su gran contenido de aceite, y en el molino donde se efectuó este trabajo, tenfa programado la molienda de esta semilla, es por ello que se incorporó en este estudio. Las cantidades que aparecen entre parentesis, corresponden a valores que son "sin costo", esto quiere decir que es calor aprovechado por los equipos y no vapor vivo de la caldera. La unidad "\$ 000 ps/año" significa miles de pesos por año.

BALANCE DE ENERGIA

	UNIDAD	SOYA	CANOLA
Calidad de vapor	Kcal/Kg	540	540
Eficiencia caldera	%	60	60
ACTUAL			
Evaporador Principal	Kcal/Kg	864026	625357
	Tonvaph	2.667	1.930
TOTAL		2.667	2.667
SISTEMA ECONOMIZADOR			
		COSTOC/(S)	COSTOC/(S)
EVAPORADOR I	Kcal/h	(431395)	(312231)
	Tonvaph	(1.331)	(0.964)
INT. PLACAS A.P.V.	Kcal/h	(15608)	(12904)
	Tonvaph	(0.048)	(0.040)
EVAPORADOR II	Kcal/h	128422	92948
	Tonvaph	0.396	0.287
EYECTOR		0.077	0.077
TOTAL (SIN COSTO)	Tonvaph	(1.379)	(1.004)
TOTAL CON COSTO	Tonvaph	0.473	0.364
AHORRO DE ENERGIA	Tonvaph/h	2.194	1.566
COSTO VAPOR	\$ Ps/Ton	3902	3902
OPERACION POR AÑO	Horas	5360	1416

	UNIDAD	SOYA	CANOLA
AHORRO VAPOR	\$000 Ps/año	45887	8653
AHORRO ESPERADO EN CONSUMO DE HEXANO			
0.5 l/Ton	l/año	44667	8407
COSTO HEXANO	\$/l	244.53	244.53
AHORRO ESPERADO POR HEXANO	\$000 Ps/año	10922	2056
RESUMEN AHORROS			
DIRECTO VAPOR	\$000 Ps/año	45887	86653
INDIRECTO HEXANO	\$000 Ps/año	10922	2056
SUB-TOTAL	\$000 Ps/año	56809	10709
TOTAL AHORROS	\$000 Ps/año	67 518	
INVERSION DE CAPITAL	\$000 Ps	63 352	
TIEMPO DE RECUPERACION CAPITAL.	años	0.938	

Nota: Los precios son a Julio 1 de 1987.

CONCLUSION

Con el aprovechamiento de los vapores del Desolventizador Tostador, transformando el sistema actual de un solo evaporador por el sistema propuesto de evaporación con doble efecto, podemos observar que el ahorro de vapor es evidente, ya que con una inversión inicial de 63 millones de pesos, podemos ahorrar 67 millones de pesos anuales por concepto de combustible quemado en la caldera, esto es si consideramos que los costos de los energéticos se mantienen constantes, lo cual no es cierto, por lo que la recuperación de capital de inversión, se hace en menos tiempo.

En otros molinos de oleaginosas, este ahorro puede ser diferente así como la inversión, por que será necesario realizar un estudio específico para cada caso en particular. Un dato que se puede proporcionar es el costo total del equipo que se necesita y es de 123 millones de pesos (precios a Julio 1 de 1987), teniendo en cuenta las condiciones de operación que se establecieron. Con estos valores podemos darnos idea de lo que se invertirá en una modificación de este proceso.

Otro punto importante en el aprovechamiento de la energía de los vapores del D.T. es el ahorro indirecto de hexano, pues las condiciones de operación del proceso actual son mucho más fuertes que en el sistema propuesto, ya que en los dos condensadores actuales, se está condensando vapores de agua mas hexano, lo que proporciona que la mayor parte del intercambio calorífico, se desperdicia en condensar agua y no hexano que es lo que realmente nos interesa. El hexano al no enfriarse rápidamente, genera presión en el sistema, aumentando por ende las pérdidas por los arretastflamas, uniones, estoperos, etc. Si se recuerda que en un principio se dijo que los estandares para plantas de extracción por solventes con doble evaporador son de entre 3 a 7 litros de hexano por tonelada molida y que los ahorros esperados son de entre 0.5 a 2 litros por tonelada de semilla molida, pues bien, se tomó el limite inferior de ahorro esperado de hexano ya que no depende sólo del sistema propuesto, sino también de cómo se opere el equipo y lo que es más importante, es de que cómo se encuentre el equipo.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Badger y Banchemo
INTRODUCCION A LA INGENIERIA QUIMICA
Mc Graw Hill.- México.- 1981
- (2) Brow
INGENIERIA QUIMICA
Marin.- España.- 1965
- (3) Daniel y Alberty Robert A.
FISICO QUIMICA
C.E.C.S.A..- México.- 1979
- (4) Erickson D./Pryde E./Brekke O./Mounts T./
Falb R.
MANUAL DE PROCESAMIENTO Y UTILIZACION DE
ACEITE DE SOYA
A.A.S..- México.- 1983
- (5) Felder M. Richard/Rousseau Ronald W.
PRINCIPIOS BASICOS DE LOS PROCESOS QUIMICOS
El Manual Moderno S.A..- México.- 1981
- (6) Himmelblau M. David
PRINCIPIOS Y CALCULOS BASICOS DE LA
INGENIERIA QUIMICA
C.E.C.S.A..- México.- 1980
- (7) Holman J. P.
TRANSFERENCIA DE CALOR
C.E.C.S.A..- México.- 1980
- (8) Maron y Prutton
FUNDAMENTOS DE FISICOQUIMICA
LIMUSA.- México.- 1980
- (9) Ocon/Tojo
PROBLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA Tomo I
Aguilar.- España.- 1980
- (10) Perry y Chilton
MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
Mc Graw Hill.- México.- 1982
- (11) Peters Max S./Timmerhaus Klaus D.
PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL
ENGINEERS
Mc Graw Hill.- U.S.A..- 1980

- (12) Smith/ Van Ness
INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN INGENIERIA
QUIMICA
Mc Graw Hill.- México.- 1982
- (13) West Away C. R. & Loomis A. W.
CAMERON HYDRAULIC DATA
Ingensol Rand.- U.S.A.- 1977

APENDICE A

RELACION DE TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS VAPORES DEL
D.T. CONTRA CANTIDAD DE AGUA Y HEXANO
(Ref. 13)

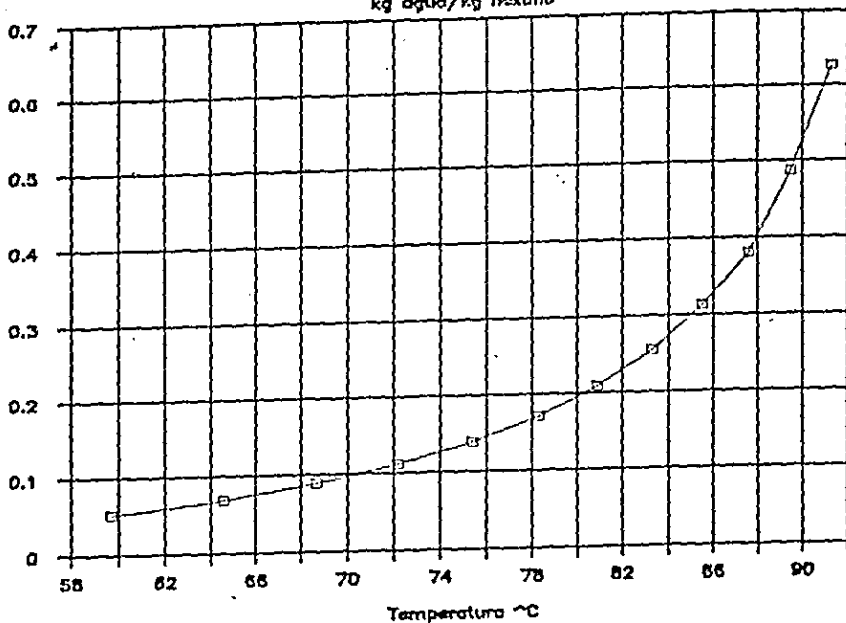
Temperatura de Salida de gases °C	Kg agua/Kg hexano
59.7	0.052
64.6	0.069
68.7	0.089
72.2	0.112
75.4	0.139
78.3	0.171
80.9	0.209
83.3	0.255
85.5	0.313
87.6	0.380
89.5	0.487
91.3	0.626

Temp. D.T. vs. composición

kg agua/kg hexano

APENDICE A

kg agua/kg hexano



ELABORADA CON DATOS DE Ref. 13

APÉNDICE B

TABLAS DE ENTALPIA PARA ACEITE VEGETAL

CALCULADAS:

$$C_p = 0.448199499 + 5.05035179E-04 * t + 8.82677947E-07 * t^2 \quad (\text{kcal}/(\text{kg},\text{C}))$$

p vap es despreciable

Calor latente de vaporización no se calcula porque no hay evaporación

Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	ENTALPIA (Kcal/kg)		Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	ENTALPIA (Kcal/kg)	
		líquido	vapor			líquido	vapor
0	-	0.00	-	105	-	50.19	-
5	-	2.25	-	110	-	52.76	-
10	-	4.51	-	115	-	55.34	-
15	-	6.78	-	120	-	57.94	-
20	-	9.07	-	125	-	60.55	-
25	-	11.37	-	130	-	63.19	-
30	-	13.68	-	135	-	65.84	-
35	-	16.01	-	140	-	68.51	-
40	-	18.35	-	145	-	71.21	-
45	-	20.71	-	150	-	73.92	-
50	-	23.08	-	155	-	76.65	-
55	-	25.47	-	160	-	79.39	-
60	-	27.87	-	165	-	82.16	-
65	-	30.28	-	170	-	84.95	-
70	-	32.71	-	175	-	87.76	-
75	-	35.16	-	180	-	90.59	-
80	-	37.63	-	185	-	93.44	-
85	-	40.11	-	190	-	96.31	-
90	-	42.60	-	195	-	99.20	-
95	-	45.11	-	200	-	102.11	-
100	-	47.64	-				

APENDICE B

TABLAS DE ENALPIA PARA EL AGUA
 TOMADAS DE LAS TABLAS DE VAPOR
 (Ref. 9)

Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	E N T A L P I A		Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	E N T A L P I A	
		Líquido	vapor			Líquido	vapor
0	0.00603	0.00	597.2	105	1.1922	105.08	640.7
5	0.00860	5.03	599.4	110	1.4139	110.12	642.5
10	0.01211	10.04	601.6	115	1.6685	115.18	644.3
15	0.01682	15.04	603.8	120	1.9594	120.30	646.0
20	0.02306	20.03	606.0	125	2.2905	125.30	647.7
25	0.03125	25.02	608.2	130	2.6658	130.40	649.3
30	0.04186	30.00	610.4	135	3.0893	135.50	650.8
35	0.05549	34.99	612.5	140	3.5665	140.60	652.5
40	0.07278	39.98	614.7	145	4.1007	145.80	654.0
45	0.09457	44.96	616.8	150	4.6979	150.90	655.5
50	0.1217	49.95	619.0	155	5.3618	156.10	656.9
55	0.1553	54.94	621.0	160	6.0993	161.30	658.3
60	0.1966	59.94	623.2	165	6.9162	166.50	659.6
65	0.2473	64.93	625.2	170	7.8163	171.70	660.9
70	0.3075	69.93	627.3	175	8.8063	176.90	662.1
75	0.3853	74.94	629.3	180	9.8962	182.20	663.2
80	0.4674	79.95	631.3	185	11.0876	187.50	664.3
85	0.5704	84.96	633.2	190	12.3883	192.80	665.3
90	0.6919	89.98	635.1	195	13.8062	198.10	666.2
95	0.8342	95.01	637.0	200	15.3470	203.50	667.0
100	1.0000	100.04	638.9				

APENDICE B

TABLAS DE ENTALPIA PARA FIERA SECA

CALCULADAS:

$C_p = 0.35$ (se considera esencialmente constante) (kcal/(kg.C))

p vap es despreciable

Calor latente de vaporización no se calcula porque no hay evaporación

Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	ENTALPIA (Kcal/kg)		Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	ENTALPIA (Kcal/kg)	
		sólido	vapor			sólido	vapor
0	-	0.00	-	105	-	36.75	-
5	-	1.75	-	110	-	38.50	-
10	-	3.50	-	115	-	40.25	-
15	-	5.25	-	120	-	42.00	-
20	-	7.00	-	125	-	43.75	-
25	-	8.75	-	130	-	45.50	-
30	-	10.50	-	135	-	47.25	-
35	-	12.25	-	140	-	49.00	-
40	-	14.00	-	145	-	50.75	-
45	-	15.75	-	150	-	52.50	-
50	-	17.50	-	155	-	54.25	-
55	-	19.25	-	160	-	56.00	-
60	-	21.00	-	165	-	57.75	-
65	-	22.75	-	170	-	59.50	-
70	-	24.50	-	175	-	61.25	-
75	-	26.25	-	180	-	63.00	-
80	-	28.00	-	185	-	64.75	-
85	-	29.75	-	190	-	66.50	-
90	-	31.50	-	195	-	68.25	-
95	-	33.25	-	200	-	70.00	-
100	-	35.00	-				

APENDICE B

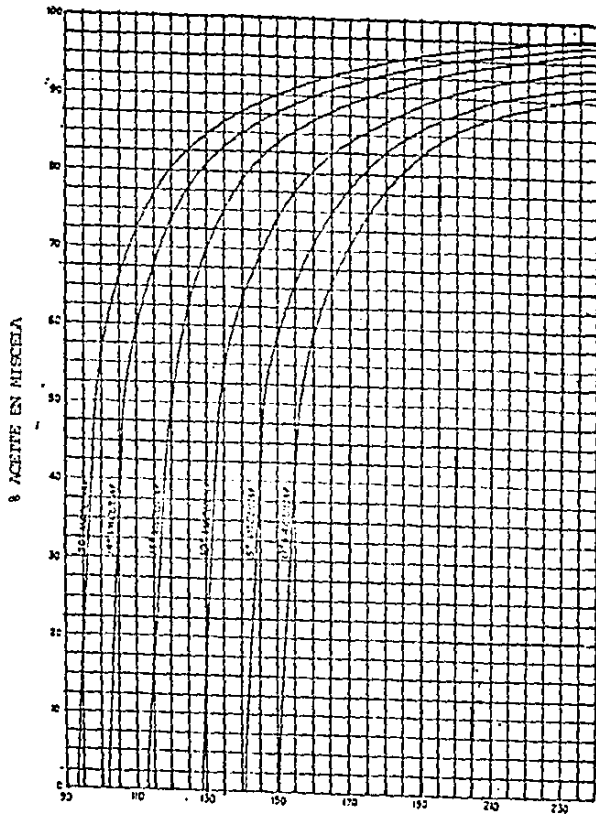
TABLAS DE ENTALPIA PARA EL HEXANO

CALCULADAS:

$Q_p = 0.518773167 + 9.43372256E-04 * t + 2.7047231E-06 * t^2$
 p vap obtenida por interpolación curvilínea de datos exp.
 Calor latente de vaporización calculado por ec.de Watson

Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	E N T A L P I A (kcal/kg)		Temperatura de Saturación (°C)	Presión de Saturación (atm)	E N T A L P I A (kcal/kg)	
		líquido	vapor			líquido	vapor
0	0.05957	0.00	91.9	105	2.7079	60.72	134.0
5	0.07735	2.61	93.7	110	3.0549	63.97	136.2
10	0.09950	5.24	95.6	115	3.4364	67.27	138.3
15	0.12671	7.89	97.5	120	3.8556	70.60	140.5
20	0.15968	10.57	99.4	125	4.3153	73.98	142.7
25	0.1992	13.28	101.3	130	4.8185	77.39	144.9
30	0.2463	16.01	103.2	135	5.3679	80.85	147.1
35	0.3021	18.77	105.1	140	5.9656	84.35	149.3
40	0.3678	21.56	107.1	145	6.6134	87.89	151.5
45	0.4446	24.38	109.1	150	7.3124	91.47	153.7
50	0.5340	27.23	111.1	155	8.0629	95.10	155.9
55	0.6371	30.11	113.1	160	8.8646	98.77	158.1
60	0.7552	33.02	115.1	165	9.7168	102.49	160.3
65	0.8895	35.96	117.1	170	10.6184	106.25	162.4
70	1.0412	38.93	119.2	175	11.5689	110.06	164.5
75	1.2115	41.94	121.3	180	12.5689	113.92	166.6
80	1.4017	44.98	123.3	185	13.6214	117.82	168.6
85	1.6132	48.06	125.4	190	14.7337	121.78	170.5
90	1.8476	51.17	127.6	195	15.9190	125.78	172.4
95	2.1068	54.31	129.7	200	17.1996	129.83	174.1
100	2.3927	57.50	131.8				

APENDICE C



PUNTOS DE EBULLICION EN °F - ACEITE VEGETAL EN HEXANO
(Ref. 13)