

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PARA LA
OBTENCION DE ACEITE DE GIRASOL**

T E S I S
Que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a n :
ALFONSO GONZALEZ GONZALEZ
HECTOR MENDOZA CALDERON

México, D. F.

1975



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.

Tesis

AÑO 1975

FECHA 1975

PROC. Ht. 142



QUINIO:

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE

PRESIDENTE: Prof. Enrique García Galiano
VOCAL: Prof. Carlos Doorman Montero
SECRETARIO: Prof. Mario Ramírez y Otero
1er. SUPLENTE: Profa. Angela Sotelo López.
2do. SUPLENTE: Prof. Alfonso Franyuti Altamirano

Sitio donde se desarrolló el tema:
FACULTAD DE QUIMICA

Asesor del tema:
ENRIQUE GARCIA GALIANO

Sustentantes:
HECTOR MENDOZA CALDERON
ALFONSO GONZALEZ GONZALEZ

A mis padres

A mis hermanos y familiares,
especialmente a mis tíos maternos

A mis amigos

A Elena

Y a todas aquellas personas que de alguna forma me han ayudado en la realización de mis ideales, no puedo decirles otras palabras: Gracias, muchas gracias.....

Ahora es mi turno no defraudarlos como persona, como universitario y como ingeniero

ALFONSO

A mis padres, familiares y amigos

A todos los que, de alguna forma,
contribuyeron en el logro de mi
formación, principalmente: Ana,
Elena, Alfonso.

HECTOR

Agradecemos la valiosa y desinteresada
colaboración y dirección del señor
Quim. Enrique García Galiano

Piedad por la nación que está llena de creencias y vacía de religión...

Piedad por la nación que viste telas que no teje, come el pan que no amasa, y bebe el vino que no fluye de su propio lagar...

Piedad por la nación que aclama al vanidoso como héroe, y juzga al oropelco conquistador como hombre de bien...

Piedad por la nación, que en el sueño desprecia el ideal, y en el despertar busca la esclavitud...

Piedad por la nación que no levanta su voz sino cuando camina en un funeral, que no se vanagloria más que entre sus ruinas y que no se revela sino cuando su cuello ya está entre la cuchilla y la piedra...

Piedad por la nación cuyo jefe es un zorro, cuyo filósofo es un impostor y cuyo arte es el de remedar y remedar...

Piedad por la nación que da la bienvenida a su nuevo gobernante con toda pompa y lo despide a gritos, tan sólo para dar la bienvenida a otro con todos los honores...

Piedad por la nación cuyos sabios están mudos por los años y cuyos hombres fuertes están aún en la cuna..

Piedad por la nación dividida en fragmentos y donde cada fragmento se cree a sí mismo una nación...

GIBRAN JALIL GIBRAN

I N D I C E

	Página
CAPITULO I INTRODUCCION	1
CAPITULO II ESTUDIO DE LAS PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL ACEITE DE GIRASOL	14
CAPITULO III EQUIPO NECESARIO <i>De los primeros</i>	17
CAPITULO IV DISEÑO DEL EQUIPO	123
CAPITULO V ESTUDIO ECONOMICO	136
CAPITULO VI CONCLUSIONES	152
BIBLIOGRAFIA	155

CAPITULO I

INTRODUCCION

El girasol (*Helianthus Annus L*) es uno de los cultivos más extensos en el mundo dentro de los dedicados a la producción de semillas oleaginosas.

Aunque Rusia es el principal productor de semillas de girasol, éste es originario de México, por lo que es de suponerse que el clima más apropiado sea el de México, pero curiosamente su cultivo aquí es muy reducido; en otros países llega a crecer hasta 3 y 4.5 metros y sus tallos a medir hasta 3.5 cm de diámetro. Las buenas variedades producen rendimientos entre 1200 y 1800 Kg de semilla por hectárea; los tallos pueden usarse como forraje llegando a producir entre 40 y 70-ton por hectárea. El tipo de suelo que requiere es arcilloso, arcillo-arenoso o areno-arcilloso. El clima más apropiado es el templado y en general puede decirse que se cultivaría con-

éxito donde se cultiva maíz. Se necesitan de 5 a 6 Kg por hectárea de semilla para sembrar, si el objeto es la producción de semillas para elaboración de aceite, y de 20 a 22 Kg por hectárea para la obtención de forraje verde.

De entre las variedades silvestres originarias de México, se conocen comunmente los siguientes nombres: Acáhuatl, Chimalátl, flor de sol, gigantón, gran flor de los jardines, maíz de Tejas, mirasol, tornasol, sol de las Indias, girasol, etc.

Acáhuatl es una palabra de origen náhuatl que está -- formada por otras dos: A - cáhuatl o A - cahualli, que significan: Atl: agua cahualli: dejado o abandonado. Se conocía en la época prehispánica como una planta que brotaba espontáneamente (silvestre) en los campos de maíz, frijol y otros cultivos de verano después de haberse regado o de que había llovido; por lo tanto, significa: "lo que deja el agua".

Las variedades silvestres más importantes son unas - 25, de las cuales sólo mencionamos aquí algunas y pertenecen a la clasificación de las compuestas en el reino vegetal:

NOMBRE COMUN	NOMBRE TECNICO
Acáhuatl	Encelia Mexicana
Acahualillo	Bideus Grandiflora
Acáhuatl	Hteroteca inulordes
Arnica del país	Helenium mexicanum
Clemole, pastora o Zempoala	Tagetes patula
Damiana	Crysactina mexicana

* El girasol recibe el nombre técnico de Helianthus -- Annus L y pertenece a la familia de las compuestas o sinante ráceas. El término procede de las voces latinas Helios = -- sol y Anthus = flor. El nombre de GIRASOL se debe a que en las mañanas el disco floral mira hacia el oriente, al medio día mira al zenit y continúa la trayectoria aparente del sol hacia el poniente. Esta propiedad heliotrópica posiblemente se deba a la sensibilidad a la luz o al calor de algunos tejidos de la planta.

* La importancia de este vegetal es su gran valor comercial en algunos países donde el aceite extraído de las semillas o granos es muy apreciado como comestible por su buen sabor y sus cualidades alimenticias.

No obstante que es originario de México, como ya se dijo, los mejores rendimientos se obtienen en otros países -

(Rusia y Argentina, principalmente), donde se ha mejorado la calidad de las semillas y se siembran con el fin de transformar las semillas en aceite, con fines comerciales (comestible o industrial).

→ Un aspecto importante para resolver el problema de la alimentación deficiente, no sólo en México sino en casi todo el mundo, es el aprovechamiento razonado de los recursos naturales y el cultivo de las ya reducidas áreas agrícolas con los vegetales que produzcan los mejores rendimientos en calidad y cantidad.

La alimentación del hombre debe incluir una amplia variedad de sustancias y compuestos que el organismo requiere para transformarlos en otros y asimilarlos para su funcionamiento adecuado; hay otros que son fuente de energía al producir calorías. Algunos de estos son los aceites y las grasas que están formados por ácidos grasos saturados e insaturados.

Se ha calculado que el 33% del consumo de calorías diario por persona se debe a la ingestión de aceites y grasas; ambos son mejores fuentes de energía que los carbohidratos, ya que producen casi 9 cal/g de aceite en comparación con 4 cal/g de carbohidratos.

Los aceites tienen la propiedad de prevenir sensaciones prematuras de hambre después de comer. La deficiencia de aceite en el cuerpo presenta síntomas como: piel arrugada y reseca, pérdida de peso, lesiones en el riñón y puede producir la muerte.

Cualquier persona que consuma por encima de sus necesidades inmediatas ya sea aceites o grasas, llegará a un estado de equilibrio calórico positivo y a menos que tenga una compensación (crecimiento) se transformará en obesidad.

Los aceites vegetales son los de mejor aprovechamiento para el organismo y se obtienen principalmente a partir de semillas oleaginosas entre las que ocupa un lugar destacado el girasol, ya que en la producción mundial de aceites vegetales sólo es superado por el aceite de soya.

Los aceites de semillas oleaginosas son mejores según sea su contenido de ácido linoleico, el cual es el de más fácil asimilación y transformación para el organismo.

Estos aceites no sólo se dedican a fines comestibles sino que también se usan como materias primas en diferentes ramas de la industria química.

La tabla I-1 muestra la producción mundial de acei--

tes vegetales a partir de semillas oleaginosas.

TABLA I-1

PRODUCCION MUNDIAL DE ACEITES VEGETALES
(Millones de toneladas métricas)

SEMILLA	1969	1970	1971	1972	1973 ¹	1974 ²
Soya	5.85	6.01	6.21	6.65	7.24	8.98
Girasol	3.70	3.92	3.62	3.70	3.54	4.47
Cacahuate	3.08	3.27	3.35	3.55	2.90	3.25
Algodón	2.50	2.40	2.38	2.61	2.80	2.78
Nabo	1.48	1.89	2.48	2.62	2.43	2.38
Oliva	1.39	1.24	1.47	1.54	1.46	1.55
Ajonjolí	0.57	0.59	0.70	0.74	0.58	0.66
Maíz	0.27	0.55	0.29	0.28	0.30	0.29
Cártamo	0.17	0.21	0.23	0.28	0.26	0.20
TOTALES	19.0	19.7	20.7	21.8	21.5	24.6

¹Preliminar

²Estimado

FUENTE: U. S. Department of Agriculture (Foreign -
Agriculture Circular)

La tabla I-2 muestra la composición de algunos vegetales de importancia comercial.

La importancia de las semillas oleaginosas y sus productos se debe a las siguientes características:

-Son cultivos de alto valor comercial y amplio mercado.

TABIA I-2

COMPOSICION DE ALGUNOS ACEITES VEGETALES

	Aceite de nuez de palma	Aceite de palma	Aceite de soya	Aceite de algodón	Aceite de cártamo	◀ Aceite de GIRASOL	Aceite de ajonjolí	Aceite de coco
% Ac. Caprílico	1.4							8.0
% Ac. Cáprico	2.9							7.0
% Ac. Láurico	50.9	0.1						48.0
% Ac. Mirístico	18.4	1.2	0.1	1.0	0.1			17.0
% Ac. Palmítico	8.7	46.8	10.5	25.0	6.7	7.0	9.0	9.0
% Ac. Esteárico	1.9	3.8	3.2	2.8	2.7	3.3	5.0	2.0
% Ac. Oléico	14.6	37.6	22.3	17.1	12.9	14.3	49.0	6.0
% Ac. Linoléico	1.2	10.0	54.2	52.7	77.5	75.4	37.0	2.0
% Ac. Araquídico		0.2	0.2		0.5			
% Ac. Araquidónico		0.3	0.9		0.5			
% Ac. Linolénico			8.3					
% Ac. Palmitoléico				0.7				0.2
Materia Insaponifi- cable	0.2-0.8					0.92		0.15-0.6
Punto de fusión (°C)	24-26	27-50	-23-20	-2	-18-16	-18-16		23-26
Indice de Iodo	14-23	48-56	120-141	96.8-111.6	143.3	125-136	103-112	7-10
Valor de Saponifi- cación	245-255	196-202	189-195	189-198	190-	188-194	188-193	250-265

- Aumentan la variedad de productos que pueden exportarse.
- Disminuyen las importaciones y satisfacen las necesidades de aceites vegetales comestibles y harinas de alto valor nutritivo (alto contenido proteínico).
- Disminuyen el riesgo de producción de granos y su mercado y aumentan la variedad disponible para rotar cultivos en el mismo tipo de tierra.

Las tablas reproducidas a continuación reflejan la importancia comercial de las semillas oleaginosas y sus productos, con interés especial en la semilla de girasol sobre la cual trata este trabajo. Dichas tablas son de la I-3 a la I-7.

TABLA I-3

AUMENTOS EN EL PRECIO MUNDIAL DE VARIOS ACEITES
(Hasta el 22 de mayo de 1974, comparado con el promedio de 1972)

<u>ACEITE DE</u>	<u>% DE AUMENTO</u>
Soya	281
Girasol	310
Algodón	289
Cacahuate	275
Nabo	262
Coco	469
Nuez de palma	545
Palma	269
Pescado	330
Manteca	218

FUENTE: Soyanoicias, Agosto de 1974. Asociación Americana de Frijol Soya, pág. 2.

TABLA I-4

EXPORTACIONES MUNDIALES DE ACEITE DE GIRASOL

	Cantidad en toneladas métricas						Valor en miles de pesos					
	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1967	1968	1969	1970	1971	1972
Mundial	984029	1099261	1095539	731602	657586	705195	247584	224912	235679	196591	220433	212306
Africa	565	491	286	334	650	562	195	109	124	158	352	232
Kenia				12	12	12				4	7	7
Marruecos			100						47			
Mozambique	4	1	42	151	11	50	3	1	19	74	5	25
Sudáfrica	561	490	144	171	627	500	192	108	60	80	340	200
Sur América	81085	80020	7341	101160	35978	45000	17084	15555	1703	21208	9519	11200
Argentina	81085	80020	7341	101160	35978	45000	17084	15555	1703	21208	9519	11200
Israel	40	41	428	117	11	4	14	19	112	38	6	3
Israel			189						46			
Líbano	40	26	4	7	4	4	14	14	2	4	3	3
Singapur		15	235	110	7			5	64	34	3	
Europa	232619	305009	431384	278991	242347	265229	60979	62849	90637	77489	81133	83061
Austria	4	1	55	15	6	9	2		14	6	4	5
Bélgica	1190	1902	8146	20217	21611	26383	334	464	2085	7090	9772	11878
Bulgaria	40452	45675	60088	46902	20331	20000	10600	9400	12200	11400	6100	5400
Checoslovaquia	4098	309		22			1269	1509		10		
Finlandia	4825	9135	8629	10840	2110	291	1231	1848	2006	3468	687	115
Francia	9	937	4551	7289	7200	6877	7	206	1142	2643	2969	3079
Alemania Fed.	7129	31114	77933	215			1900	6400	15900	60		
Alemania Rep.	12620	13282	18441	11621	10080	23752	3508	3114	4821	4753	4862	9613
Hungría	30907	32287	47237	18942	17795	28500	6990	6077	8951	5552	5609	8700
Italia		6	18	2	5826	2585		3	11	1	2317	899
Países Bajos	11150	38220	61720	38628	17568	21594	2743	7752	14002	12355	6676	7743
Portugal				43	30	30				24	20	20
Rumania	110000	115800	142870	119100	131700	130000	29300	23700	29100	28500	39500	33800
España	2888	3082	965	1153	4098	5000	1598	764	184	233	1407	1670
Suecia	39	76	124	254	89	25	9	19	32	78	31	7
Suiza	238	398	607	303	304	186	88	121	189	159	185	125
Reino Unido				39	1	8				12		
Yugoslavia	7070	9785		3406	2798		1400	1472		1145	994	
Rusia	669900	713700	656100	351000	378600	394400	169312	146380	143101	97698	129423	117810

TABLA I-5

EXPORTACIONES MUNDIALES DE TORTA DE GIRASOL

	Cantidad en toneladas métricas						Valor en miles de dólares					
	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1967	1968	1969	1970	1971	1972
Mundial	936214	817698	729876	602940	502227	432493	68875	58012	55320	41182	37198	33747
Africa				400	200	200				19	11	11
Tanzania				400	200	200				19	11	11
Sudamérica	422762	389533	306608	422784	300638	245000	26806	24561	19362	26962	20813	17880
Argentina	394262	379180	291081	403784	298638	241000	25106	24045	18430	25762	20573	17600
Uruguay	28500	10353	15522	19000	2000	4000	1700	516	932	1200	240	280
Asia	104116	85261	80206	92731	110634	113351	8301	5957	5423	6892	8475	9129
Turquía	104116	85261	80206	92731	110634	113351	8301	5957	5423	6892	8475	9129
Europa	21436	17804	22067	19025	40755	40942	1296	1067	1535	1509	3399	3627
Bélgica		362		24	32	107		29		2	3	9
Dinamarca	362	438	635	122	413		32	37	57	13	39	
Francia	13	660	437	198	726	1200		44	24	19	71	120
Alemania Fed.		203	2093	6324	33348	37091		19	156	558	2811	3267
Italia	18551	12781	9593	7090	3698		1056	682	542	465	234	
Países Bajos	2312	2823	9224	5224	2309	2067	189	213	748	448	220	168
Reino Unido				43	229	477				4	21	63
Reino Unido R	198	537	85				19	43	8			
Rusia	387900	325100	321000	68000	50000	33000	32472	26427	29000	5800	4500	3100

TABLA I-6

IMPORTACIONES MUNDIALES DE ACEITE DE GIRASOL

	Cantidad en toneladas métricas						Valor en miles de dólares					
	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1967	1968	1969	1970	1971	1972
Mundial	850541	981401	1010895	765415	706595	641101	215778	212687	219561	222648	250182	212273
Africa	84060	111551	126724	87788	101568	76677	21626	22202	27162	24256	31816	22743
Algeria	25100	22537	43488	45000	40000	30000	7500	4415	9146	11700	12400	8100
Angola		1	1	14	70	70		1	1	8	49	50
Egipto	17000	30000	40000	20000	50000	20000	4250	6000	8500	5200	15000	6000
Ghana	5	1	9		4	4	4	1	5		3	3
Kenia		200	1199					47	284			
Malawi	2	98	2	3	6	6	1	27	1	1	2	2
Marruecos	41044	52523	34739	14722	4200	18591	9609	10423	7331	4614	1350	5483
Mozambique	8		2	2	3	3	1		1	1	3	3
Santo Tomás					1	1					1	1
Sudáfrica		4160	2017	4	2	2		823	428	2	1	1
Zambia	901	2031	5267	8043	7282	8000	261	465	1465	2730	3007	3100
N C América	66805	84662	72009	64120	68396	61929	19938	22247	16185	14747	21899	19625
Canadá	15553	18188	15873	5451	2349	1926	3365	3085	2950	1703	729	623
Cuba	51238	66436	56127	58650	66034	60000	16568	19149	13231	13036	21164	19000
E.U.A.	14	38	9	19	13	3	5	13	4	8	6	2
Sur América	25605	87269	59807	15920	10052	11000	6773	19995	12681	4051	2315	2500
Brasil		21337	22742	397	52			4196	4560	79	15	
Chile	6074	18932	10092	8000	10000	11000	1559	4399	2241	1750	2300	2500
Perú	19531	47000	26973	7523			5214	11400	5880	2222		
Asia	39102	41358	60053	41492	19345	11334	10125	9956	13291	11550	6800	3966
Bangladesh					907	1000					632	650
Chipre	3808	3900	4496	3497	2530	1000	1125	972	1219	1233	1115	400
Hong Kong			1305	301	4	3			306	105	1	1
Irán	22942	15089	35313	26900	12600	6000	5645	3074	6498	7000	3900	1800
Israel			249		26	26			43		11	10

Japón			1007	1	1					316	1	1
Corea Sur	5700	8400	8151	2080	2000	1600	2100			2400	750	700
Líbano	775	223	113	112	209	209	228	60	40	42	103	103
Malaya Fed.		15	2420	592	20	10		5	520	203	4	2
Mongolia	800	900	900	700	500	500	220	200	210	175	130	135
Pakistán	60	11800	13300				20	3538	3981			
Singapur	26		1869	231	1	1	9		455	75	1	1
Siria Rep.			88	1	84	84			19	1	13	13
Turquía	3991				383	500	127				139	150
Yemen		31						7				
Europa	634861	655565	690301	555018	506210	480007	157275	138051	149831	167774	187007	163380
Austria	42029	42200	41975	30497	24105	25880	9385	7564	7856	9024	9044	8606
Bélgica	16193	23968	29290	36327	32870	41586	3647	4569	6287	10547	12183	14434
Bulgaria	32682	24347	18283	4604	494	494	9000	6200	4900	1500	161	161
Checoslovaquia	35193	32390	35000	45235	25000	10000	9756	8975	9500	14700	8400	3300
Dinamarca	2798	2565	3375	4336	2836	2530	633	476	705	1390	1112	972
Finlandia	14	15	5	16	2108	7	6	7	5	10	864	8
Francia	5000	6547	39207	58071	75133	62539	1193	1401	9667	19931	30831	23554
Alemania Fed.	105310	90000	91176	76000	70000	50000	29100	23000	24500	22000	25000	15500
Alemania Dem.	141614	122633	152776	130363	140102	146262	32532	22672	38789	38228	51875	49588
Hungría	17103	22103	12041	5591	6012	5000	4780	5330	3298	1544	1633	1350
Islandia	1	1	1	6	1	1	1	1	1	3	1	1
Irlanda	4276	4642	6684	6379	3799	3000	1039	870	1348	2057	1419	1100
Italia	22863	15655	3777	1738	1380	2315	5186	3075	757	583	553	842
Malta	539	2069	8				122	379	3			
Países Bajos	49342	79028	81819	51800	33276	45830	10478	13472	14907	13981	11162	14588
Noruega	28	91	20	28	24	24	9	27	10	17	19	19
Polonia	44840	31962	30022	10254	21010	10000	12207	8654	7939	2977	6666	3100
Portugal	5	4	57	177	4	4	5	4	28	83	5	5
Rumanía	5500	5400	7800	6600	5000	3000	1590	1400	2100	1900	1500	900
España	6397	2242	4387	5957	1317	5529	1565	471	832	1839	529	1847
Suecia	5599	10224	9586	12390	3162	846	1304	2207	2236	4062	1133	373
Suiza	19665	24456	23413	27338	30353	35371	4857	4907	4907	9112	11944	12954
Reino Unido	38643	66365	99551	34229	23897	28789	8602	11702	19244	9815	9215	9778
Yugoslavia	39227	46658	48	6702	4327	1000	10278	10687	11	2471	1758	400
Oceanía	108	996	2001	1077	1024	154	41	236	411	270	345	59
Australia	56	882	1851	789	904	4	20	196	362	165	300	2
Nueva Zelanda	52	114	150	288	120	150	21	40	49	105	45	57

TABIA I-7

IMPORTACIONES MUNDIALES DE TORTA DE GIRASOL

	Cantidad en toneladas métricas						Valor en miles de dólares					
	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1967	1968	1969	1970	1971	1972
Mundial	672697	611749	513708	580326	442136	418904	55786	48438	40913	48834	38876	37919
Europa	672697	611749	513708	580326	442136	418904	55786	48438	40913	48834	38876	37919
Austria	601	139	99	1194	1238	1848	48	13	7	90	106	167
Bélgica	57518	53972	41419	58954	33282	38913	4439	4027	3147	4646	2880	2743
Bulgaria	28341	9522	10139	9973	20836	21453	2400	750	850	800	1667	1691
Checoslovaquia	502	5946	6000	8000	10750	10000	52	509	520	800	1000	950
Dinamarca	100469	85688	90705	117017	88609	72157	9016	7114	7768	10503	8159	6144
Finlandia	10858	8833	778	2			1239	800	75			
Francia	61372	71400	61136	58827	49421	45900	5215	6057	5042	5035	4344	4265
Alemania Fed.	109075	118274	108881	134465	140352	129944	8666	9070	8285	10960	11948	12009
Hungría	9363	7686	13400	20734	11340	15000	793	592	1130	1629	1102	1450
Italia			36	130	2599	19277			3	5	226	1792
Países Bajos	118501	108075	88440	90806	42834	41725	9033	8034	6620	7372	3627	3728
Noruega	26122	18754		2			2714	1889				
Suecia	17639	3975	828	2876	2959		1503	333	73	279	286	
Reino Unido	132336	119485	91847	77346	37916	32687	10668	9250	7393	6715	3531	2980

La superficie dedicada al cultivo del girasol en México es mucho menor en comparación con otras semillas cuyos rendimientos son más bajos, mientras que a nivel mundial la producción de esta semilla aumenta constantemente y sólo la supera, como ya se ha dicho, la soya. Esto nos hace pensar que la tendencia de México a reducir la explotación de este recurso natural, es marcadamente equivocada.

No es la intención de este trabajo desarrollar nuevas tecnologías para la producción de aceites comestibles, sino formar conciencia de la utilidad que para el país representaría el aprovechamiento razonado de un recurso natural, originario precisamente de México, para transformarlo en un producto de primera necesidad, como es el caso del aceite y el uso de los subproductos que resultan del proceso de elaboración. El aprovechamiento de los tallos y la torta (subproducto obtenido al extraer el aceite contenido en las semillas) como alimento para ganado y aves redundaría en beneficio de una mejor alimentación de todos nosotros.

CAPITULO II

• ESTUDIO DE LAS PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL ACEITE DE GIRASOL

Es elemental conocer las propiedades de la materia prima que se intenta someter a un proceso para poder predecir las características del producto final y la forma en que posiblemente se comporte durante dicho proceso, sea éste físico o químico. En el caso de nuestro interés se trata de un aceite crudo obtenido a partir de las semillas de Helianthus Annus L., el cual ha sido estudiado y presenta las siguientes propiedades físicas:

Densidad: 0.924 Kg/lit (57.6 lb/ft³) a 15°C

0.9193 Kg/lit (57.32 lb/ft³) a 25°C

Viscosidad: 125 c.p.

Temperatura de
congelación: -18.5°C (-1.3°F)

Temperatura de
ebullición: 196°C (321°F)

Color: 5 en la escala de Gardner, equivalente a una solución de 0.0205 g de $K_2Cr_2O_7$ en 100 c.c. de agua

Índice de refracción: $N_d^{20} = 1.473$

Soluble en: Eter, cloroformo, hexano, benceno, -- etc.

Insoluble en agua

En el proceso de obtención y refinación del aceite de girasol no sólo intervienen cambios de las propiedades físicas como cambio de color o viscosidad, sino que su contenido de algunas sustancias de olor o sabor desagradable se -- disminuye obteniéndose así un aceite comestible al que pertenecen las siguientes propiedades y composición química:

Número ácido:	2.3 mg de KOH/g de aceite
Índice de saponificación:	193.5
Materia no saponificable:	0.92%
Índice de yodo:	130.8
Clasificación:	Semisecante - secante
Acido oléico	33.4%
Acido linoleico	57.5%
Acido palmítico	3.5%
Acido esteárico	2.9%
Acido Aráquico	0.6%

Acido lignocérico 0.4%

Otros ácidos 1.7%

NOTA: Esta composición puede variar dependiendo del clima, la tierra, el riego, y muchísimos otros factores.

Del girasol como vegetal no sólo son aprovechables - las semillas, sino que toda la planta contiene gran porcentaje de proteínas y grasas, las cuales son de gran importancia cuando se utilizan la cáscara de las semillas, los tallos y las hojas como alimento para aves o ganado. La siguiente tabla da una idea del poder alimenticio que como tal puede suministrar el girasol:

	SEMILLA CON CASCARA	SEMILLA SIN CASCARA	TALLOS Y HOJAS	TORTA
Proteína	16.1	27.7	0.96	41.5
Humedad	6.9	4.5	84.40	9.2
Aceite	24.7	41.4	0.87	6.5
Fibra	27.9	6.3	5.67	13.8
Extracto libre de nitrógeno	21.3	16.3	6.18	21.7
Cenizas	3.1	3.8	1.93	7.3

Se le llama torta al producto que se obtiene después de haberse extraído el aceite a las semillas, se les haya o no quitado la cáscara que las recubre.

CAPITULO III

EQUIPO NECESARIO

Para definir el tipo, cantidad, capacidad y uso del equipo necesario para la obtención del aceite de girasol, se requiere hacer un estudio de los procesos que son comerciales, hasta ahora, y que son básicamente los de expresión y extracción continua con disolventes. Las etapas iniciales de ambos procesos son iguales y por lo tanto requieren del mismo tipo de equipo para almacenamiento, transporte y manejo de la semilla, eliminación de materias extrañas que producirían problemas al refinar el aceite, tales como polvo, basuras, etc., quebradoras o escamadoras para transformar las semillas en hojuelas o pedazos y se facilite su cocimiento y el rompimiento de los corpúsculos de grasa.

La cocción, además de regular la humedad, tiene por objeto coagular las proteínas y fosfátidos presentes en el -

aceite de tal manera que al reventarse los corpúsculos de --
grasa el aceite fluya rápidamente y contenga menor cantidad-
de gomas y mucílagos. En esta forma, las semillas están en-
condiciones de seguir cualquiera de los dos procesos.

Si la extracción se efectúa por medio de expresores-
o prensas, se debe controlar con exactitud la temperatura y-
humedad. Si la extracción se efectúa sin precalentamiento -
(cocción) se obtiene un aceite de alta calidad casi incoloro
e inodoro pero con muy bajo rendimiento y puesto que con un-
aumento de temperatura disminuye la viscosidad del aceite, -
el rendimiento será mayor. Si la temperatura de la semilla-
es demasiado elevada se corre el peligro de enranciamiento e
impurificación del aceite dificultando el proceso de refina-
ción. La temperatura óptima oscila entre 60 y 85°C.

El punto óptimo de humedad y temperatura se logra po-
niendo en contacto vapor y/o agua con las semillas, teniendo
mucha importancia la homogeneización de la carga.

(La humedad de la semilla para la obtención de aceite
por el método de expresores es entre 7 y 9%.)

OBTENCION DEL ACEITE CRUDO

A. Método por prensas o expresores

La obtención del aceite puede hacerse usando semi---
llas enteras o limpias (sin cáscara). Las semillas se pren-
san por medio de un tornillo sin fin contra las paredes de -
un cilindro formado por barras de acero separadas mediante -
espaciadores logrando obtenerse presiones hasta de 20000 y -
30000 lb/inch² (1360 a 2040 atm.). Las semillas son obliga-
das a pasar por el barril mediante el tornillo sin fin y el
aceite producido se escurre por las barras obteniéndose tam-
bién un bagazo o pasta que sale por el otro extremo. El ---
aceite (aceite crudo) se envía a tanques de almacenamiento -
para continuar su procesamiento con la refinación. El proce-
so en diagrama de bloques es el que se observa en la página-
siguiente. (Fig. III-1)

B. Método de extracción continua con disolvente

La semilla, una vez que ha recibido la preparación -
antes mencionada, se pasa a un pre-prensado (lo mismo se ha-
ce con otras semillas oleaginosas que contienen más de 20% -
de aceite). Esto tiene por objeto reducir el contenido de -
aceite hasta cierto punto para aumentar la capacidad de la -
planta de extracción; en el pre-prensado se reduce el conte-

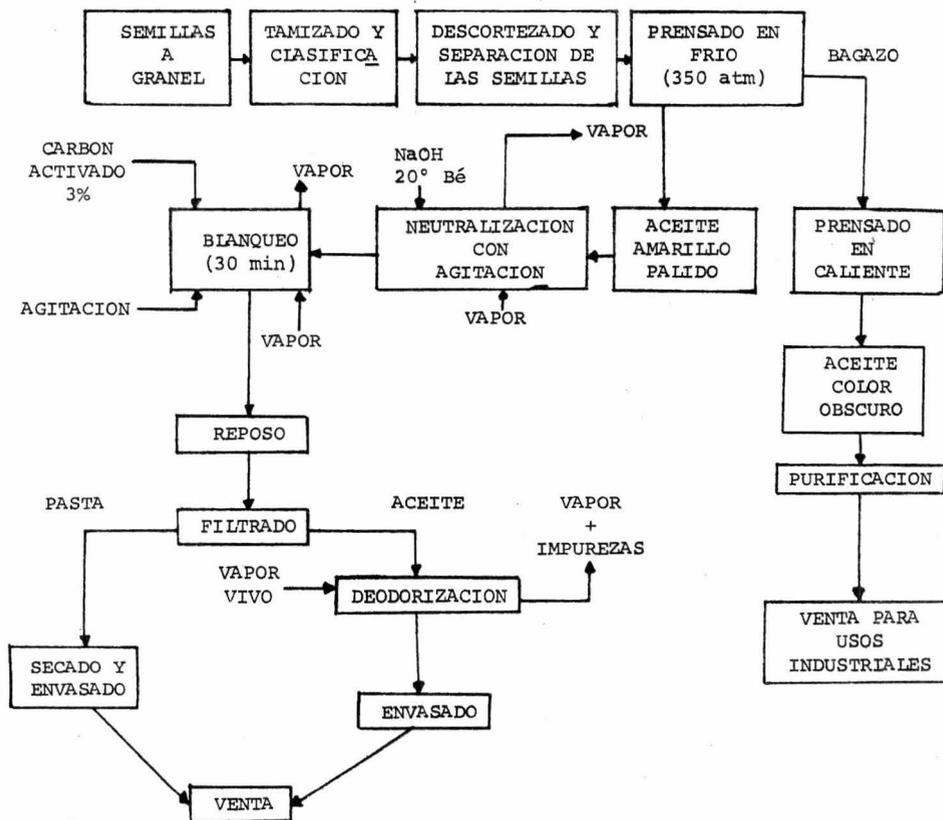


Fig. III-1

NOTA: La cantidad de ácidos grasos neutralizados no suele pasar del 2%. 1 Kg de ácido graso libre necesita 1 lt de solución de NaOH de 20° Bé.

nido de aceite hasta 10 a 15%, continuando después con el -- proceso que se representa en el diagrama de bloques de la fi gura III-2.

La decisión de escoger el proceso depende del capi-- tal de que se disponga, lo cual también interviene en la lo-- calización y capacidad de la planta. El proceso de extrac-- ón con disolvente es más costoso y el equipo más sofisticau

PUREZAS

→ Una vez obtenido el aceite crudo se presenta el pro-- blema de la refinación, cuando se trata de aceite que va a -- ser usado con fines comestibles. Las impurezas que puede -- presentar el aceite son básicamente de tres tipos:

- a) Partículas dispersas insolubles en el aceite.
- b) Materia en suspensión coloidal en el aceite.
- c) Materia soluble en el aceite. }

Las impurezas insolubles pueden eliminarse por méto-- dos mecánicos como asentamiento, filtración o centrifugación y consisten principalmente en: pedazos de semillas, polvo, - mucílago, fibras de las telas de los filtros, material mine-- ral, trazas de humedad, etc. ←

La materia en suspensión coloidal consiste en carbo-

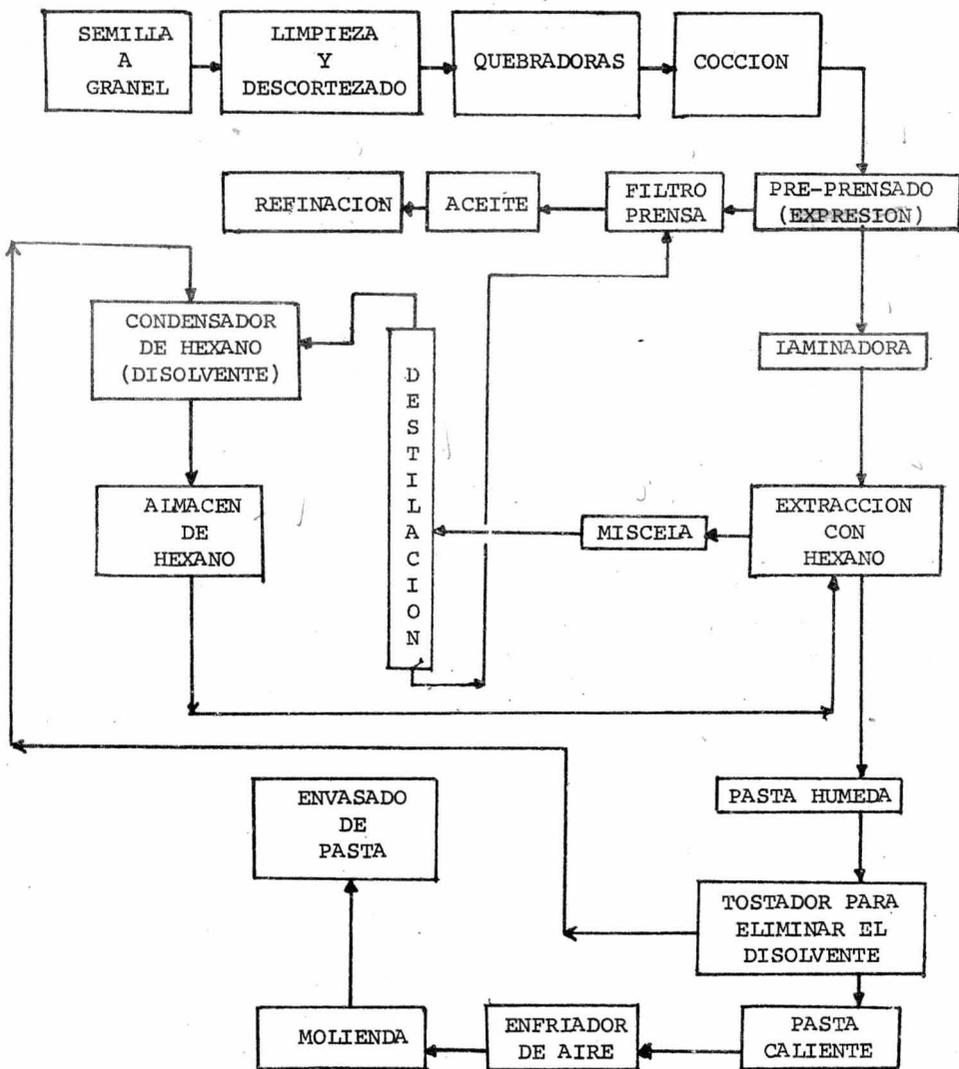


Fig. III-2

hidratos, proteínas, lecitinas y otros productos complejos - que pueden eliminarse por tratamiento con vapor, agua, electrolitos, etc. seguido por asentamiento, filtración o centrifugación.

Los compuestos solubles en el aceite son ácidos grasos libres mono y diglicéridos (producidos por la hidrólisis de triglicéridos), carotenos, clorofilas y otras sustancias pigmentadas, productos de oxidación y descomposición, cetonas y aldehídos que generalmente producen mal olor y sabor.- Estas sustancias deben ser eliminadas antes de usar el aceite aún con fines industriales. La impureza más importante - son los ácidos grasos libres y su desaparición debe ser inmediata, ya que reduce el costo de eliminación de otras substancias indeseables.

El grado de refinación depende del uso que se le vaya a dar al aceite.

(El proceso de "REFINACION" consiste en las operaciones de: pretratamiento, neutralización, decoloración y deodorización.)

ELIMINACION DE IMPUREZAS INSOLUBLES EN ACEITE

Antes de almacenar el aceite crudo, este tipo de im-

purezas debe ser eliminado para evitar su descomposición.

El método de asentamiento o reposo es muy lento y poco eficiente. Es casi imposible obtener un aceite totalmente claro y por lo tanto se necesita usar filtros o centrifugas. Para esta operación se pueden usar filtros prensa para retener los sólidos por medio de telas de algodón, lana, fibra artificial, mallas de alambre muy finas, etc. Para este fin se usan, generalmente, grandes superficies de filtrado y poco espacio para la torta que producen los sólidos al ser retenidos ya que el aceite crudo tiene muy poca cantidad de estas impurezas.

Los filtros al vacío no se usan en esta operación para aceites comestibles.

Ciertos compuestos que se presentan como impurezas, por ejemplo, la estearina, son solubles en el aceite a temperaturas medias o altas pero cristalizan o hacen turbio el aceite a bajas temperaturas, verbigracia, en el invierno o al introducirlo a un refrigerador doméstico. El proceso de de-estearinizado consiste en enfriar el aceite durante un periodo largo y filtrarlo. La temperatura debe ser menor a la requerida para permanecer claro. El aceite se enfría con agua o disminuyendo la temperatura del aire del almacén. El

enfriamiento debe ser lento para permitir que dichas impurezas (con puntos de fusión elevados) formen cristales grandes. Si el enfriamiento es rápido los cristales son pequeños y dificultan la filtración. Para asegurar que la filtración se efectúa a temperatura baja los filtros se colocan en el mismo cuarto enfriado por aire o se agregan canales internos de enfriamiento en el filtro. El aceite de girasol NO necesita este proceso, lo cual hace más sencilla y barata su refinación.

* ELIMINACION DE IMPUREZAS SOLUBLES EN ACEITE

Este tipo de impurezas se eliminan fundamentalmente por alguno de los cuatro siguientes procedimientos:

- Resumen*
1. Desgomado. Consiste en evitar la presencia de mucílagos y gomas.
 2. Neutralización. Los aceites crudos presentan ácidos grasos libres debido a la acción de enzimas lipolíticas sobre los glicéridos mientras se mantienen almacenados o están en refinación. Los --ácidos insaturados producen mal sabor.
 3. Blanqueo. Los colores amarillo y anaranjado producidos por carotenos son las principales impurezas en cuanto a color se refiere. El color café-

produce baja calidad en un aceite y es muy difícil de anular, generalmente se produce por descomposición compleja de carbohidratos y proteínas.

4. Deodorizado. Los olores desagradables se producen por la presencia de hidrocarburos insaturados y por productos de degradación como cetonas y aldehidos (metil-heptil y metil-nonil cetonas), aunque no todo mal olor y sabor es culpa de dichas sustancias (las cuales son muy volátiles en una corriente de vapor, y se pueden eliminar con facilidad).

ELIMINACION DE LAS IMPUREZAS SOLUBLES EN GRASA

Pretratamiento por desgomado

El proceso usado normalmente para desgomar el aceite de girasol consiste en tratarlo primero con solución al 0.5% de H_2SO_4 seguido con una solución de NaCl de 5° Bé. La capa acuosa se drena después de mantener frío el aceite por 24 horas; el aceite así tratado es fácil de filtrar y se calcula un ahorro de 35 a 40% de solución cáustica en el proceso de refinación.

NEUTRALIZACION

El término neutralización se aplica, generalmente, al proceso de eliminar los ácidos grasos libres en aceites y grasas crudas y durante mucho tiempo el único método industrial usado con este fin fue la neutralización con soluciones de sosa cáustica o carbonatos. Al descubrirse todo el proceso de refinación, sobre todo para aceites destinados a uso comestible, se han desarrollado otros métodos como la eliminación de ácidos grasos libres por destilación, extracción con solvente o la combinación de estos con el fin de neutralizar dichos ácidos, recombinación por esterificación de los ácidos grasos libres formados por hidrólisis del aceite crudo por adición de glicerol, etc.

Los principales métodos de neutralización usados actualmente son:

A. Neutralización con álcali o solución cáustica.

- a) Proceso intermitente (batch) con álcali fuerte.
- b) Proceso intermitente (batch) con álcali diluido.
- c) Proceso intermitente (batch) con concentraciones medias de álcali.
- d) Procesos continuos.

- e) Separación del jabón formado.
- B. Neutralización con carbonato alcalino.
- C. Neutralización con cal y otras sustancias químicas.
- D. Neutralización por destilación.
- E. Neutralización por extracción con disolvente.
- F. Neutralización por esterificación.

Los métodos incluidos en el inciso A son los más importantes y a los que se les dará preponderancia en este estudio.

Los métodos incluidos en el inciso B han tenido mucho progreso, sobre todo en procesos continuos, aunque se --llevan a cabo como tratamiento posterior a alguno de los del inciso A.

Los métodos del inciso C se usan sólo en casos especiales y en escala limitada.

Los métodos de los incisos D y F se usan sólo en grasas y aceites de alto contenido de acidez y en el caso del -inciso F cuando la glicerina es barata. Ambos métodos re---quieren -por lo general- un tratamiento posterior con algún método del inciso A.

La escala de aplicación industrial del método E es -

un descubrimiento reciente y su desarrollo depende en gran parte del costo y disponibilidad de los disolventes.

NEUTRALIZACION DEL ACEITE CON ALCALI

Desde los puntos de vista de costo y eficiencia el único álcali usado industrialmente es la sosa cáustica. Es de mencionarse que la sosa cáustica en solución tiene el efecto combinado de purificar, desgomar, neutralizar y decolorar en parte.)

Se combina con los ácidos grasos libres para formar jabones sódicos, lo cual ayuda a remover impurezas y algo del color, pero estos jabones también presentan la tendencia a formar emulsiones en las cuales algo de la grasa formada se dispersa formando subproductos.

En ciertas circunstancias el álcali puede atacar algo del aceite neutro y si se usa excesivamente (aunque siempre se agrega un poco más) puede causar la formación de una gran cantidad de jabón -más de la normal- debido al contenido de ácidos grasos libres. La habilidad del refinador es asegurarse por medio de la adopción de métodos apropiados que estas dos fuentes de pérdidas (emulsiones y sobresaponificación) sean lo más reducidas posible, y teniendo buenos resultados, hasta donde la calidad lo permita.

En el aceite crudo de semillas de girasol están presentes algunas impurezas como: fosfátidos, mucílagos, proteínas, pigmentos oscuros, etc., los cuales deben eliminarse - además de los ácidos grasos libres. El aceite de semillas - con cáscara necesita un tratamiento bastante drástico con so sa cáustica. Para obtener un aceite suficientemente purificado se necesita agregar un exceso de sosa cáustica además - del requerido para la neutralización de los ácidos grasos li bres con el fin de que se efectúe una sobresaponificación, - por lo tanto para obtener un aceite transparente, no se puede evitar la pérdida de un poco de aceite neutro. Los diferentes tipos de aceites crudos de semillas oleaginosas, aun- si son similares en el contenido de ácidos grasos libres, va rían considerablemente al tratamiento de sosa cáustica, por- lo que es aconsejable hacer pruebas preliminares de laboratori o para averiguar el exceso de sosa cáustica que ha de añadirse para asegurar buenos resultados. Si por ejemplo, el - aceite crudo contiene 2% de ácidos grasos libres, 1% de impure zas y 0.25% de humedad, el rendimiento teórico de la neu- tralización o refinación puede ser 96.75%, pero, como se ha- dicho, esto no se logra en la práctica. En la refinación -- debe buscarse un rendimiento óptimo sin disminuir la calidad.

La eficiencia cuantitativa de la neutralización se -

expresa de diferentes formas:

Uno de estos métodos consiste en determinar en el -- aceite crudo el porcentaje de glicéridos neutros y el rendimiento de ácidos neutros del proceso, calculado como el % en peso del aceite crudo. Si por ejemplo, se tiene 97% de aceite crudo y el rendimiento de aceite neutro es 95%, la efi--- ciencia será $95/97 = .98 \times 100 = 98\%$.

El proceso de neutralización va precedido por una ti tulación con una solución de normalidad conocida de álcali,- con el fin de conocer el contenido de ácidos grasos libres.- En la mayoría de los casos el % de ácidos grasos libres se - calcula suponiendo que el peso molecular promedio es el del ácido oleico P.M. = 282, aunque a veces esta cifra es dema-- siado alta y se usan valores más pequeños y específicos que pueden determinarse experimentalmente. Con esto se puede -- calcular la cantidad requerida de líquido de neutralización, el exceso apropiado y la concentración de la solución. No - existe una manera uniforme de expresar la concentración y és ta se usa dependiendo del refinador en alguna de las siguientes formas: Grados Baumé (°Bé), grados Twaddell (°Tw), gravedad específica (sp. gr.), por ciento (%), y normalidad (N). - La siguiente tabla nos da una idea de las expresiones de con centración de las soluciones de sosa cáustica:

TABIA III-1

°Bé	Gravedad específica	°Tw	% NaOH en sol.	Normalidad aproximada
2	1.014	2.8	1.2	0.3
4	1.029	5.8	2.5	0.62
6	1.045	9.0	3.79	0.95
8	1.060	12.0	5.2	1.3
10	1.075	15.0	6.58	1.65
12	1.091	18.2	8.07	2.0
14	1.108	21.6	9.5	2.37
16	1.125	25.0	11.06	2.76
18	1.142	28.4	12.69	3.17
20	1.162	32.4	14.35	3.6
22	1.180	36.0	16.0	4.0
24	1.200	40.0	17.81	4.45
26	1.220	44.0	19.65	4.9
28	1.241	48.2	21.55	5.39
30	1.263	52.6	23.50	5.88
32	1.285	57	25.50	6.4

NEUTRALIZACION CON ALCALI FUERTE *aque*

Cuando se usa una solución de sosa cáustica concentrada no sólo neutraliza el aceite sino que lo purifica completamente y añade un blanqueo parcial facilitando así el proceso de decoloración.

El término "cáustico fuerte" no es muy exacto, pero se da este nombre a lejías desde 10°Bé (6.6% de concentración).

La elección de la concentración se basa en pruebas -

preliminares de laboratorio, ya estandarizadas, las cuales indican la concentración adecuada y el exceso requerido para obtener resultados óptimos y se usan también con frecuencia para evaluación comercial del aceite crudo. La experiencia también tiene que ver en la elección de la concentración del álcali, ya que se obtiene jabón como subproducto. Deben tomarse en cuenta los siguientes puntos para elegir la concentración de la solución de álcali:

1. Una solución concentrada de sosa cáustica produce una cantidad de pasta de jabón muy viscosa que al enfriarse puede solidificarse. Debe escogerse la concentración de la solución de manera que permita a la pasta de jabón desparramarse o salirse del recipiente de neutralización a 60 - 70°C.
2. Mientras más alta sea la concentración cáustica más alto será el riesgo de que el aceite sea atacado y forme jabón en adición a lo que ya se formó con los ácidos grasos libres, lo cual significa pérdidas muy grandes en la refinación.
3. Mientras más diluida sea la solución cáustica, mayor será la tendencia de la solución jabonosa a formar emulsiones con alguno de los aceites neutros. Por lo general, si el aceite tiene poco --

contenido de ácidos grasos libres, se pueden refinar satisfactoriamente con lejías relativamente débiles, mientras que si el aceite es de alta acidez requiere lejía más concentrada.

4. La temperatura de operación y la concentración de lejía deben escogerse de manera que cuando la pasta jabonosa se rompa en finas gotas en el aceite, éstas se asienten con rapidez. Si el asentamiento es en forma de esponja y con lentitud, significa que la separación ha sido mala y que ha habido pérdida de aceite por oclusión.
5. Mientras más débil sea la lejía mayor será la cantidad requerida para un buen efecto blanqueador.
6. La concentración de la lejía depende de la acidez del aceite crudo. La concentración de la lejía - cuando se trabaja con "cáustico fuerte" varía de 10 a 24°Bé.

La sosa cáustica puede absorber CO_2 de la atmósfera o puede contener carbonato como impureza. Si hay exceso de CO_2 en el aceite, puede desprenderse a la temperatura de neutralización y formar una nata o capa de jabón en la superficie, lo cual debe evitarse. Dicha capa puede formarse también por el exceso de temperatura, sobre todo si hay aire --

ocluido en el aceite, pues se libera con la alta temperatura. Es recomendable de-aerear el aceite antes de la neutralización.

La agitación debe ser rápida para ayudar a una mezcla íntima de aceite y lejía y no debe favorecer la separación por centrifugación del jabón hacia las paredes del recipiente. Para obtener un asentamiento uniforme y compacto -- del jabón debe producirse un remolino no muy fuerte con dos agitadores de velocidades diferentes, de manera que después que se ha agregado la lejía y se ha mezclado bien se agite a menor velocidad hasta que se efectúe el "rompimiento". Con mala agitación o a muy elevada velocidad se tiene siempre el riesgo de la formación de una emulsión, que normalmente no se forma con lejía concentrada.

La cantidad de exceso de lejía depende no sólo de la cantidad y tipo de impurezas sino también del grado de neutralización que se tenga que hacer. Para aceites y grasas comestibles, cuando el porcentaje de a.g.l. no pasa de 0.05%, se necesita un exceso relativamente más grande que cuando la acidez es de 0.1 a 0.2%.

El siguiente método es el normalmente usado para la neutralización, aunque en algunas refinerías se tienen ciertos "secretos".

*
En un recipiente cilíndrico de fondo cónico se mezcla el aceite a 20-30°C con solución de sosa cáustica con la concentración y exceso escogidos. Si el recipiente se construye para trabajar a vacío el aceite debe de-aerearse manteniéndolo un rato a vacío o dejar que las burbujas de aire -- producidas por bombeo del aceite al interior del recipiente se escapen antes de empezar el tratamiento. Esto evitará -- que el jabón que se forme, flote. La solución de sosa cáustica se agrega por un sistema de esparcido, mientras que el -- aceite se agita constantemente. Esta adición puede tomar 10 a 20 minutos y cuando la sosa se ha mezclado totalmente con el aceite la agitación se disminuye hasta una velocidad que sólo mantenga bien mezclados los dos componentes y la temperatura se aumenta, mediante serpentines o calentadores externos, hasta 60°C lo más rápido posible. El "rompimiento" se lleva a cabo al separarse del aceite las partículas de jabón y aumentan de tamaño debido a la agitación lenta; al presentar tendencia al asentamiento se detienen el calentamiento y la agitación. Esto representa unas cuantas horas y el enfriamiento gradual ayuda a fijar el jabón en el fondo y separarlo sin que se forme emulsión con el aceite neutro y ya de colorado en parte. El recipiente se drena o se elimina el -- jabón por medio de una hélice cónica, la cual hace subir el jabón a la superficie. Si el aceite se va a almacenar es --

conveniente eliminar la humedad y filtrarlo para eliminar --
trazas de jabón ya que pueden iniciar una hidrólisis durante
su almacenamiento. El jabón también puede extraerse del re-
cipiente, ya vacío de aceite, calentándolo para facilitar su
flujo a través de una válvula de drenaje en el fondo del re-
cipiente.

Una modificación a este método. También se usa un -
método con solución cáustica que contiene sal y es el si----
guiente: El aceite crudo se calienta en continua agitación -
hasta 70-80°C y la solución cáustica de 20°Bé conteniendo 5%
de sal y previamente calentada a 90°C se esprea en el aceite
con un exceso de 40 a 100% de acuerdo a la calidad del acei-
te crudo. La agitación se continúa durante 1 a 1.5 horas, -
hasta que el jabón se coagula. Se detiene el agitador y se
agrega agua hirviendo en un 15 a 20%. Después del asenta---
miento de la solución de jabón el aceite claro se queda en -
la parte superior y se decanta o se pasa a un tanque de lava
do. Este proceso se lleva a cabo en 6 a 7 horas y si es ne-
cesario se lava algunas veces con agua hirviendo en el tan--
que de lavado.

A veces, cuando se trata con aceites que no respon--
den al tratamiento sino con pérdidas exageradas, se puede --
agregar a la solución cáustica algún ingrediente químico que

ayude al "rompimiento" y compacte el jabón sin ocluir demasiado aceite neutro. Además de la sal ya mencionada, se obtienen buenos resultados con la adición a 80-85°C de 1 a 10% de solución de carbonato de sodio mezclado con la misma cantidad de solución de silicato de sodio. Dressler sugiere -- usar a 27°C solución cáustica de 15°Bé con agitación rápida--seguida inmediatamente con 0.3% de una solución de silicato de sodio al 4% agitando continuamente durante una hora. La mezcla se calienta a 44°C mientras se agita suavemente y se esprea agua fría en la superficie entre 5 a 8%. El jabón se asienta rápidamente.

Existe otro proceso de neutralización al vacío: En este proceso se agita violentamente la mezcla de sosa cáustica y aceite crudo en un recipiente horizontal cilíndrico y aislado, el cual se somete a vacío con el que se evapora el agua de la solución jabonosa en el transcurso de 2 a 3 horas a la temperatura correspondiente a la presión de vapor del agua a la presión de vacío que se obtenga. Si se sobrecalienta se produce espuma. El vapor vivo y la agitación producen una reacción rápida y completa si se agrega un pequeño exceso de lejía y el jabón seco prácticamente ya granulado no produce emulsiones y es muy poco aceite el que se pierde por oclusión. El aceite y el jabón se pasan a un recipiente

cilíndrico vertical de fondo cónico donde se asienta el jabón y se decanta el aceite. El jabón se calienta y se drena por el fondo.

Aquí

51- NEUTRALIZACION CON ALCALI DILUIDO 00

Cuando se extrae el jabón con las debidas precauciones se produce una pérdida menor de aceite neutro que en el proceso con "cáustico fuerte" pero se necesita una técnica especial y destreza para evitar la formación de emulsiones a las que la gran cantidad de agua y las soluciones de jabón y mucílago, tienden a formar.

Aunque la solución cáustica de 5°Bé (3.35% de sosa cáustica) es la que se usa normalmente, algunas modificaciones usan concentraciones hasta 12 a 18°Bé, en adición al --- aceite crudo y efectuar la dilución en el recipiente de neutralización durante el curso del proceso, con el resultado de que el jabón forma una solución ligera antes de separarse del aceite neutro. El método no es adecuado si el aceite -- presenta alta acidez (6% de a.g.l. o más) porque el volumen de lejía diluida aumenta mucho. Un ajuste cuidadoso de la técnica al caso particular del aceite puro, minimiza las pérdidas por refinación.

La solución jabonosa, debido a su fluidez incluso a

bajas temperaturas puede drenarse fácilmente. Si el proceso se aplica a aceites sin desgomar, se forma casi siempre una capa de impurezas y jabón entre la solución clara de jabón y el aceite neutro y se necesitan muchas precauciones para evitar la formación de una emulsión que ocluiría grandes cantidades de aceite neutro. Si un aceite va a ser sometido a este proceso es conveniente desgomarlo antes. También hay modificaciones al proceso que no hacen necesario el pretratamiento.

Una solución diluida de jabón es efectiva para disolver gomas y materias colorantes y si la neutralización se efectúa de manera que se forme una solución jabonosa coloidal, que se separe fácilmente del aceite, la refinación y neutralización se realizan con pérdidas insignificantes de aceite entrampado en el jabón. A veces se aplican tratamientos posteriores que son parte del proceso de neutralización con álcali diluido y que son básicamente lavados con agua caliente o soluciones muy diluidas de alguna de las siguientes sustancias: sosa cáustica, salmuera, carbonato o silicato alcalino. Para evitar la emulsificación, la agitación no debe ser muy rápida, sólo lo suficiente para asegurar un contacto lo más perfecto posible entre el álcali y el aceite; como el paso de la sosa cáustica en el aceite es lento, si -

hay demasiado exceso presente aún en un lapso de tiempo corto puede causar sobresaponificación y formación posterior de aceites ácidos si queda abajo del aceite sin neutralizar. - Las condiciones para mantener las impurezas en suspensión coloidal en la solución jabonosa favorecen la formación de emulsiones sobre todo si el aceite contiene mono y diglicéridos.

El proceso puede efectuarse de manera que la purificación y la neutralización se lleven a cabo al mismo tiempo o que las impurezas puedan eliminarse después de la neutralización. En el primer caso lo más importante es la formación de una solución jabonosa que disuelva las impurezas. Muchas de éstas se disuelven en forma coloidal en agua a 40-50°C pero coagulan a temperatura mayor de 85°C. Este comportamiento se aprovecha en el pretratamiento por desgomado, pero si la solución cáustica se agrega rápidamente y con una velocidad de agitación adecuada, se forma una solución jabonosa -- que contiene las impurezas que se asienta fácilmente y casi sin riesgo de formación de emulsiones.

Para tener éxito con alguna de las modificaciones -- del método de sosa cáustica diluida, es importante poder controlar la agitación y si es posible reducirla a 30 rpm, también es importante el control de la temperatura y la veloci-

dad de adición de los diferentes ingredientes y soluciones.

El siguiente es el método de efectuar el tratamiento con sosa cáustica diluida:

El aceite crudo se agita mientras se calienta hasta 95°C, se para la agitación y se esprea una solución de sosa cáustica de 4°Bé a una temperatura aproximada de 100°C. El espreado debe ser muy fino y cubrir toda la superficie del aceite. Es importante que la temperatura de la solución cáustica sea ligeramente superior a la del aceite porque ayuda a evitar emulsiones. El exceso de lejía puede ser superior en este proceso que en el de lejía concentrada. El grado de neutralización se determina por titulación y si se necesita más solución cáustica se esprea. Cuando el aceite está ya neutro, se esprea agua caliente o solución diluida de sal pero sin agitación para disolver y lavar los residuos de jabón en el aceite. Después de una hora de asentamiento se drena la solución jabonosa. Si la operación es correcta, la separación es casi completa. Puede haber, a veces, una pequeña cantidad de emulsión en la interfase jabón-aceite. La solución de jabón se trata con ácido mineral para recuperar la grasa del jabón y obtener el "aceite ácido". Por lo general se almacenan las capas de emulsión de varios procesos intermitentes y cuando se junta suficiente cantidad se hierva-

con vapor directo y se agrega sal, lo cual hace que se separe el aceite neutro del jabón. El primero se agrega a la siguiente carga de aceite crudo, la segunda a las soluciones jabonosas para recuperar el aceite ácido. La cantidad de pérdida de aceite neutro con el "aceite ácido" es menor al 10% de este último.

Si el aceite crudo tiene alto porcentaje de a.g.l. - requerirá un gran volumen de álcali diluido para neutralizarse por lo que es mejor efectuarla en varios pasos o neutralizaciones parciales; por ejemplo, un aceite con 7.5% de a.g.l. necesitará un volumen de NaOH de 4°Bé igual al 40% del volumen del aceite, más el exceso requerido por lo que resulta impráctico manejar tales cantidades en una sola operación.

Cuando el aceite presenta cantidades muy pequeñas de a.g.l. el procedimiento más usado es el siguiente: El aceite se calienta hasta 98°C y se agrega la cantidad requerida más el exceso necesario de una solución cáustica de 5°Bé. El exceso corresponde al 0.5-1.0% de a.g.l. Esto se agrega con agitación y se esprea 10% de solución cáustica decimonormal. Se deja asentar y se drena el jabón. Se lava con 10% de agua caliente y después se vuelve a lavar con 10% de solución cáustica decimonormal (4% en peso) mientras que se inyecta vapor a la mezcla. Después del asentamiento respecti-

vo se drena y se efectúan tantos lavados con agua caliente - como se requieran hasta anular el jabón.

NO → NEUTRALIZACION CON CONCENTRACIONES
MEDIAS DE SOSA CAUSTICA

Para efectuar el proceso combinado de neutralización y desgomado y usar la solubilidad coloidal del mucílago en - agua a temperatura inferior a 50°C, se añade al aceite antes de la neutralización, una cierta cantidad de agua a una temperatura superior al punto de fusión del aceite pero sin sobrepasar los 50°C. Normalmente se usa un 30% de agua (tomando como base la cantidad de aceite) y después de un buen mezclado, la sosa cáustica en la cantidad teórica requerida más un 10% en exceso. Esta solución tiene una concentración de 18 a 20°Bé. Al mezclarse con el agua previamente añadida se convierte en lejía diluida. A veces se toma como base para la primera adición de agua el % de a.g.l. en el aceite, por ejemplo: se agrega dos a cinco veces el % de a.g.l. esto se añade con agitación rápida y la temperatura se aumenta hasta 85-90°C en una hora. Se agrega la solución de 20°Bé con un exceso de 10 a 20% y se detiene la agitación para dejar que el jabón se asiente y se drene después de unas dos horas. - Se hace un lavado con 10% de solución cáustica decimonormal, se drena y luego se lava dos o tres veces con agua caliente hasta que el aceite ya no contenga jabón.

A veces el aceite contiene sustancias que no son solubles en la solución jabonosa diluida (esta solución es neutra) y pueden formar una capa de emulsión entre la solución de jabón y el aceite, o pueden permanecer disueltas en el -- aceite. Suelen ser solubles en soluciones diluidas de NaOH y se eliminan con los lavados de solución decimonormal o al añadir 2 a 5% de solución de carbonato de sodio hirviendo al 10% de concentración. Estas soluciones alcalinas débiles no presentan riesgo de sobresaponificación.

Si el aceite contiene gran cantidad de fosfátidos y mucílagos deben tenerse todas las precauciones para evitar -- la formación de una capa de emulsión en la interfase. En este caso se drena la solución jabonosa y se mantiene la capa emulsionada junto con el aceite neutralizado y se trata con una solución alcalina de silicato de sodio. La floculación de la sílice hidratada produce una absorción preferente por el mucílago en la solución alcalina y se obtiene una separación eficiente del aceite. Por ejemplo: el aceite se neutraliza a 90-95°C con sosa cáustica diluida de 5°Bé con un pe--queño exceso y agitación moderada. Se drena la solución jabonosa después de asentarse pero se conserva cualquier capa de emulsión que se forme. El contenido del recipiente se -- agita y si se forma una emulsión se añade un poco de sal pa-

ra romperla. Mientras se continúa la agitación se agrega un 2.5% de solución de carbonato de sodio caliente al 20% de -- concentración (aproximadamente a 100°C) e inmediatamente después 1% de una solución de partes iguales de silicato de potasio y sodio (vidrio soluble) con una concentración de ---- 40°Bé y agua. Se agita con intensidad produciendo vapor vivo a la mezcla durante unos 15 minutos. Se detiene la agitación y se esprea 2.5% de agua caliente y se deja asentar. *agui* - En el transcurso de 1 a 1.5 horas el asentamiento debe ser - completo y se drena la capa de sílice hidratada y mucílago - seguida por una solución clara de carbonato de sodio. Des-- pués de esto se lava el aceite con 8-10% de agua caliente -- dos o tres veces.

Otro tratamiento que se usa con frecuencia en varios tipos de aceites de semillas oleaginosas: El primer paso es la neutralización a 50°C con la cantidad teórica de solución alcalina de 4 a 6°Bé más el exceso necesario para el 1% de - a.g.l. agitando vigorosamente durante algunos minutos des--- pués de la adición de la sosa. Se disminuye la agitación y se calienta gradualmente con vapor indirecto hasta 80°C y se detiene la agitación espreando 3 a 4% de agua hirviendo. Se deja reposar el aceite y luego se drena el jabón. El segun- do paso es reducir la coloración con sosa cáustica. El aceido

te neutro se calienta con vapor indirecto hasta 95-98°C y -- luego se hierve con vapor vivo y al mismo tiempo se agrega -- sosa cáustica de 6°Bé equivalente al 1% de a.g.l., luego se -- agrega 0.3% de solución de silicato de sodio hirviendo. Se -- detienen la agitación y la inyección de vapor y se esprea -- 10% de agua hirviendo. Se deja asentar y se drena la solu-- ción acuosa. El siguiente paso es la limpieza del aceite -- con vapor directo añadiendo 1 a 2% de solución de carbonato-- sódico al 10% y 1% de solución de silicato de sodio también-- caliente. Después de 10 minutos se detiene la inyección de-- vapor y se esprea 10% de agua hirviendo y se asienta durante una hora hasta que los lavados puedan drenarse.

El método de cáustico diluido puede aplicarse prácti-- camente a casi todos los aceites de uso comestible. La difi-- cultad para efectuar este proceso puede aumentar si el acei-- te crudo tiene una acidez mayor al 6 o 7% y si el contenido-- de glicéridos hidrolizados aumenta como mono y diglicéridos. En estos casos es ventajoso el uso de los métodos de adición de sal a la solución alcalina en la cantidad suficiente para hacer jabón en granos. La temperatura no deberá pasar los -- 50°C, pues de otra forma hay tendencia a la sobreponifica--- ción sobre todo en presencia de glicéridos. La solución que se usa contiene generalmente 10% de NaOH y 10% de NaCl. El--

aceite crudo se calienta a 50°C y se de-aerea a vacío para evitar que las burbujas de aire entrampadas produzcan una es puma jabonosa y evitar su asentamiento. Se agrega un pequeño exceso mientras el aceite se agita vigorosamente y se aumenta la temperatura hasta que se presente el rompimiento a unos 85°C. Se deja asentar unas dos horas y se drena la solución acuosa. Por lo general se dan dos lavados con 5% de agua hirviendo con sus respectivas etapas de asentamiento y drenado; a veces los lavados son con 2% de solución de carbo nato de sodio al 10%. *agui*

PROCESOS CONTINUOS DE NEUTRALIZACION *

Los primeros métodos que se propusieron al iniciarse el proceso de neutralización fueron continuos, pero se ha -- visto a través de los años y la experiencia que se obtien me jores rendimientos con procesos intermitentes, ya que las ca pacidades del equipo requerido son limitadas y se necesita - equipo auxiliar que representa una inversión mayor; por ejem plo: la separación, generalmente, se tiene que hacer por cen trifugación y no por asentamiento, etc.

ELIMINACION DEL JABON FORMADO

La neutralización de ácidos grasos en aceites crudos por medio de álcali produce la formación de jabones. La pas

ta de jabón en sí o el aceite que contiene se usa en la fabricación de jabón o ácidos grasos. La materia aceitosa se combina en parte con álcali para formar jabón, y parte se absorbe como aceite neutro durante la neutralización. Si el jabón que se ha formado es demasiado diluido y su transporte resulta demasiado caro, se hidroliza o se separa acidulándolo con algún ácido mineral, generalmente, sulfúrico o clorhídrico, lo cual produce una separación de la materia aceitosa y de la solución acuosa como una mezcla de ácidos grasos y aceite neutro.

La reacción entre los ácidos grasos libres y la solución cáustica así como la dispersión de esta última en el aceite producen la formación de finas partículas de jabón que encierran pequeñas gotas de aceite, las cuales quedan finalmente retenidas como fase dispersa en el jabón hasta que por agregación de las partículas de jabón ocurre el rompimiento y éste se separa de la fase del aceite. El jabón formado que se asienta es una mezcla de jabón, aceite neutro ocluido, materia insaponificable, sustancias coloridas, mucílagos, agua, glicerina (producida por la saponificación de aceite neutro), sal y otros electrólitos, los cuales se agregan durante todo el proceso de refinación al que se ha sometido el aceite.

*

El contenido de jabón y aceite neutro en la pasta jabonosa varía mucho según el proceso seguido para la neutralización, y por economía quien refina un aceite siempre trata de mantener el contenido de aceite neutro tan bajo como sea posible.

El aceite neutro que se mantiene en el jabón por adhesión pero que no se dispersa en las cápsulas de jabón puede recuperarse, hasta cierto punto, asentando la pasta jabonosa caliente durante algún tiempo, hasta que el aceite flote en la superficie y pueda formarse una nata. El aceite neutro disperso requiere un tratamiento más elaborado para su recuperación. *

El tamaño de las partículas de jabón depende del contenido de agua y aceite neutro en la pasta jabonosa, así como de la proporción de sal, mucílago, proteínas, glicéridos, etc.

La temperatura afecta el tamaño de las partículas de aceite en la emulsión aceite-glóbulos cuya estabilidad se aumenta si hay algún contenido de gomas coloidales.

Si la solución jabonosa contiene aceite y se almacena a temperatura elevada en un tanque, las partículas de aceite tienden a flotar mientras que la capa jabonosa se

asienta en el fondo, esta separación puede acelerarse añadiendo sal.

La velocidad de separación puede calcularse en base a la ley de Stokes:

$$v = \frac{2g r^2 (d_1 - d_2)}{9 \eta}$$

donde:

v = velocidad de separación

g = aceleración de la gravedad

r = radio de las esferas de aceite

d₁ = densidad de la solución de jabón

d₂ = densidad del aceite

η = viscosidad del medio

Si la solución jabonosa contiene 10% de aceite neutro en forma de glóbulos dispersos con radio de 2η la velocidad de ascensión del aceite a 85°C sería 0.39 cm por hora. En un tanque de algunos metros de altura esto significaría reposo de varios días para que las partículas pequeñas llegaran desde el fondo a la superficie.

La velocidad de separación aumenta con el cuadrado del radio del glóbulo y puede hacerse diluyendo la solución de jabón. La siguiente gráfica muestra la relación entre el

tamaño medio del glóbulo y la dilución de la mezcla jabón- -
 agua.

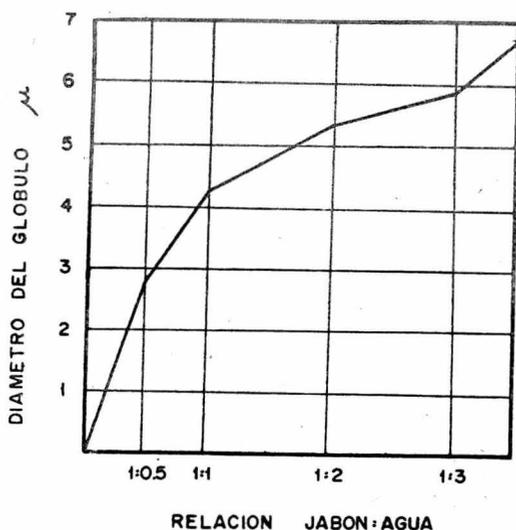


Fig. III-3. Variación del radio de las gotas de aceite al diluir la mezcla jabón-agua

Similarmente el incremento del contenido de aceite -
 tiende a aumentar el tamaño de los glóbulos, como se muestra
 en la siguiente tabla:

Relación jabón:aceite	1:1	1:2	1:3	1:4
Máximo diámetro de glóbulo:	0.7 μ	1.41 μ	2.9 μ	4.4 μ

La ley de Stokes demuestra que la velocidad de separación es directamente proporcional a la diferencia en densidad de la solución de jabón y aceite, e inversamente a la --

viscosidad del primero. La diferencia ($d_1 - d_2$) depende de

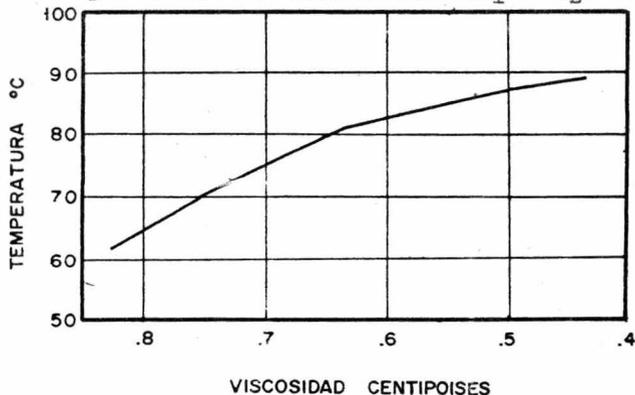


Fig. III-4. Variación de la viscosidad de la mezcla jabonosa con la temperatura

la temperatura y del contenido de sal (sal o carbonato) que contenga la fase acuosa así como de la relación aceite neutro:jabón.

La viscosidad disminuye conforme la temperatura aumenta, por ejemplo, a 90°C es casi 45% menor que a 60°C. Estos cambios se muestran en las figuras III-4 y III-5.

En rango de 80-90°C hace más pronunciadas las diferencias entre estas propiedades físicas, lo cual hace a estas temperaturas las mejores para obtener el máximo rendimiento de recuperación de aceite neutro por asentamiento. Si el proceso de refinación ha sido bien aplicado sólo se puede recuperar una pequeña cantidad de aceite neutro en es-

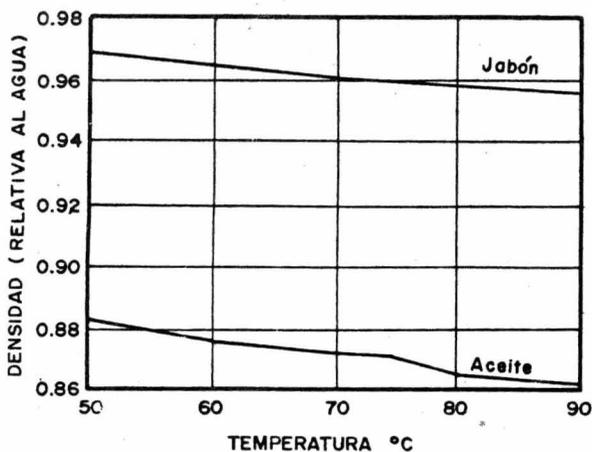


Fig. III-5. Variación de la densidad del aceite y de la mezcla jabonosa con la temperatura

ta forma, pero la pasta jabonosa todavía contiene incluso -- hasta 30% de aceite neutro del total de materia grasa en la solución jabonosa. *

Para hacer la separación del aceite neutro y jabón -- se usan separadores centrífugos de alta velocidad. Como la velocidad de separación depende de la gravedad, estas máquinas la substituyen por fuerza centrífuga la cual es miles de veces mayor que la gravedad, permitiendo una velocidad de separación mucho mayor. Se ha demostrado también en este proceso que la dilución del jabón con agua y el aumento en pequeña proporción del aceite neutro produce una separación -- más efectiva.

Cuando esta separación se hace en centrífugas, la -- concentración de materia grasa total en el jabón generalmente se reduce hasta 25% por dilución con agua caliente o con una solución de sal de unos 20°Bé, manteniéndose a 80-85°C.-- Las capacidades de los separadores centrífugos llegan hasta 3000 litros por hora con una recuperación de 70-90% del aceite neutro del jabón. Las velocidades varían entre 3000- --- 15000 rpm.

En algunos casos a la solución jabonosa se le agrega ácido mineral (generalmente sulfúrico o clorhídrico) para recuperar y concentrar la materia grasa que se encuentra como una mezcla de ácidos grasos, liberados del jabón, y aceite - neutro de la emulsión con jabón. Esta mezcla también llamada "aceite ácido" por lo general contiene más de 97% de materia grasa. La proporción de aceite neutro en esta mezcla depende de la eficiencia del proceso de neutralización y nor--malmente no debe exceder del 30%. El aceite ácido es más -- práctico de manejar que el jabón y contiene menos del 1% de agua, lo cual no hace pesado su transporte. En el transcurso de su producción puede purificarse produciéndose una buena materia prima para fabricar jabón o puede hidrolizarse totalmente y los ácidos grasos se separarían por destilación.

La transformación de solución jabonosa a aceite áci-

do se hace en tanques grandes por adición del ácido mineral en cantidad suficiente para que la mezcla muestre leve concentración ácida. Estos tanques normalmente son de acero -- con recubrimiento de cemento a prueba de ácido o algún plástico o resina que resista la acción corrosiva. La solución de jabón se agita al introducir vapor directo por medio de un serpentín de tubería de plomo o algún otro metal resistente al ácido mientras éste se está agregando. Cuando el jabón se ha descompuesto y el aceite, junto con los ácidos grasos, se separan de la fase acuosa se corta el vapor y el contenido del tanque se deja asentar. Debido a los vapores ácidos y olores desagradables producidos por este tratamiento -- estos tanques normalmente se mantienen cerrados herméticamente y lejos del área de refinación.

Después que se asienta la fase acuosa-ácida se drena por medio de una boquilla en el fondo, la cual debe unirse con una tubería de acero inoxidable para transportarlo a --- otro tanque donde se lava con agua caliente y vapor vivo para purificarlo del ácido. Como este tratamiento normalmente produce un obscurecimiento del aceite remanente es conveniente blanquear el aceite ácido por medio de ciertos aceites -- químicos que después se separan por filtración.

Al analizar el aceite ácido para conocer el conteni-

do de ácidos grasos libres y aceite neutro, con el fin de -- controlar el proceso, debe tomarse en cuenta el peso molecular de los ácidos grasos que se encuentren, pues de otra manera se puede llegar a resultados inconvenientes.

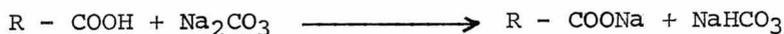
NEUTRALIZACION CON CARBONATO ALCALINO

Aunque la sosa cáustica es el álcali más comúnmente usado para la neutralización de los aceites, el carbonato sódico se usa en muchos casos, sobre todo desde hace pocos --- años al iniciarse los procesos continuos de refinación con carbonato propuestos por Clayton, cuyo uso ha sido extendido a aceites para los cuales en el pasado fue considerado poco eficiente.

> Este proceso tiene la ventaja de no atacar el aceite neutro, y que las pérdidas de refinación por sobresaponificación se eviten, de ahí que su uso requiera una técnica especial para obtener una buena separación de la pasta jabonosa y para evitar dificultades por la liberación de bióxido de carbono del carbonato, que puede producir espuma excesiva. - Como su acción es ligera no tiene el efecto limpiador y decolorante de la sosa cáustica. > Esto hace que se dé al aceite neutralizado con carbonato, un lavado con solución de sosa cáustica diluida (concentración decimonormal) lo cual puede-

mejorar la calidad y disminuir las necesidades de tierra ---
blanqueadora en los procesos de blanqueo subsecuentes.

La neutralización con carbonato de sodio debe efec--
tuarse a una temperatura relativamente baja, de preferencia--
no mayor a 50°C, de manera que los ácidos grasos libres reac--
cionen sólo con un equivalente del carbonato de sodio diva--
lente, de ahí que se formen jabón y bicarbonato según la ---
reacción:



Preferentemente se usa un gran exceso de carbonato -
(aproximadamente 150% de exceso). La producción de bióxido-
de carbono tiende a causar espuma y flotación de partículas-
de jabón en la superficie. El jabón debe ser lavado en el -
fondo con un espreo de agua caliente o con lavados de sal o -
silicatos.

La neutralización con carbonato se lleva a cabo tam-
bién al vacío de modo que se secan los granos de jabón por -
evaporación del agua y se elimina el gas (bióxido de carbo--
no) junto con los vapores. En este proceso se separa el ja-
bón seco del aceite neutro por filtración.

El carbonato de sodio se usa en los dos procesos: in

termittentes y continuos, empleando en estos últimos una separación centrífuga para la pasta jabonosa. Las siguientes -- son las principales aplicaciones de este método:

En un neutralizador del tipo común el aceite crudo se calienta a menos de 40°C y una solución fuerte de carbonato de sodio (cerca de 35% de Na_2CO_3) a 40°C se añade tan rápido como sea posible con un exceso del 150% (250% de la cantidad teórica requerida). Al efectuar esta adición rápidamente hace que se forme inmediatamente el bicarbonato de sodio y se evite la producción de bióxido de carbono. El contenido se agita rápidamente al tiempo que el carbonato se -- está añadiendo, e inmediatamente después se eleva la temperatura por medio de un calentamiento indirecto con vapor hasta que el "rompimiento" ocurra; esto sucede aproximadamente a 70-75°C, aunque a veces se necesita calentar a temperaturas más altas. Se detiene entonces la agitación y se esporea rápido un 50-100% de agua caliente (95°C) sobre el aceite, después de lo cual el contenido se deja reposar 1 a 2 horas para que la solución jabonosa se asiente. Raramente se forma una emulsión y la solución jabonosa se elimina con facilidad; generalmente el contenido de aceite de la pasta jabonosa es menor que el 30% de la materia grasa total. En algunas ocasiones se acostumbra después de la neutralización y la eliminación del jabón dar un lavado con 10% de solución decimonor

mal de sosa cáustica, o con una solución que contenga además de la sosa un 10% de sal.

Para asegurar que siempre haya un exceso considerable de carbonato de sodio durante la neutralización, y también que el carbonato no cristalice fuera de la solución concentrada, algunos refinadores prefieren poner primero en el recipiente de neutralización la solución de carbonato, calentar hasta casi los 45°C y luego añadir el aceite crudo, bajo agitación vigorosa, por el fondo del recipiente para que este fluya a través de la solución de carbonato. Después de la neutralización el contenido se calienta hasta que el rompimiento ocurra, esto es, cerca de 80°C, después se detiene la agitación, se esprea un gran volumen de agua caliente sobre el aceite tan rápido como sea posible, con el fin de --- atraer el jabón hacia los fondos para asentarlo y drenarlo. Este método es efectivo sobre todo para aceites de 6% de ácidos grasos libres o más, pero debido a la gran cantidad de jabón formado se necesita usar 80-100% de agua caliente para el primer lavado. Con un aceite crudo de mejor calidad se requieren menores cantidades de agua.

Puede ser difícil el proceso de neutralización con carbonato de sodio para reducir el contenido de a.g.l. hasta una cantidad inferior a 0.1-0.15%. En casos semejantes, des

pués que la pasta de jabón ha sido drenada, el aceite se somete a un baño con 10% de una lejía de sosa cáustica decimormal y finalmente uno o dos baños con agua caliente.

Algunas veces se recomienda usar una solución de --- Na_2CO_3 de 25-30° Bé junto con una solución de silicato de sodio, las cuales se mezclan y se agregan al aceite crudo a la temperatura más baja posible con agitación constante. El -- contenido del recipiente se calienta hasta unos 60°C y des-- pués se agita durante 10 a 15 minutos, se añade agua en un - 5-7% y el aceite queda listo para drenarse.

El método de neutralización con carbonato al vacío, - se lleva a cabo en diferentes formas, una de las cuales es - la siguiente:

El aceite crudo se desgoma y si la pasta jabonosa se va a usar como materia prima en la fabricación de jabón blanco, debe blanquearse antes de neutralizarlo. El aceite se - calienta a presión atmosférica hasta 35-40°C y se añade una - solución de carbonato de sodio de 20% de concentración y 5% - de exceso de la misma en 10 a 15 minutos mientras se agita a 65-75 rpm. Se produce un poco de CO_2 , por lo que se debe ha - cer con esmero para evitar que se forme demasiada espuma; pa - ra esto es útil tener unas aspas en los agitadores sobre el-

nivel del líquido para eliminar la espuma. Después de algunos minutos se reduce la agitación a 15-20 rpm y se empieza a hacer vacío gradualmente. Esto causa que el agua se evapore y se descargue el CO₂ disuelto; si la reducción de presión se hace en el curso de 20 a 30 minutos, se evita exceso de espuma. Para prevenir el enfriamiento de la mezcla por la evaporación del agua se usan calentadores indirectos de vapor mientras la agitación es lenta y la temperatura se mantiene cerca de los 50°C para permitir que los granos de jabón se desarrollen y sequen en la forma de pequeñas hojuelas convenientes para la filtración subsecuente.

El periodo de tiempo que el aceite queda sujeto a vacío depende de la cantidad original de a.g.l., pero por lo general nos aseguran el secado del jabón, si la presión se redujo gradualmente hasta 20 mm Hg y la temperatura es de 52°C. El jabón se elimina por medio de filtros prensa, a menudo por gravedad, se usa en las prensas doble tela. Se emplea con frecuencia una segunda filtración en la cual se utiliza un filtro auxiliar. El jabón contiene cerca del 85% del aceite total, del cual cerca del 55% es jabón de ácidos grasos. Los a.g.l. en el aceite neutralizado son cerca del 0.05%. *La ventaja que tiene este método es que el jabón como subproducto está seco, concentrado y su transporte es fá-*

cil; además puede usarse directamente en la fabricación de jabones de buena clase, sobre todo si el aceite crudo fue --preblanqueado.

Aunque la neutralización con carbonato tiene teóricamente algunas ventajas, presenta a menudo dificultades para efectuarse en la práctica, y en la mayoría de los procesos --se prefiere el método con solución cáustica o en combinación con otros reactivos.

Se ha desarrollado un proceso continuo en el cual la neutralización se efectúa con Na_2CO_3 y al aceite tratado se le da una segunda refinación con sosa cáustica. En esta forma, las pérdidas por refinamiento se reducen y se usa el álcali más ligero para la neutralización; el aceite se limpia y decolora por el tratamiento subsecuente con sosa cáustica. Todo el proceso es continuo y controlado automáticamente produciendo aceite ya seco para ser decolorado, hasta el punto--deseado.

X
NEUTRALIZACION CON CAL Y OTRAS
SUBSTANCIAS QUIMICAS

Como las sales alcalinas de los ácidos grasos pesa--dos son insolubles en agua, se ha intentado usar cal o magne--sia para neutralizar y separar el jabón formado por filtra--

ción. A veces se usa cal apagada, con un poco de exceso, lo que produce una emulsión muy fina, y como el jabón en presencia de humedad es ligeramente soluble en aceite, actúa como emulsificante de la dispersión agua en aceite. Al secar la mezcla en vacío se rompe la emulsión y el jabón se convierte en una masa granular, lo cual facilita la separación por filtración; la separación del jabón se mejora usando una mezcla de cal y sal. El proceso de neutralización con cal es el siguiente:

Se calienta el aceite hasta 90°C en un recipiente --abierto y se agrega Ca(OH)_2 seco y se agita a velocidad moderada (40 rpm aproximadamente). La neutralización se efectúa aproximadamente en una hora cuando la mezcla presenta una fina emulsión. Se calienta a 110°C y se bombea hasta una espesa en una torre al vacío donde la humedad se vaporiza y el jabón seca separándose del aceite; el jabón seco se extrae del fondo y se bombea a un filtro prensa para la separación del jabón y del aceite neutro.

Aunque las pérdidas de refinación son generalmente reducidas, el proceso de neutralización con tierras o polvos alcalinos no es muy usado. La dificultad principal se presenta en el proceso de filtración cuando se trata de jabones viscosos y es menor cuando el jabón presenta forma granular-

y está suficientemente seco.

En cuanto a economía se refiere, lo más importante - en el proceso de neutralización es evitar pérdidas de aceite neutro y como éste puede ser extraído del jabón con varios - disolventes, no es de extrañar que el proceso se haya desa-- rrollado para efectuar la neutralización en un disolvente en el que el aceite neutro y los ácidos grasos son solubles --- mientras que los jabones hidratados no lo son.

NEUTRALIZACION POR DESTILACION

Para evitar las pérdidas de aceite neutro originadas de la neutralización alcalina de los ácidos grasos libres, - los procesos han sido mejorados para eliminar dichas pérdi-- das por destilación. El aceite neutro no es volátil, mien-- tras que los ácidos grasos pueden ser destilados en una co-- rriente del vapor al vacío a temperaturas suficientemente ba jas para evitar la descomposición térmica del aceite. Este método tardó décadas en desarrollarse. Este proceso se difi culta porque el máximo vacío que se puede obtener a nivel in dustrial varía entre 30 a 50 mm abs de presión y, por ejem-- plo, en el proceso de destilación intermitente no se puede - evitar una degradación leve del aceite neutro y en aceites - semisecantes una pequeña polimerización si la temperatura de destilación es 250-290°C. Con el desarrollo de plantas para

producir altos vacíos, y de aleaciones especiales para torres y tuberías que resisten los ataques de los ácidos grasos calientes y sus vapores, el proceso puede efectuarse a 3-5 mm de presión, lo cual permite la eliminación de ácidos grasos libres de ciertos aceites de 210-230°C. Es preferible el método continuo (en el que el aceite se calienta a una temperatura alta para la destilación durante un periodo corto) al proceso intermitente, donde el aceite se somete a una temperatura alta por un periodo largo, pero existe en el proceso continuo el riesgo de polimerización en los aceites más insaturados y semisecantes. Por esto, algunas plantas hechas para neutralización se usan también para polimerizar aceites.

Es importante que el aceite crudo haya sido desgomado antes de la destilación, de otra manera el aceite neutro-residual puede oscurecerse por las altas temperaturas que se usan. En muchos casos el aceite crudo se somete a decoloración previa, debido a que algunas sustancias colorantes son imposibles de eliminar después del tratamiento con calor.

El proceso de neutralización por destilación se usa sobre todo con aceites crudos de alta acidez. Mientras que en aceites crudos con 8% de ácidos grasos libres o más, el proceso se dificulta haciendo necesaria la neutralización --

con álcali. El proceso de destilación será económico con -- aceite de 20 a 25% de ácidos grasos libres. Como los acei-- tes de alto contenido de ácidos grasos libres frecuentemente contienen una alta proporción de mono y diglicéridos, el ren dimiento de aceite neutro a partir del proceso de destila--- ción es en ocasiones superior que el que debería esperarse a partir del contenido de ácidos grasos libres del aceite cru- do, porque algunos de los ácidos grasos libres, a la tempera- tura de destilación, se reesterifican con los mono y diglicé- ridos formando triglicéridos, de este modo se incrementa el- rendimiento del aceite crudo.

En la práctica es muy difícil disminuir a bajo costo el contenido de ácidos grasos libres en un aceite hasta 0.1- 0.2% o menor. La reducción abajo de 1% es muy rápida, y la- velocidad de eliminación de ácidos es proporcional a su con- centración en el aceite. Cuando se acerca a la neutraliza-- ción la velocidad disminuye y cuando el contenido de ácidos- grasos libres llega a 0.1-0.2% se efectúa una pequeña hidró- lisis del aceite neutro al mismo tiempo que los ácidos son - destilados, se recomienda parar el proceso de neutralización por destilación cuando se llega al 0.5-0.8% de ácidos grasos libres y terminar el proceso con álcali cáustico.

Aunque los glicéridos neutros son prácticamente no -

volátiles bajo las condiciones del proceso, se produce una leve pérdida de ellos por medio de corrientes de vapores de ácidos grasos, y los destilados y condensados contienen, casi siempre, 5-10% de aceite neutro.

La planta para neutralización por destilación es mucho más costosa que la usada para neutralización intermitente. Es de desear que se haga de metales especiales que resistan la corrosión. Un sistema eficiente de alto vacío y sistemas de condensación por separado para ácidos grasos y vapor, lo cual significa temperaturas muy altas en el proceso. Esto se obtiene usando calderas de alta presión, agua de circulación sobrecalentada, aceite mineral caliente de calidad especial o dowtherm (mezcla de difenilo y óxido de difenilo) en un sistema de calentamiento especial. Las posibilidades económicas del método dependen principalmente de mejorar el rendimiento de aceite neutro, y en el mayor valor comercial de los subproductos mientras que su aplicación a aceites crudos de gran acidez puede justificar un riesgo económico, es dudoso que pueda competir económicamente con los modernos métodos de neutralización con álcali en procesos continuos o intermitentes.

NEUTRALIZACION POR EXTRACCION CON DISOLVENTES

Se han hecho muchos experimentos para tratar de reducir la acidez de aceites por medio de disolventes como alcohol etílico y amílico, acetato de etilo, alcohol-glicerol, etc., haciendo pasar a contracorriente en una columna empacada el aceite y el disolvente sin que el rendimiento sea muy alto pues se tiene un alto costo en este proceso, ya que es necesario un tratamiento posterior con álcali; no se sabe -- con exactitud las pérdidas en este proceso, pero deben ser altas.

El método de extracción líquido-líquido ha sido desarrollado preferentemente con furfural y propano como solventes. El furfural a temperatura ambiente es sólo parcialmente miscible con el aceite y en menor grado con la parte insaturada que con la saturada aunque la diferencia es pequeña.-- Cuando se introduce furfural a una torre empacada por el domo y el aceite crudo casi a la mitad, el furfural, que es -- más pesado, tiende a irse al fondo en contracorriente con el aceite disolviendo y arrastrando la fracción más insaturada, mientras que la fracción más saturada, con algo de furfural, tiende al domo; el disolvente se recupera de ambas fracciones, se destila y se recircula. Una parte del extracto se -- regresa al fondo de la columna como reflujo y por la varia--

ción de la relación de disolvente a aceite, la temperatura y la cantidad de reflujo, las proporciones del extracto y el refinado pueden variar. Como los ácidos grasos libres e impurezas quedan en mayor cantidad en la fracción del extracto, el proceso sirve como neutralización del refinado, éste es mejor que el aceite crudo para fines comestibles ya que tiene menor cantidad de glicéridos, de ácidos grasos libres y ha sido purificado y decolorado parcialmente, lo cual facilita la decoloración y deodorización posteriores. Una pequeña proporción de nafta en el reflujo facilita la separación de las fracciones; el extracto se pasa a una segunda columna con una mezcla de furfural y nafta separándose el extracto de los ácidos grasos libres e impurezas produciendo un extracto prácticamente neutro con una fracción cercana a 1% de impurezas y ácidos grasos.

El proceso de extracción con propano presenta dificultades, ya que debe trabajarse bajo presión pero tiene la ventaja de ser efectivo para disolver y arrastrar impurezas que se presentan en proporciones menores como fosfátidos, esteroides y colorantes. El proceso en sí no es muy económico, lo cual lo hace aplicable sólo a casos muy particulares como la extracción de aceites a partir de hígado de peces.

NEUTRALIZACION POR ESTERIFICACION

Si el contenido normal de ácidos grasos libres en -- aceites crudos es menor de 6-7%, este proceso de "esterificación" no es económico.

En la práctica es difícil reducir la acidez a menos- de 1% y por lo tanto se necesita neutralizar con álcali des- pués de la esterificación. El precio de la glicerina, y la- diferencia de precios entre aceite neutro y ácidos grasos ha- ce este proceso normalmente no económico.

El glicerol reacciona con los ácidos grasos a tempe- raturas del orden de 250-300°C en vacío -sin usar catalizado- res- para formar triglicéridos, pero la reacción es tan len- ta e incompleta que no tiene valor comercial sobre todo si - los reactivos están muy diluidos en proporción a los glicéri- dos neutros. En presencia de un catalizador adecuado la --- reacción es mucho más rápida y se efectúa en vacío para eli- minar inmediatamente el agua formada, siendo el rango de tem- peraturas entre 150-225°C, lo que produce poca degradación y decoloración del aceite. Los mejores catalizadores encontra- dos son: SnCl_4 , SnCl_2 , ZnCl_2 , los cuales se usan en propor- ción de 0.1-0.20% calculados en el contenido del metal. --- Cuando la temperatura es de 175-200°C y presión absoluta de- 10-30 mm Hg, la reacción llega casi a la neutralidad en unas

cuantas horas.

En la práctica es difícil obtener abajo de 2% de ácidos grasos libres porque la velocidad de reacción disminuye considerablemente al irse efectuando y el aceite esterificado se procesa con álcali para eliminar el catalizador; la reacción es sumamente compleja y es posible que proceda formando la sal del metal y el ácido graso, HCl y clorhidrina para formar el cloruro del metal y glicéridos.

Mientras que la neutralización por esterificación es un desarrollo técnico interesante, sólo puede considerarse de importancia industrial en casos excepcionales como un medio de aumentar el suministro de aceites y grasas con fines comestibles.

DECOLORACION

Un paso importante en la refinación es la eliminación de sustancias de color indeseable, lo cual se conoce como proceso de decoloración. Como ya se ha mencionado en el proceso de neutralización algunas coloraciones se eliminan en dicho proceso, sobre todo al usar soluciones cáusticas concentradas, pero algunas de ellas son muy solubles en aceite y son ingredientes *característicos de los aceites crudos*; sólo pueden eliminarse por medio de un tratamiento espe

cial.

Las sustancias naturales que producen color son --- principalmente: caroteno, xantofila y clorofila, aunque puede haber otras de menor importancia. Las principales tonalidades son por lo tanto: amarillo, naranja y verde.

También pueden producirse coloraciones en un aceite crudo por la presencia de productos resultantes de la oxidación, arranciamiento, almacenamiento inadecuado, etc. Un -- aceite almacenado por periodos prolongados bajo condiciones de humedad y temperatura inadecuadas y expuestos a la oxidación del aire, genera un obscurecimiento debido a la reac--- ción entre proteínas y carbohidratos en las gomas y mucíla-- gos. Estas coloraciones dificultan el proceso de decolora-- ción. El color oscuro puede causarlo también una alta temperatura de precocimiento; por lo tanto, los aceites que se obtienen en la segunda etapa de prensado a mayores presiones y temperaturas son siempre más oscuros que los de la prime-- ra etapa. En el proceso de extracción con disolvente los -- aceites con menor coloración se extraen con benceno mientras que el cloroetileno, el hexano y otros disolventes se usan - para coloraciones más severas.

La oxidación de materias insaponificables como *toco-*feroles (incolores) y quinonas producen color pardo.

La disminución del color en el aceite puede efectuarse en los siguientes pasos del proceso de refinación:

1. Por neutralización con solución cáustica. El jabón formado arrastra una parte de colorantes, parte por proceso mecánico y parte por coagulación e interacción entre las partículas electronegativas del jabón y las partículas electropositivas de los coloides coloreados. Los colorantes en gomas, proteínas, etc. pueden también ocluirse con el jabón.
2. Si al aceite crudo se le suministra un pretratamiento antes de neutralizarlo se elimina parte del color debido a los reactivos usados, ejemplo: H_2SO_4 , sal, etc.
3. Después del pretratamiento y la neutralización con sosa es factible encontrar todavía sustancias colorantes y quizá éstas tengan composición química muy diferente a aquellas que se eliminaron en la neutralización, es el caso de los carotenos y clorofilas, haciéndose necesario dar algún blanqueo al aceite neutro si se va a usar con fines comestibles. Por lo general las sustancias colorantes debidas a degradación y deterioro

en el aceite se eliminan mediante el pretratamiento y la neutralización, por lo que la eficiencia del proceso de blanqueo es alta; a veces se requiere someter a algunos aceites a procesos especiales o exhaustivos de blanqueo.

El grado de blanqueo al que debe someterse el aceite depende del uso que se le va a dar y en ocasiones es necesario agregar colorantes artificiales para obtener el color deseado. Mientras los colorantes naturales no tienen efecto en el sabor, las sustancias producidas por oxidación o deterioro por lo general producen sabores indeseables, y su eliminación, blanqueando el aceite, mejora el sabor.

No sólo se blanquean los aceites destinados a usos comestibles, por ejemplo, algunos aceites que se usan como materia prima para la fabricación de jabones blancos, así como los que se usan para fabricar pinturas de colores blancos o muy claros.

El proceso de blanqueo puede efectuarse por cinco métodos:

- 0/0
- a) El método más importante en la industria es la decoloración por adsorción, en el cual se usan algunas sustancias de superficie activa que presen--

tan la propiedad de retener por adsorción las ---
substancias colorantes y no tienen efecto en el -
aceite, éstas pueden ser: carbones activados o --
tierras blanqueadoras.

- b) Otro método es por acción química, el cual consiste
en atacar a los colorantes por medio de reactivos
que los destruyan por oxidación o los trans--
forman en substancias incoloras.

Este método ha perdido importancia desde el descubrimiento
del carbón y las tierras con propieda--
des blanqueadoras y prácticamente no se usa en --
aceites que se destinarán a fines alimenticios.)

- c) La hidrogenación en presencia de varios catalizadores
tiene un fuerte efecto blanqueador, sobre -
todo en los carotenos. Si este proceso se efec--
túa bajo condiciones especiales puede evitarse la
hidrogenación de glicéridos.

- d) El proceso descrito como "neutralización por ex--
tracción con solvente" puede modificarse levemente
para extraer también las substancias que cau--
san impurezas por coloración.

- e) El blanqueo por medio de calor es muy eficiente -
sobre todo en presencia de carotenos y se usa mucho
en combinaciones con el método de adsorción -

en el transcurso del proceso de deodorización. -
Tiene la desventaja de que algunos colorantes que
no se eliminan por el método de adsorción, pueden
causar obscurecimiento del aceite al someterse a
una temperatura alta, como la que se usa en el --
proceso de deodorizado.

Ya se ha hecho notar la ventaja de efectuar la deco-
loración después del pretratamiento y la neutralización. --
Con frecuencia se presentan casos en los que se decolora el
aceite crudo, se haya o no sometido a pretratamiento, como -
es el caso del aceite ácido o de la mezcla jabonosa produci-
dos durante la neutralización, cuando se requiere práctica--
mente incoloro.

DECOLORACION POR ADSORCION *ND*

Los adsorbentes que se usan para decolorar aceites -
son por lo general: silicatos de aluminio hidratado, arci---
llas activadas y en menor grado carbón activado. Todos ----
ellos poseen la propiedad de adsorber en su superficie no só
lo los colorantes, sino también otras sustancias en suspen-
sión coloidal como resinas, gomas y otros productos de oxida
ción o degradación. La quimisorción en arcillas puede expli
carse por la formación de sales entre los colorantes y el hi

drógeno reactivo y los iones aluminio en los silicatos de -- aluminio hidratados. En todos los casos la decoloración sigue las leyes del proceso de adsorción.

En el rango de concentración del soluto -substancia- que debe eliminarse por adsorción- y a las temperaturas que normalmente se lleva a cabo el blanqueo del aceite, la relación entre la cantidad de soluto adsorbido y la concentra--- ción final sigue la ecuación de la isoterma de Freundlich:

$$\frac{x}{m} = a c^{1/n}$$

en donde x es la cantidad de soluto adsorbido por m gramos - de adsorbente; c es la concentración del soluto en la solu--- ción, a y 1/n son las constantes de adsorción, de las cuales a representa el valor de la adsorción a una concentración -- que se toma como la unidad; ésta es característica del adsor--- bente y del soluto adsorbido; 1/n es el exponente de adsor--- ción e indica la eficiencia de la adsorción al variar la con--- centración del soluto.

El mayor valor de a y el menor de 1/n dan el mejor - adsorbente. La representación gráfica de la ecuación de --- Freundlich es:

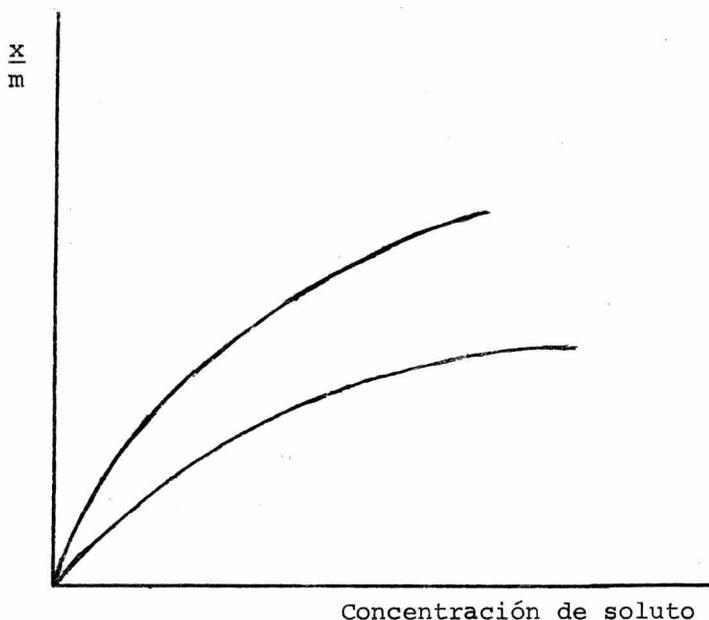


Fig. III-6. Isotherma de Freundlich.

Si se escribe en forma logarítmica sería:

$$\log \frac{X}{m} = \log a + \frac{1}{n} \log C$$

lo cual puede representarse por medio de una línea recta, como se muestra en la figura III-7.

Los valores de a y $1/n$ se determinan experimentalmente para cada adsorbente graficando la reducción de color por unidad de adsorbente contra el color residual en escala logarítmica. La medida del color y la reducción del mismo puede



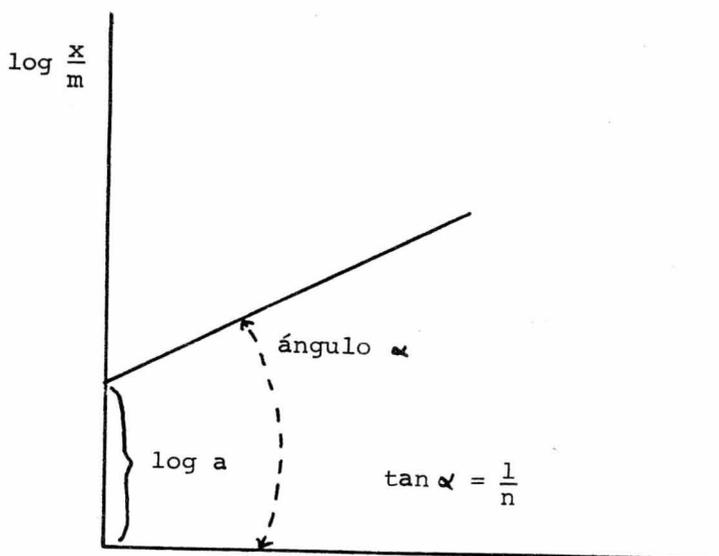


Fig. III-7. Isoterma de Freundlich.

determinarse por comparación con soluciones estándar de di-- cromato potásico. La reducción de color sigue la tendencia de la curva que aparece en la figura III-8, en la que se gra-- fica % de adsorbente usado contra unidades de color residual.

La cantidad de soluto eliminado del aceite por uni-- dad de peso de adsorbente es proporcional a la concentración del soluto, y como la concentración disminuye a medida que - se adsorbe, hay un constante decremento en la cantidad de so-- luto eliminado hasta que se alcanza un equilibrio de manera-

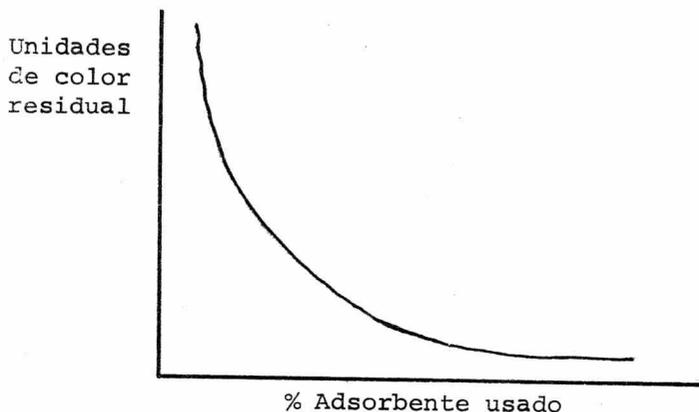


Fig. III-8. Tendencia de la reducción de color al usar adsorbente

que se hace insignificante la eliminación de compuestos adsorbidos. Si esto se efectúa antes de que el adsorbente se sature puede usarse hasta que se obtenga dicha saturación -- con otro aceite que se desee decolorar. Esto significa que un sistema a contra-corriente debe ser eficiente para este proceso pero la experiencia ha demostrado que otros factores intervienen para impedir este tipo de sistemas haciendo más práctico el uso de procesos intermitentes.

Los valores de "a" y "1/n" varían según el aceite y-

el adsorbente; "a" es proporcional a la superficie activa -- del adsorbente. Cuando se trata de decolorar un aceite, entre más pequeño sea el tamaño del adsorbente mayor poder tiene y también mayor rendimiento y velocidad por unidad de peso de sólido.

En la práctica la selección y evaluación del polvo -- que se usará como decolorante se hace por pruebas de laboratorio tratando de igualar las condiciones que se presentan -- en el proceso. Además de la eficiencia del decolorante se -- deben considerar:

- a) Retención de aceite.
- b) Velocidad de filtración.
- c) Efecto de la filtración en la calidad del aceite.

SOLIDOS USADOS EN EL PROCESO DE DECOLORACION

1. Fuentes y efectos. Se han descubierto algunas ar cillas y arenas que no pueden usarse en cerámica pero que -- tienen otras propiedades interesantes, como son: eliminar co lores indeseables en substancias como aceites minerales o -- grasas, o que pueden ser usadas en la industria textil.

Algunas de estas arenas tienen poca fuerza decoloranu te pero al ser sometidas a un tratamiento con ácido mineral-

(generalmente sulfúrico o clorhídrico) presentan mucho mayor poder de blanqueo, a éstas se les llama "arcillas activadas" o "tierras blanqueadoras activadas".

Los glicéridos sólo son atacados por estas arcillas en presencia de aire y a temperaturas altas, produciéndose una oxidación como resultado de una acción catalítica de dichas tierras, por lo tanto la decoloración por este medio a temperaturas altas debe efectuarse en recipientes cerrados y a vacío. La actividad de las arcillas decolorantes consiste en la fuerza que tengan para oxidar la sal de Möhr (sulfato-amonio-ferroso). La cantidad y tipo de arenas o carbón que se requieren para decolorar el aceite depende del color y tipo de éste, así como del grado de decoloración deseado. La proporción de adsorbente que se usa en la mayoría de los casos es de 1.5-2.5% de una buena tierra activada. Las tierras usadas en este proceso se impregnan de cantidades considerables de aceite, sobre todo cuando se usa un material cuyo diámetro de partícula es muy pequeño y su poder decolorante es alto, y aunque la mayor parte de aceite puede recuperarse por diferentes procesos, éste es más obscuro y de menor calidad que el aceite que no se ha sometido al proceso de decoloración.

La pérdida de aceite o su degradación como subproduc

to en el proceso de blanqueo es una porción considerable del costo total de refinación.

2. Composición. Diferencia entre tierras decolorantes y no decolorantes. Activación. Las tierras decolorantes son silicatos de composiciones variables siendo sus principales constituyentes, SiO_2 y Al_2O_3 ; muchas veces estas sales se encuentran hidratadas; se encuentran también Ca, Mg, y óxidos de Fe, los cuales no tienen contribución al efecto blanqueador.

La relación $\text{SiO}_2:\text{Al}_2\text{O}_3$ hace la diferencia entre una tierra activable y una inactiva; esta relación es mayor en las tierras naturales y menor en las arcillas inactivas; en las arcillas activables esta relación es mayor que en las arcillas usadas para cerámica, pero no tan alta como en las tierras blanqueadoras naturales, esta relación, originariamente de 2-3:1, se eleva al ser tratada, la arcilla, con un ácido mineral hasta 5-6:1.

Una buena tierra (decolorante natural) tiene la característica de no poseer sales solubles en agua y presenta un bajo pH al ser hidrolizada.

Al someter una arena decolorante a tratamiento con ácido mineral (activación), se producen las siguientes reac-

ciones:

- a) El ácido disuelve parte del Fe_2O_3 y Al_2O_3 (así como CaO , MgO , etc.); esto produce una abertura en la estructura del cristal y un aumento de la superficie activa.
- b) La segunda reacción es un intercambio, que se efectúa en la superficie de los cristales, de iones de Ca^{++} y Mg^{++} con iones de H^+ del ácido.
- c) Una parte de los iones de H^+ que han reemplazado a los de Ca^{++} y Mg^{++} , se intercambian con iones de aluminio que antes había disuelto el ácido.

3. Propiedades de las tierras decolorantes. Las tierras decolorantes comerciales son polvos cuyo color varía del amarillo-amarillo verdoso hasta el azul grisáceo, su peso específico varía entre 1.8-2.3. En atmósfera seca presentan buena estabilidad y no pierden su actividad aún después de largos periodos de almacenamiento.

A algunos tipos de tierras activadas se les hace retener pequeñas cantidades de ácido en el proceso de activación para producir una pequeña acidez al aceite, lo cual produce un olor característico que se elimina en el siguiente proceso (deodorización).

Las tierras naturales, cuando son polvos muy finos, absorben entre 18 a 35% de aceite, y la velocidad de filtración debe ser menor, para poder extraer por este medio la mayor parte de dicho aceite.

Cuando se han usado dichas tierras se recuperan por medio de un filtro prensa y se someten a un tratamiento de regeneración después que se ha eliminado el contenido de aceite e impurezas orgánicas que contenían. Básicamente, este proceso consiste en un tratamiento con calor en un horno adecuado, obteniéndose un producto que posee las características de las tierras blanqueadoras pero no en el grado del producto original. Estas tierras regeneradas son adecuadas para tratar aceites que se usarán con fines industriales, ya que si se usan en aceites con fines comestibles les producen un aroma un poco desagradable prácticamente imposible de eliminar. El proceso de regeneración es hasta cierto punto complicado y costoso, por lo cual no se recomienda efectuarlo.

CARBONES ACTIVADOS O DECOLORANTES

Los carbones hechos con madera en hornos o retortas tienen bajo poder de adsorción, pero sirven como materias primas de importancia para la producción de otros carbones activados de elevada capacidad de adsorción.

La cantidad de un carbón activado depende del tamaño de la superficie y del volumen de los capilares por unidad de peso, el área de las entradas a los capilares, el tamaño de partícula y la naturaleza del adsorbente.

Cuando el carbón activado se mezcla con una arcilla blanqueadora se mejoran estas características.

La retención de aceite en un carbón activado es mayor que en el de una arcilla. El costo del carbón es mucho más alto que el de una arcilla activada y cuando se usa una mezcla carbón-arcilla en relación 1:8 hasta 1:10 esta mezcla presenta el mismo efecto blanqueador que el mismo carbón activado y obviamente esto presenta grandes ventajas económicas. La activación del carbón se efectúa a 800-1000°C.

Los carbones activados rara vez se usan en proporciones mayores de 0.1 a 0.2%.

USO DE CARBONES Y TIERRAS BIANQUEADORAS

La decoloración con adsorbentes se hace por dos métodos, el proceso intermitente y el proceso con filtros de lecho fijo. En el primero, el aceite se mezcla, generalmente a temperaturas altas, durante un periodo de tiempo largo, en el cual se separa del líquido decolorado por filtración. En

el segundo proceso se pasa el aceite tibio a través de capas sucesivas o lechos fijos de 7 a 10 mm de espesor hasta obtener el grado de decoloración deseado.

Cuando el aceite se va a dedicar a usos industriales el proceso más usado es el intermitente. El aceite neutralizado se mezcla con la cantidad necesaria de adsorbente a una temperatura entre 70-90°C durante un periodo que puede variar 20 a 40 min y de preferencia en vacío.

Como el poder de decoloración depende de los colorantes presentes en el aceite, es obvio que dicho poder blanqueador del adsorbente, vaya disminuyendo con el avance de la pérdida de color en el aceite y con el uso.

Los carbones usados para el blanqueo del aceite neutro pueden volverse a usar para blanquear un aceite menos claro, siempre que estos sean de la misma clase.

En el proceso batch se requiere el uso de dos etapas de adsorción.

Antes de tratar un aceite crudo con carbón semidesactivado (ya usado alguna vez), el aceite debe haber sido desgomado porque el carbón tiene la propiedad de precipitar los mucílagos presentes.

Sc

No sólo las diferencias en las constantes de adsorción (las cuales varían con la temperatura), sino también el tipo de agitación, la temperatura y otros factores determinan cuál es el adsorbente más adecuado y el más económico. No todos los resultados obtenidos en el laboratorio pueden lograrse en escala industrial. En la siguiente figura se puede analizar la diferencia del poder decolorante de una arcilla activada (curva A) y un carbón activado (curva B):

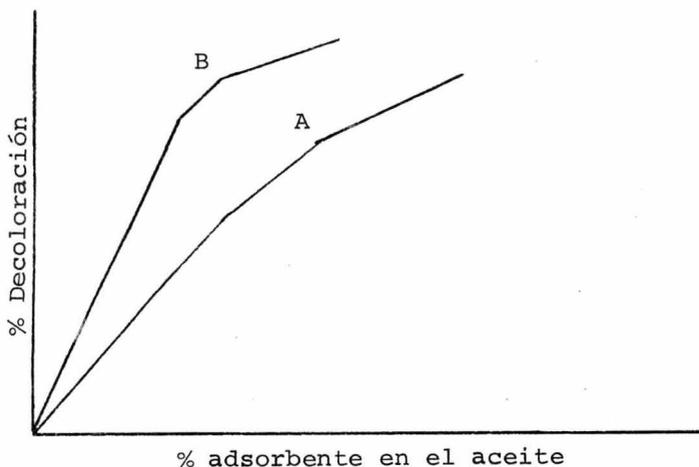


Fig. III-9. Comparación del poder decolorante de los tipos de polvos activados más comunes

Se puede lograr la decoloración del aceite hasta en un 65% con cualquiera de los dos blanqueadores. La curva B corresponde a un blanqueador mucho más fuerte que el de la -

curva A, siempre que se use en la misma proporción, esto es, se necesita menor cantidad de carbón que de arcilla para lograr el mismo grado de decoloración.

Para comparar dos o más adsorbentes, se hace usando "pesos iguales" o "% iguales". Un carbón activado es mucho más fuerte que una arcilla o arena blanqueadora, pero el costo por cantidades iguales de cada uno de ellos es también -- muy diferente, por lo que se han hecho experimentos, habiéndose llegado a la conclusión de que el uso de carbones activados sólo se justifica arriba de porcentajes muy elevados de decoloración, pero esto se aplica sólo si se usan los dos principales tipos de adsorbentes por separado.

 La selección del decolorante más adecuado se basa en los siguientes puntos:

Si se considera un solo tipo de arcilla, la calidad de ésta debe ser aquella que a igual cantidad usada produzca mejor decoloración, demostrado con experimentos. Al mismo tiempo, deben considerarse: retención de aceite, acidez producida en el aceite y precio.

Si se intenta probar una mezcla carbón-arcilla la relación más eficiente y económica se determina por medio de curvas de blanqueo que consisten en:

*) Cantidad constante de arcilla variando el contenido de carbón vs % de decoloración.

***) Cantidad constante de carbón variando el contenido de arcilla vs % de decoloración.

Las curvas * y ** deben llegar hasta el grado de decoloración requerido.

En estas condiciones se puede calcular el costo por unidad de peso de cada mezcla y es factible entonces decidir si es económico o no el uso de algunas de dichas mezclas.

(Siempre se trata de lograr la mayor decoloración posible mediante la neutralización, lo cual produce un ahorro considerable de estos adsorbentes que no son muy baratos.) -
Un pretratamiento deficiente provoca un gran aumento en el consumo de blanqueadores, haciendo el proceso de refinación muy costoso.

Algunos colorantes son muy difíciles de eliminar, -- excepto con carbón activado; pero si se hace una mezcla de 9 partes de arcilla natural y 1 parte de carbón activado, que es una mezcla muy económica, tiene prácticamente el mismo -- efecto blanqueador que si fuera exclusivamente carbón activado y facilita la obtención de un filtrado claro. El ahorro hecho con el carbón supera al costo de la gran cantidad de -

aceite absorbido en el residuo filtrado.

Como la cantidad de ácido mineral libre que permanece en el adsorbente después del proceso de activación puede afectar el poder de blanqueo debido a su tendencia a producir una cierta hidrólisis en el aceite y atacar las telas de los filtros, se acostumbra analizar la acidez del aceite. A veces algunos adsorbentes usados en el proceso de decoloración y que son menos efectivos que otros dejan el aceite filtrado en condiciones óptimas para su deodorizado, y como tienen menor efecto decolorante al terminar la refinación, quedan con un color pálido.

RECUPERACION DE ACEITE DE LOS RESIDUOS DEL PROCESO DE DECOLORACION

La cantidad de aceite retenida en los residuos del proceso de filtración posterior al blanqueo varía considerablemente, pero se puede estimar en un 35%. Esto representa el máximo costo del proceso de decoloración y es importante recuperar el aceite, precisamente porque su costo ha sido elevado, tanto como sea posible sin que sufra disminución de valor y calidad durante la recuperación.

Como el contenido de aceite del residuo es casi siempre elevado, la manera más sencilla de recuperarlo es mezclando el residuo con el aceite extraído por extrusión y des

pués pasarlo a través de una prensa o someterlo a extracción con disolvente. Esto tiene el inconveniente de aumentar el contenido de sustancias minerales en la torta y disminuir su valor como materia prima, o arranciarse; también existe el peligro de agregar productos de oxidación y degradación con el residuo; lo cual también puede producir que el aceite llegue a perderse. Por lo tanto: a menos que se tenga una planta de extracción adecuada o una prensa (o molino) específicamente para este fin, el almacenamiento y transporte del residuo es contraproducente por la rapidez con que se producen daños irreparables.

* Para obtener un mejor resultado en la recuperación del aceite del residuo debe tratarse inmediatamente después de que ha pasado la filtración. Los dos principales métodos son los siguientes:

1. Tratamiento a alta temperatura a presión atmosférica o mayor con soluciones acuosas de sustancias con superficie activa (generalmente pH alcalino). Mediante la disminución de la tensión superficial y un gran poder de humedecimiento de estas soluciones el aceite se transfiere al adsorbente. La cantidad y concentración del álcali usado en este proceso no saponifica el aceite en presencia de la sustancia decolorante debido a que el efecto de humedecimiento se-

efectúa antes de la saponificación. Este método se utiliza cuando la refinería no está capacitada para operar el proceso de extracción con disolvente y normalmente se usa un auto clave. Al aceite recuperado se le da normalmente un lavado para eliminar el ácido presente. Con este proceso el contenido de aceite de la arcilla gastada puede reducirse a 2-3%.

El enranciamiento del aceite adsorbido se efectúa -- después de que el filtro prensa se ha abierto y el residuo se esponga al aire. La recuperación del aceite antes de esto produce rápida deterioración y arranciamiento del mismo, -- y tal recuperación se efectúa lavando la torta del filtro -- prensa con un disolvente inclusive en el filtro cerrado.

11 2. Extracción por solvente a partir de residuos. Es te método produce un alto rendimiento y mejor calidad del -- aceite efectuando el proceso con residuos frescos. En el ca so del aceite de girasol debe reducirse el burbujeo de aire -- debido a que pertenece al grupo de los aceites semisecantes -- los cuales se oxidan a temperaturas bajas y da como resulta -- do un aceite de inferior calidad producto de su coloración -- obscura. El disolvente recupera 90 a 95% del aceite de fil -- tración.

DECOLORACION POR HIDROGENACION

Normalmente se les da a los aceites y grasas que se someterán a hidrogenación, un pretratamiento con un adsorbente de los ya mencionados, cuyo objeto no es tanto decolorar el aceite sino eliminar sustancias extrañas que pudieran interferir con la eficiencia de la hidrogenación, tales como: humedad, mucílago, jabón, proteínas, venenos de catalizadores, etc. El proceso de hidrogenación tiene un efecto decolorante considerable, parte porque quizá el catalizador sea un adsorbente de color, parte porque las sustancias colorantes se destruyan o se transforman por la hidrogenación en derivados incoloros. Normalmente este proceso se efectúa a 110-180°C y presión de varias atmósferas. El proceso se efectúa en menos de una hora y la hidrogenación de glicéridos es altamente selectiva ya que no se forman cantidades significantes de radicales del ácido iso-oléico. Deben mantenerse ciertas precauciones para la preparación del catalizador, y debe mantenerse una fuerte agitación durante todo el proceso. Como sólo se necesita 0.2% de catalizador, se tienen pérdidas muy pequeñas durante la filtración que sigue a la decoloración, comparadas con las cantidades perdidas o degradadas al filtrar el aceite después de decolorarlo con adsorbentes.

DECOLORACION POR CALOR

Al calentar el aceite en vacío a una temperatura relativamente alta se presenta un efecto blanqueador distinto. Por lo tanto, es esencial que los aceites se decoloren primero y se eliminen productos de la oxidación, o trazas de jabón. Los aceites pretratados, los neutralizados por destilación con vapor al vacío a 210°C o mayor, muestran una disminución notable en color y los pigmentos que se han neutralizado y tienen aún trazas de jabón se eliminan o por adsorción en arcilla en un proceso de deodorizado al vapor el cual se efectúa a 215°C, o por lavado. No se elimina por completo el color, pero se puede obtener un amarillento que tiene gran aceptación en un aceite comestible. Este método permite ahorros considerables tanto de tierras blanqueadoras, y las consecuentes pérdidas por retención de aceite en el residuo del filtro prensa. El método de blanqueo por calor es menos eficiente en aceites que tengan gran porcentaje de clorofila.

EQUIPO Y PROCESO PARA ^{Blanco}DECOLORACION

La introducción de adsorbentes altamente activados y la necesidad de algunos aceites de someterse a altas temperaturas trae consigo el riesgo de la oxidación de glicéridos -

insaturados por lo que el equipo de una planta moderna de refinación de aceites normalmente trabaja con vacío de mayor o menor grado. Se han usado con éxito tanques verticales que tienen doble función: tanque de neutralización y decoloración y en el cual después de la neutralización y lavado, el aceite permanece en dicho tanque para ser decolorado. El aceite se calienta con serpentines de vapor y si se desea puede secarse al vacío antes del blanqueo. El adsorbente se introduce a través de una conexión en el domo, el cual debe tener la longitud suficiente para descargar sobre la superficie del aceite para evitar que el polvo fino se introduzca en la línea de vacío. Los agitadores deben tener altas velocidades, suficientes para mantener un buen mezclado durante la decoloración y deberán ser de una construcción tal que se prevenga cualquier asentamiento de adsorbente en el fondo cuando dicho recipiente está empezando a vaciarse.

En dichos recipientes se adapta una tubería circular en el domo con espreas, lo cual permite hacer uso del tanque durante el proceso de lavado; la entrada de aceite se sitúa ligeramente abajo de las espreas y una segunda entrada permite aceptar aceite en el recipiente del que sale aún oscuro del filtro prensa, el cual se regresa para volverse a tratar con el blanqueador. Debe introducirse aire a presión en el-

domo para facilitar la filtración.

Los recipientes en los que se efectúa el blanqueo de ben estar totalmente sellados, sobre todo en la parte que -- ocupa el aceite, ya que cualquier fuga de aire en el aceite-- caliente y en presencia de adsorbente puede causarle oxida-- ción y degradación; este recipiente debe probarse con fre--- cuencia para asegurar que siga manteniéndose hermético, la - prueba consiste en hacer vacío y comprobar si éste se pierde o se mantiene. Es más arriesgado hacer la decoloración en - un recipiente supuestamente al vacío (en el que existan fu-- gas) que en un recipiente abierto.

El aceite debe secarse casi por completo antes de -- agregar el adsorbente con el fin de obtener el mejor rendi-- miento de este último. Esto se logra si el aceite neutrali-- zado se somete a vacío antes de empezar el calentamiento; du rante este tiempo, el aceite perderá el exceso de humedad y-- tendrá la temperatura adecuada cuando el vacío sea suficien-- temente alto para agregarle el adsorbente. Debe mantenerse-- una traza de humedad en el aceite, ya que puede causar que - el adsorbente se cargue eléctricamente y mediante esta fuer-- za electrostática se inicie la adsorción de color. Una vez-- *mezclado el adsorbente con el aceite se eleva la temperatura* lo más rápido posible hasta alcanzar la temperatura deseada--

para el proceso (70°C) y se mantiene durante el tiempo necesario para lograr el grado de decoloración deseado. Los límites de tiempo varían de 20 a 60 minutos y la temperatura entre 70 a 100°C.

Es mejor agregar primero una pequeña cantidad de adsorbente para eliminar trazas de jabón y sustancias coloidales que hayan pasado el proceso de neutralización. Después se agrega el resto del adsorbente (esto se hace sobre todo con mezclas arcilla-carbón).

Después del blanqueo el contenido del recipiente se enfría lo suficiente para evitar el riesgo de oxidación al exponer el aceite al aire pero tomando en cuenta que debe pasar con facilidad por el filtro prensa. Se rompe el vacío pero los agitadores mantienen el adsorbente suspendido para evitar la necesidad de burbujeo con aire, la mezcla se pasa al filtro prensa ya sea por la presión del aire mantenida en el recipiente o por medio de una bomba. En este caso la bomba debe manejar flujo constante. La mejor filtración se obtiene usando sólo la presión del aire.

Las primeras corridas que pasan por el filtro prensa salen un poco turbias debido a partículas finas de blanqueador que pasan las telas hasta que el adsorbente haya formado

un lecho filtrante o una capa filtrante en cada una de las -
telas; las primeras corridas se recirculan para volverse a -
filtrar.

Las dimensiones del filtro deben calcularse para lo-
grar la filtración de una carga en 1 a 1.5 horas.

Si la proporción de adsorbente y aceite retenido en-
la torta de filtración necesitara más tiempo, es conveniente
usar dos filtros en paralelo.

Al terminar la filtración es conveniente pasar una -
corriente de vapor a través de las cámaras de filtración pa-
ra recuperar el aceite adsorbido. Si la corriente fuera de
aire se efectuaría una oxidación que causaría daños a la ca-
lidad del aceite que se pudiera recuperar. El riesgo de ---
usar vapor es menor aunque es frecuente que se efectúe una -
hidrólisis ligera, sobre todo si existen trazas de jabón y -
en presencia de pequeñas cantidades de ácido mineral puede -
haber corrosión en el interior del filtro.

Es conveniente que las últimas corridas se mantengan
separadas del resto del aceite para no arriesgar la calidad-
del total de éste.

Los aceites ácidos y ácidos grasos recuperados al se

parar la pasta jabonosa con ácido mineral también se tratan para mejorar su color blanqueándolos con 5 a 10% de arcilla o tierra blanqueadora y agregando al final de la operación un pequeño porcentaje de ácido sulfúrico diluído o agregar ácido concentrado junto con adsorbente al principio del proceso.

El residuo, que en este caso queda en el filtro, es demasiado ácido; las telas a usarse deben ser muy rústicas y como el metal se corroe perjudicando al aceite se usan armazones de madera.

DEODORIZACION

La deodorización es el proceso por el cual se eliminan sustancias que producen olores y sabores indeseables en el aceite, algunos de estos presentan sabores agradables que son de gran valor para aceites comestibles, sobre todo en los obtenidos por extrusión en frío de semillas oleaginosas, los cuales no son sometidos a este proceso.

La deodorización es básicamente una destilación con arrastre de vapor regida por los principios y leyes de dicho proceso; también eliminan pequeñas cantidades de ácidos grasos libres que puedan haberse formado después de la neutralización del aceite, por ejemplo, como resultado del proceso -

de hidrogenación o blanqueo con ácido/carbón activado.

Cuando el vapor sube a través de la cama de aceite, las burbujas se saturan de componentes volátiles con una concentración que depende de las presiones parciales de dichos componentes. La eficiencia de vaporización E se define como la relación de la presión parcial real de los compuestos volátiles en la presión parcial del vapor que deberá estar en equilibrio con la presión parcial del aceite, E se ha encontrado que es función de la naturaleza de los compuestos volátiles, de la distancia que viajan las burbujas de vapor dentro del aceite y del tamaño de las burbujas, y se representa con la siguiente ecuación:

$$E = \frac{P_{vs}}{P_{vf}} = 1 - e^{-\frac{KL}{D}}$$

donde:

L es el espesor de la cama de aceite.

K es una constante característica del compuesto volátil, determinada por su velocidad de difusión en el vapor.

D es el diámetro de la burbuja.

La eficiencia *aumenta mientras* más pequeñas son las burbujas, lo cual se logra poniendo un sistema de espumas de vapor en el fondo.

La eficiencia disminuye a medida que la burbuja se acerca a la superficie.

Los deodorizados intermitentes diseñados correctamente llegan a tener eficiencias de vaporización de 0.9 e inclusive 1.0.

La cantidad de vapor requerido para este proceso depende de muchos factores, de los cuales los principales son los siguientes:

La cantidad de carga, vacío, temperatura, naturaleza de los compuestos volátiles, etc.

La velocidad a la cual se pasa el volumen requerido de vapor a través de la carga de aceite se limita por algunas razones, por ejemplo: la velocidad del vapor y la producción de ebullición violenta pueden causar una corriente de vapores que incluya una neblina de gotas de aceite, y esta fuerza puede, si las partículas son menores de cierto tamaño, vencer la fuerza de gravedad y evitar que las gotas regresen al deodorizador.

Se ha demostrado que las pérdidas en la entrada se producen por la velocidad y densidad del vapor y por el diámetro de las partículas. La velocidad que mantiene partícu-

las en suspensión está dada por la ecuación:

$$v = \sqrt{\frac{2gD (d_1 - d_2)}{3Kd_2}}$$

donde:

K = una constante empírica

g = la gravedad

y por lo tanto se puede modificar a:

$$v = K \sqrt{\frac{D (d_1 - d_2)}{d_2}}$$

donde:

D = diámetro de la partícula

d_1 y d_2 = las densidades de las partículas de aceite y las de los vapores respectivamente.

Por lo tanto, a mayor velocidad del vapor las gotas de aceite arrastradas pueden ser mayores, aunque la temperatura y la presión de operación (vacío) permanezcan constantes. Esta pérdida puede optimizarse teniendo un buen espacio entre la carga de aceite y el domo del deodorizador y un eficiente arreglo de baffles para retener las gotas de aceite, con un equipo adecuado esta pérdida es despreciable.

Es de suponerse que el proceso más económico sea operando con vapor a baja presión absoluta; un buen vacío y una temperatura suficientemente alta de manera de requerir el me

nor tiempo posible para eliminar las sustancias que producen mal olor. Se debe tomar en cuenta que se pueden producir sustancias de olor desagradable durante este proceso y su prevención depende del tiempo de duración. A menos que el proceso se haya completado durante el deodorizado y dichos compuestos formados se hayan eliminado, el aceite, aunque aparentemente satisfactorio en calidad, puede regresar al sabor original al pasar algún tiempo y demostrar inestabilidad. Por lo que se recomienda mantener el período de alta temperatura durante algunas horas dependiendo de la temperatura usada. En equipos intermitentes la presión de vapor en el fondo del recipiente es mucho mayor que en la superficie y la reacción se efectúa en menor grado y su terminación se mejora con agitación eficiente en el lecho del aceite mediante arreglos adecuados de las entrañas de vapor, esto también ayuda a mantener una alta eficiencia de vaporización que puede mejorarse con una inyección de vapor auxiliar a un nivel superior dentro del deodorizador.

Los dos criterios más importantes para evaluar el proceso de deodorización son: calidad y economía.

No hay manera científica de determinar la calidad. Las cantidades (muy pequeñas) de ácidos grasos libres que quedan en el aceite después de la deodorización, prácticamen

te no tienen influencia en la calidad y pueden determinarse fácilmente. La calidad del aroma, generalmente se sujeta a la aprobación de experimentados catadores y depende sobre todo del uso que se le dará al aceite ya deodorizado.

En cuanto a la economía, ésta depende básicamente de la cantidad de vapor suministrada (la cual a su vez es función del vapor inyectado y del vacío). El calor necesario para elevar la temperatura del aceite y mantenerlo en la adecuada para la deodorización puede suministrarse indirectamente, esto es, por medio de un cambiador de calor o un serpiente, si es que el vapor se puede conseguir a una presión suficientemente alta para la temperatura requerida. Si esto no es factible puede hacerse uso de agua sobrecalentada, --- aceite mineral o dowtherm o inclusive por medio de resistencias eléctricas sumergidas en el aceite.

La cantidad de vapor vivo que se inyecta a un deodorizador que trabaja a 6 mm Hg abs, varía entre 4 y 6% del peso de la carga de aceite.

PROCESO DE DEODORIZACION

En operaciones intermitentes el proceso es el siguiente: La planta de vacío se arranca, la válvula en el ducto de vacío al deodorizador se abre hasta vaciar el recipiente

te, el aceite blanqueado generalmente a 60°C o más se introduce por vacío y si la entrada de la tubería está cerca del domo del deodorizador, se produce una deaeración parcial -- mientras se llena; cuando se ha llenado, el aceite debe cubrir los serpentines y el calentamiento debe ser tan rápido como sea posible.

La transferencia de calor se mejora al admitir una corriente moderada de vapor directo mediante un distribuidor tan pronto la temperatura sea suficientemente alta como para no permitir condensación del vapor (debido al vacío en el recipiente) generalmente esta temperatura es de 70 a 80°C. (En cuanto aumenta la temperatura puede seguirse inyectando vapor directo y cuando se aproxima a la temperatura de deodorización la corriente de vapor deberá ser suficiente para producir rápida y ligera ebullición sin presión cercana a las 2 atm, pero la presión disminuye rápidamente desde el punto de introducción a los deodorizadores hasta donde termine la columna de aceite. La temperatura de deodorización se controla con los serpentines y el periodo de deodorización varía ampliamente, dependiendo del vacío que se obtenga y del tipo y la calidad del aceite tratado, que debe enfriarse en vacío, en muchos de los casos la suavidad de sabor es lo principal pero para ciertos aceites que se usan como aceites salados o

para fines comestibles el sabor característico debe conservarse. Cuando se usan recipientes ordinarios para aceite comercial la temperatura no deberá pasar de 185 a 190°C, excepto durante tiempos muy cortos porque de otra manera se produce un oscurecimiento del aceite y se obtiene sabor a metal; cuando se usan temperaturas mayores es porque los recipientes son de metales inertes.

Lo más importante es el vacío; a mejor vacío es mayor la seguridad de que la temperatura no afecte y menor el tiempo requerido en el deodorizador. La volatilidad de compuestos aromáticos y el volumen y la cantidad de vapor vivo también influyen en la velocidad del proceso y se mejoran -- con un vacío elevado, por lo tanto, un buen vacío produce el menor consumo de vapor y el mejor producto. Se ha recomendado un periodo de deodorización de 3 a 8 horas, generalmente los aceites hidrogenados necesitan menor tratamiento que los aceites naturales.

Muchos de los compuestos volátiles se evaporan rápidamente y el vapor se usa para arrastrar las últimas impurezas. Cuando la deodorización ha terminado el aceite debe -- ser enfriado tan rápido como sea posible, y puede hacerse en el deodorizador o en otro enfriador, esto se *hace bajo vacío* y cuando el aceite está en el deodorizador se inyecta un po-

co de vapor vivo en parte para agitar y en parte para que el vacío siga succionando vapor y no aceite y para evitar un regreso de los vapores cuando el vaporizador termine de enfriarse.

Cuando los deodorizadores se conectan con enfriadores auxiliares también al vacío para terminar de enfriar, la inyección de vapor en el deodorizador normalmente termina a 90-100°C y la conexión al sistema de vacío se cierra. Esto es para mantener por medio de un pequeño chorro de vapor una corriente continua de vapores del aceite en la tubería entre la válvula del deodorizador y el condensador para prevenir fugas hacia el deodorizador. En la mayoría de los casos el enfriador auxiliar se conecta al sistema de alto vacío y el aceite preenfriado del deodorizador se cambia al enfriador auxiliar y se enfría por medio de serpentines con agua o con un enchaquetado mientras se mantiene agitado. Cuando el aceite se ha enfriado suficientemente la conexión del enfriador al sistema de vacío se cierra y se rompe el vacío en algunas veces con gas inerte, el aceite está listo para usarse aunque no está por demás una filtración final.

Cuando no hay enfriadores auxiliares el aceite puede enfriarse hasta 70-75°C o menos en el deodorizador antes de cerrar la conexión con el sistema de vacío. El vacío en el-

recipiente se rompe con un gas inerte y después se termina el enfriamiento hasta la temperatura deseada.

Los aceites crudos en su estado natural contienen -- muy poca cantidad de sustancias que actúan como antioxidantes, por ejemplo, fosfátidos, compuestos fenólicos y otros -- todavía no identificados, muchos de los cuales se eliminan, -- destruyen o inactivan durante el refinamiento, por lo tanto, los aceites refinados y deodorizados son menos resistentes a la oxidación que los aceites crudos marcándose esta propiedad en los aceites más insaturados, por ejemplo, el de GIRASOL.

Se acostumbra agregar algunos ingredientes al aceite en el deodorizador para aumentar su resistencia a la oxidación durante el tratamiento a alta temperatura y mientras se conserve almacenado. Los compuestos añadidos más comunes -- son ácidos como el láctico, fosfórico, tartárico o cítrico y su proporción varía de 0.005 al 0.01%. Es mucho más ventajoso añadirlo como solución acuosa concentrada al iniciar el -- proceso de deodorización, pero como se eliminan en forma considerable durante este proceso se recomienda agregar otro poco cuando se inicia el enfriamiento.

ESTIMADO DE LA CAPACIDAD

Una planta que transforme 100 ton de semilla diarias, y que opere durante todo el año (260 días hábiles) necesitaría recibir 26,000 ton de semilla, las cuales necesitarían un volumen de almacenamiento exagerado, lo cual no es posible lograr por razones económicas y de extensión de terreno; además, en las condiciones en las que es posible conseguir semilla de girasol actualmente en México, sería mejor comprar una parte aproximada para cinco meses de operación, durante la cosecha de temporal, e ir adquiriendo la semilla que se produzca en los lugares en donde se emplee el sistema de riego, esto sería cada cuatro meses aproximadamente, ya que el ciclo del girasol dura de 120 a 130 días aproximadamente, dependiendo de la variedad.

Suponiendo un aumento en la capacidad, la planta se diseñaría para 30,000 ton por año, decidiéndose en este caso, cuando se presente, la forma de adquirir las 4,000 ton restantes (por temporal o por riego).

Para almacenar semillas oleaginosas de alto contenido de aceite, como es nuestro caso, no es recomendable hacerlo en silos (semilla a granel) sino mantener la semilla dentro de sacos o costales que evitan los problemas caracterís-

ticos del almacenamiento a granel, tales como, diferencias - de concentración de aceite en las semillas de diverso origen y calidad que ocasionarían excesivos aumentos de temperatura, cambios en el contenido de humedad, y procesos de transferencia de masa y/o calor que pueden llegar a producir incendios en los casos más extremos.

La bodega donde se almacenaría la semilla tendrá capacidad suficiente para 12,500 toneladas.

PROCESO DE OBTENCION Y REFINACION DEL ACEITE DE GIRASOL

El proceso de obtención del aceite crudo es similar al de cualquier otro aceite vegetal procedente de semillas oleaginosas, y consistirá en el prensado de las semillas descortezadas por medio de expresores con una capacidad de 35 - ton por día, por lo que la planta requiere, al menos, de --- tres unidades para satisfacer la capacidad de diseño de la - planta (100 ton por día). Para el caso de un aumento de dicha capacidad se podría aumentar otro expresor igual, ya que el diseño del almacenamiento ha dejado margen para este caso.

El proceso de refinación del aceite crudo se efectuará de acuerdo al diagrama de la figura III-11 (diagrama de - flujo).

El aceite crudo producido durante un turno por los tres expresores, que estarán siempre en operación, se llevará a un tanque común de almacenamiento, esto significa que se necesitan tres tanques de la misma capacidad para este servicio. De acuerdo a las características del proceso, el pretratamiento para desgomar el aceite crudo requiere de enfriamiento con serpentines durante 24 horas, por lo que se necesitará otro tanque similar.

La identificación de estos tanques será: TAC-01; --- TAC-02; TAC-03; TAC-04. La siguiente secuencia nos mostrará el por qué es indispensable tener, al menos, cuatro tanques.

	TAC-01	TAC-02	TAC-03	TAC-04
Hora de llenado	8 hrs	16 hrs	24 hrs	8 hrs (2° día)
Hora de vaciado	8 hrs (2°)	16 hrs	24 hrs	8 hrs (3° día)

El proceso de lavado del aceite neutralizado se efectuará también en un tanque que deberá tener la capacidad suficiente para aceptar el aceite que se ha neutralizado en el TNE-01, una nueva adición de solución de NaOH de 10°Bé (6.6% peso NaOH) y el agua que requiera este proceso. El tiempo que se emplea en el lavado es también menor de 8 horas, por lo que se justifica tener sólo un tanque.

En este tanque también se efectuará, después del la-

vado, el proceso de decoloración, para el cual no se requiere mayor volumen que el necesario para el proceso de lavado.

En base a lo anterior, este tanque se identificará de la siguiente manera: TLB-01.

El proceso de deodorización del aceite neutralizado se efectuará en un (1) tanque que estará sometido a vacío -- (6 mm de Hg) y con suministro de vapor vivo.

Este tanque debe recibir constantemente la carga de aceite que se va produciendo en el proceso para someterlo a la deodorización. Este tanque trabajará a vacío o a presión atmosférica y deberá tener espacio suficiente, arriba del nivel máximo de aceite, para evitar que el vapor arrastre gotas de líquido y también para permitir una desaereación adecuada durante la introducción del aceite al tanque.

El tiempo que el aceite permanecerá en este tanque puede variar entre 3 y 7 horas, y por lo tanto sólo se necesitará un tanque.

Este tanque se identificará como TAD-01.

FILTROS

Los filtros más importantes en el proceso son los --

El aceite crudo producido durante un turno por los tres expresores, que estarán siempre en operación, se llevará a un tanque común de almacenamiento, esto significa que se necesitan tres tanques de la misma capacidad para este servicio. De acuerdo a las características del proceso, el pretratamiento para desgomar el aceite crudo requiere de enfriamiento con serpentines durante 24 horas, por lo que se necesitará otro tanque similar.

La identificación de estos tanques será: TAC-01; --- TAC-02; TAC-03; TAC-04. La siguiente secuencia nos mostrará el por qué es indispensable tener, al menos, cuatro tanques.

	TAC-01	TAC-02	TAC-03	TAC-04
Hora de llenado	8 hrs	16 hrs	24 hrs	8 hrs (2° día)
Hora de vaciado	8 hrs (2°)	16 hrs	24 hrs	8 hrs (3° día)

El proceso de lavado del aceite neutralizado se efectuará también en un tanque que deberá tener la capacidad suficiente para aceptar el aceite que se ha neutralizado en el TNE-01, una nueva adición de solución de NaOH de 10°Bé (6.6% peso NaOH) y el agua que requiera este proceso. El tiempo que se emplea en el lavado es también menor de 8 horas, por lo que se justifica tener sólo un tanque.

En este tanque también se efectuará, después del la-

vado, el proceso de decoloración, para el cual no se requiere mayor volumen que el necesario para el proceso de lavado.

En base a lo anterior, este tanque se identificará - de la siguiente manera: TLB-01.

El proceso de deodorización del aceite neutralizado - se efectuará en un (1) tanque que estará sometido a vacío -- (6 mm de Hg) y con suministro de vapor vivo.

Este tanque debe recibir constantemente la carga de - aceite que se va produciendo en el proceso para someterlo a - la deodorización. Este tanque trabajará a vacío o a presión atmosférica y deberá tener espacio suficiente, arriba del ni - vel máximo de aceite, para evitar que el vapor arrastre go-- - tas de líquido y también para permitir una desaereación ade- - cuada durante la introducción del aceite al tanque.

El tiempo que el aceite permanecerá en este tanque - puede variar entre 3 y 7 horas, y por lo tanto sólo se nece- - sitará un tanque.

Este tanque se identificará como TAD-01.

FILTROS

Los filtros más importantes en el proceso son los --

tabilidad para soportar la torta de filtración aunque no haya flujo y permite recuperar tanto el 100% de sólidos en suspensión como el 100% del aceite, o sea que garantiza una eficiencia, en la filtración, absoluta.

También presentan estos filtros un tiempo de paso reducido así como un tiempo mínimo en su mantenimiento.

AGITADORES

Los mecanismos que mantendrán la homogeneización del aceite, cuando esto se requiera, en todo el proceso de refinación serán: agitadores mecánicos (operados por motor) y/o inyección de vapor vivo.

Los tanques de aceite crudo requieren que el aceite se agite constantemente durante el pretratamiento para facilitar la acción del sulfúrico y NaCl sobre las gomas y mucílagos, y para mantener frío el aceite por medio de los serpentines que usarán agua fría.

La mejor posición de la flecha del agitador es en el centro, si es que el tanque está provisto de baffles para eliminar el vórtice. Estos baffles pueden ser a su vez el serpentín para agua fría.

La transferencia de calor dentro de un tanque agita-

do con baffles tiene una gran cantidad de factores que pueden afectarla, por ejemplo: el número de baffles, la viscosidad - del líquido, la velocidad (rpm) a la que gira el agitador, - el tipo de impulsor y su diámetro, el ángulo o la posición - del agitador, el diámetro del tanque, etc.

Estos equipos se designarán:

AG-TAC-01
AG-TAC-02
AG-TAC-03
AG-TAC-04
AG-TNE-01
AG-TLB-01

TANQUE DE MUESTREO

Como una medida de seguridad y control de la calidad del aceite, se instalará un tanque que permita efectuar un - muestreo de aceite decolorado a la salida de los filtros --- FAR-01 y FAR-02 y que tendrá una capacidad de 0.025 m^3 (1.0-ft^3) suficiente para retener una cantidad representativa del aceite en proceso. Este tanque será tipo vertical cilíndrico y facilitará la observación del color del aceite por medio de un indicador de nivel de vidrio que estará afuera del tanque y será tipo tubo.

La identificación de este tanque será: TMU-01. Este tanque puede fabricarse con tubería de acero al carbón Ced.-

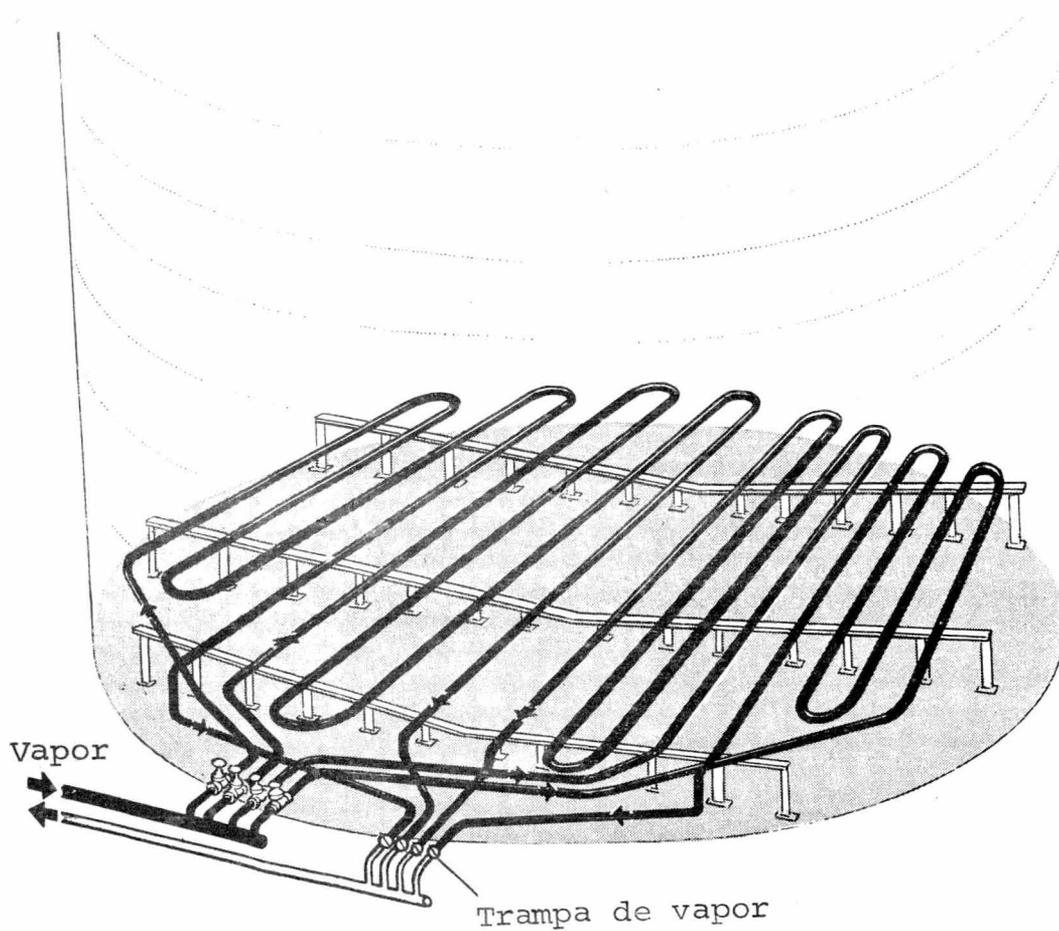


Figura III-10

40 sin costura.

TANQUE DE SOSA CAUSTICA

Debido a la gran cantidad de sosa cáustica que se -- utiliza en el proceso, este tanque se hace indispensable en el equipo que requiere la unidad de producción y refinación de aceite de girasol.

SERPENTINES DE ENFRIAMIENTO O CALENTAMIENTO EN LOS TANQUES

Se usarán tubos de 3/4" de acero de carbón con el -- arreglo en el fondo de los tanques que se observa en la figura III-10.

SISTEMA DE HUMIDIFICACION Y ACONDICIONAMIENTO DE LA SEMILLA LIMPIA

Este equipo es de características especiales, y básicamente consiste en una tolva con platos ligeramente inclinados, los cuales proporcionan calor por medio de un serpentín de vapor (6 psig) y se controla la humedad y la temperatura automáticamente. Si hace falta agregar agua, esto se hace -- por medio de espreas o regaderas en el extremo superior de -- la tolva.

LISTA DE EQUIPO

TANQUES:

- 4 Tanques de aceite crudo (TAC-01, TAC-02, TAC-03 y TAC-04)
- 1 Tanque de neutralización (TNE-01)
- 1 Tanque de lavado y decoloración (TLB-01)
- 1 Tanque de deodorización (TAD-01)
- 1 Tanque de muestreo (TMU-01)

AGITADORES:

- 4 Agitadores para los tanques de aceite crudo (AG-TAC-01, -AG-TAC-02, AG-TAC-03 y AG-TAC-04)
- 1 Agitador para el tanque de neutralización (AG-TNE-01)
- 1 Agitador para el tanque de lavado y decoloración (AG-TLB-01)

FILTROS:

- 2 Filtros de aceite crudo (FAC-01 y FAC-02)
- 2 Filtros de aceite refinado (FAR-01 y FAR-02)
- 1 Filtro de aceite deodorizado (FAD-01)

BOMBAS (incluyendo motores):

- 1 Bomba de aceite crudo (AP-01)
- 1 Bomba de repuesto de aceite crudo (AP-01-A)
- 1 Bomba de aceite neutralizado (AP-02)
- 1 Bomba de repuesto de aceite neutralizado (AP-02-A)
- 1 Bomba de aceite decolorado (AP-03)
- 1 Bomba de repuesto de aceite decolorado (AP-03-A)
- 1 Bomba de aceite deodorizado (AP-04)
- 1 Bomba de repuesto de aceite deodorizado (AP-04-A)
- 1 Bomba de aceite de muestra (AP-05)

EQUIPO ESPECIAL:

- 3 prensas o "expresores" (PRE-01, PRE-02, PRE-03)
- 1 Descortezadora (HHA-01)
- 1 Molino o quebradora (HHA-02)
- 1 Cámara de cocimiento de semilla (HHA-03)

CAPITULO IV

DISEÑO DEL EQUIPO

A continuación se encuentran los cálculos de los --- principales equipos que intervienen en el proceso tratando - de hacerlo de la forma más sencilla y práctica.

El caso de los expresores o prensas es un poco espe- cial, ya que no se dispone en la literatura de métodos de -- cálculo por tratarse de equipos patentados.

A. Expresores o prensas (Ex-01, 02, 03_

Tipo Anderson IBEC Modelo 55

Capacidad: 35 ton/día

Cantidad: 3

B. Tanques de almacenamiento de aceite crudo

TAC-01, TAC-02, TAC-03, TAC-04

Tipo: cilíndrico vertical, cerrado

Capacidad: $33.33 \frac{\text{ton}}{\text{turno}} \times .9193 \frac{\text{m}^3}{\text{ton aceite}} \times \frac{.4 \text{ ton aceite}}{\text{ton semilla}}$

$$= 14.5 \text{ m}^3 \text{ aceite} \times 1.1 = 16 \text{ m}^3 \text{ (4230 gal)}$$

Material: acero al carbón

Altura: 4.45 m = 14.42 ft

Diámetro: 2.2 m = 7,2 ft

Tipos de tapas: torisféricas

Conexiones para: drenaje, suministro de solución de H_2SO_4 , de NaCl, agitador, entrada y salida del serpentín de agua de enfriamiento, venteo, carga y descarga de aceite, entrada de hombre.

C. Tanque de neutralización: TNE-01

Tipo: cilíndrico vertical, cerrado

Capacidad: el aceite neutro tiene un número ácido de 2.3,

o sea $2.3 \frac{\text{mg de KOH}}{\text{g de aceite}}$

Como es equivalente neutralizar con KOH que con NaOH por tener un solo radical OH:

$$2.3 \text{ mg de NaOH} \times 1000 \times 1666.6 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times \frac{8 \text{ hr}}{\text{turno}}$$

$$2.3 \times 1.6666 \times 8 \text{ Kg de NaOH/turno}$$

31.28 Kg de NaOH/turno (teórico requerido)

1.75 (exceso necesario)

54.8 Kg de NaOH/turno 55 Kg

Si se usa solución de 15°Bé (10% en peso), se necesitan - en el proceso 548 Kg de solución.

$$\frac{55}{111.0} \text{ m}^3 \text{ de sol.} = 0.5 \text{ m}^3 \text{ de sol}$$

∴ 500 lt de sol. de NaOH
15°Bé

El tanque TNE-01 debe ser capaz de contener el aceite que se neutralizará, la solución cáustica (incluyendo el exceso de 75%), el agua del primer lavado (10% del peso del aceite) que equivale a 1.333 m³. Todo esto hace que el tanque tenga una capacidad de:

Volumen de aceite	=	14.5	m ³
Volumen de solución cáustica	=	.5	m ³
Volumen de agua de lavado	=	<u>1.333</u>	m ³
Total	=	16.333	m ³

Factor de diseño: 1.1

Volumen útil: 16.3 x 1.1 = 18.5 m³ (668 ft³)

$$L/D = 2.0$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \times L \quad (5000 \text{ gal})$$

Altura: 4.57 m = 15.0'

Diámetro: 2.28 m = 7'6"

Material: acero al carbón

Tripo de tapas: torisférica

Conexiones para: carga y descarga de aceite, drenaje (salida de jabón), alimentación de solución cáustica, de agua de lavado, entrada de vapor vivo, entrada y salida de serpentín de calentamiento con vapor, entrada de hombre, agitador, termopoco, venteo.

D. Tanque de lavado y blanqueo: TLB-01

Tipo: cilíndrico vertical, cerrado.

Capacidad. Este tanque deberá contener el aceite neutralizado (14.5 m^3) y además una cantidad de solución cáustica (10°Bé), igual al 25% de la cantidad teórica original que se necesitaba para la neutralización, esto es:

$31.28 \text{ Kg NaOH} \times 0.25 = 0.11 \text{ m}^3$ de solución de NaOH de 10°Bé . También el máximo volumen de agua equivalente al 10% del volumen de aceite, o sea: 1.45 m^3 .

El volumen que ocupa el adsorbente no nos preocupará.

Volumen de aceite = 14.5 m^3

Volumen de solución cáustica = 0.11 m^3

Volumen de agua = 1.45 m^3

Total = 16.06 m^3

Factor de diseño: 1.1

Volumen útil: $16.06 \times 1.1 = 18 \text{ m}^3$ (635 ft^3)

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(635)}{\pi}} = \sqrt[3]{404}$$

$$D = 7.4 \quad 7'6''$$

Altura: $4.57 \text{ m} = 15'0''$

Diámetro: $2.28 \text{ m} = 7'6''$

Material: Acero al carbón

Tipo de capas: torisféricas

Temperatura de diseño: 150°F

Conexiones: carga y descarga de aceite, alimentación de NaOH y agua de lavado; conexión para vacío, agitador, entrada de hombre, drenaje (salida de jabón).

TANQUE DE DEODORIZACION (TAD-01)

Volumen de aceite: 14.5 m³

Este volumen debe cubrir totalmente los serpentines de los que estará provisto el tanque. Dichos serpentines serán usados para suministrar vapor vivo y para enfriamiento usando agua.

Volumen máximo ocupado por los serpentines: 0.1 volumen de aceite.

Volumen total: 14.5 m³ + 1.45 m³ = 16 m³ (17.54 m³) (565-ft) (620 ft³)

Tomando en cuenta el caso de desaereación del aceite durante el tiempo en que éste llega al tanque, se considera que este volumen ocupa 2/3 de la altura total del tanque.

$$L/D = 2.0$$

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4}$$

pero en este caso:

$$V = \frac{\pi D^2 (2/3L)}{4} = \frac{\pi D^3 \times 2 \times 2}{4 \times 3}$$

$$565 \text{ ft}^3 = \frac{\pi D^3}{3}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{3 \times 565}{\pi}} = \sqrt[3]{540} = 8.1$$

$$D = 8 \text{ ft} \quad L = 16 \text{ ft}$$

$$D = 2.45 \text{ m} \quad L = 4.9 \text{ m}$$

Volumen total: $22.77 \text{ m}^3 = 804 \text{ ft}^3$

Material: acero al carbón

TAD-01

Presión de operación: atmosférica hasta 6 mm Hg

Tapas: torisféricas

Conexiones para: alimentación de aceite, descarga de aceite, conexión de vacío, entrada del cabezal de vapor vivo, entrada y salida del serpentín de agua de enfriamiento, - termopozo.

TANQUE DE MUESTREO (TMU-01)

Tipo: cilíndrico vertical

Capacidad: 0.025 m^3 (1 ft^3)

Diámetro: 0.25 m (0.88 ft) tubería Ced. 40 10" \varnothing

Altura: 0.25 m (1.64 ft)

Material: acero al carbón

Tapas: superior: bridada

Inferior: cónica

Conexiones para: entrada de aceite, descarga, *indicador* de nivel (2) llave de muestreo, venteo.

F. Humidificadores

Estos equipos consisten en un cilindro metálico al que entran, por la parte superior, la semilla limpia y la cantidad necesaria de agua para que la semilla llegue a su punto óptimo de humedad y la temperatura se alcanza con un -serpentín de vapor de baja presión; la semilla se descarga por medio de un fondo cónico. Las características de este equipo son:

Altura de cilindro: 2 m

Diámetro de cilindro: 1.5 m

Material: acero al carbón 1/4" espesor

FILTROS DE ACEITE CRUDO (FAC-01 y FAC-02)

Capacidad de los filtros: Deberán ser capaces de filtrar entre los dos, la producción total del aceite de los tres expresores, esto es:

$$35 \frac{\text{ton semilla}}{\text{día-expresor}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ hr}} \times \frac{0.4 \text{ ton Ac.}}{\text{ton semilla}} \times \frac{\text{m}^3}{0.9193 \text{ ton Ac.}}$$
$$\times \frac{10^3 \text{ lt}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{Gal}}{3.785 \text{ lt}} \times 3 \text{ expresores} = 503 \frac{\text{Gal}}{\text{hr}} = 1904 \text{ lt}$$
$$1904 \times 1.1 = 2100 \text{ l/hr} \quad \therefore \quad \frac{2100 \text{ lt}}{2 \text{ filtros}} = \frac{1050 \text{ lt}}{\text{hr-filtro}}$$

Los filtros seleccionados para este servicio serán tipo -vertical de placas con las siguientes características!

Altura del tanque:	1.26 m
Diámetro del tanque:	1.07 m
Area total de filtración:	25 m ²
Espaciamiento entre placas:	5.08 cm
Número de placas:	17
Capacidad de retención de torta:	0.5 m ³
Volumen del tanque:	1.13 m ³
Altura total:	2.51 m
Material de las mallas:	alambre inoxidable
Placas tipo verticales.	

FILTROS DE ACEITE REFINADO (FAR-01; FAR-02)

Capacidad de los filtros. Deberán ser capaces de filtrar entre los dos, la producción total de aceite más el carbón o tierras blanqueadoras que se agreguen cuando sea necesario, esto es: 2100 lt/hora (553 gal/hr), o sea que cada filtro llevará un gasto de 1050 lt/hr (277 gal/hr).

Los filtros para este servicio serán filtros prensa de tipo horizontal y tendrán las siguientes características -- (por unidad):

Area total de filtración:	3.2 m ²
Espaciamiento entre telas:	7.62 cm
Material del medio filtrante:	algodón o lana
Número de telas:	20

Dimensiones de las telas:	0.4 x 0.4 m
Capacidad de retención de torta:	0.4 x 0.4 x 0.0762 x 21 = 0.256 m ³
Material de marcos:	fierro fundido

FILTRO DE ACEITE DEODORIZADO (FAD-01)

Si el flujo de 553 gal/m se desaloja en 1 hr = 8.38 gal/-min y si el volumen del filtro es de 84 gal, el filtro se llenaría en 10 minutos, pero como el proceso de filtración necesita ser continuo, el filtro debe diseñarse para evitar que este proceso sea intermitente en algún momento (nunca deberá llenarse el filtro a su máxima capacidad),- por lo que, para facilitar el paso del aceite a través de este equipo se procurará tener el mínimo número de platos (sin disminuir la eficiencia de filtración) y tener menor caída de presión.

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= 84 \text{ gal} \times 1.1 = 92 \text{ gal} \\ &= 320 \text{ lt} \times 1.1 = 350 \text{ lt} \end{aligned}$$

El filtro seleccionado para este servicio es de tipo vertical de placas horizontales, con las siguientes especificaciones:

Diámetro del tanque:	91.44 cm (36")
Número de platos:	8
Espaciamiento entre platos:	10.16 cm (4")

Area total de filtración:	4.72 m ² (50.8 ft ²)
Capacidad máxima de torta:	0.1871 m ³ (6.61 ft ³)
Espesor de la torta:	4.13 cm (1 5/8")
Volumen:	0.344 m ³ (91 gal)
Altura del tanque:	0.524 m (20")
Temperatura máxima de operación:	50°C
Rango de temperatura del aceite:	30 a 40°C
Material:	acero

AGITADORES

Seis tanques de los siete que hay en total necesitan agitación mecánica.

Los tanques son:

TAC-01, TAC-02, TAC-03, TAC-04, TNE-01 y TBL-01

Las dimensiones de estos tanques son:

TAC-01 al TAC-04	D = 6'6" = 78" = 1.98 m
	L = 17.22' = 206.7" = 5.25 m
TNE-01	D = 6'6" = 78"
	L = 6 m = 236.2"
TBL-01	D = 6.6" = 78"
	L = 6 m = 236.2"

Líquido que contienen: aceite de girasol

$$\mu = 40 \text{ cp}$$

$$\text{Sp. Gr.} = 0.9193$$

La literatura* recomienda usar en este caso agitadores tipo turbina, y escogimos impulsores de hojas planas, basados en las siguientes características:

a. La carga de descarga

Es independiente de la dirección de rotación e independiente del gasto de bombeo.

b. Es la más común en el caso de aceites. $\mu = 5000 \text{ cp}$

c. Es el tipo más barato.

Las hojas de los impulsores serán 4 a 90° una de otra. -
Los cálculos son los siguientes:

El diámetro del impulsor deberá estar entre $1/3$ y $1/4$ del diámetro del tanque.

$$\therefore \phi \text{ impulsor} = \frac{D \text{ tanque}}{3} = \frac{78''}{3} = 26'' = 66 \text{ cm}$$

Como este diámetro no es comercial, se escoge de 24".

Factor de corrección por viscosidad $HP_{600} = 1.5$ (gráfica-
8, pág. 173. Chem. Eng. Dec. 7, 1964).

Número de turbinas = $WELH/D$ tanque, donde:

$$WELH = \text{altura máxima del líquido} \times \text{Sp. Gr.}$$

Altura máxima del líquido en los 6 tanques: 200"

$$\therefore WELH = 200'' \times 0.9193 = 183.9'' = 184''$$

*Selection Turbine Agitators. A. P. Weber. Chemical Eng. Dec. 7, 1964.

$$\therefore \text{No. turbinas} = \frac{184.0''}{78''} = 2.358$$

\therefore se pondrán 3 impulsores o turbinas

El espaciamiento entre las turbinas deberá ser de, cuando menos, un diámetro del impulsor, o sea: 24"

$$\text{WELH (por turbina)} = \frac{\text{WELH (total)}}{\text{No. turbinas}} = \frac{184}{3} = 61.3'' = 1.56 \text{ m}$$

$$T = 600 \text{ WELH (turbina)}/2 D \text{ (velocidad en la pared)}$$

$$D = \varnothing \text{ impulsor}$$

$$\therefore T = 600 (63.13/2.24)^{1/2} = 678.095 \text{ ft/seg}$$

$$N = T/0.26D \text{ (rpm)}$$

$$\therefore N = \frac{678.095}{0.26(24)} = 108.6 \text{ rpm}$$

$$\text{HP (turbina)} = \text{HP}_{600} (T/600)^{2.74} f$$

donde:

$$\text{HP}_{600} = 1.5$$

$$T = 678.095$$

$$f = 1.15 \text{ (gráfica 8, pág. 173 Chem. Eng.)}$$

$$= 0.9193$$

$$\therefore \text{HP (turbina)} = 1.5 \frac{(678.099)^{2.74}}{600} (1.15) (0.9193) = 2.21$$

$$\therefore \text{HP (total)} = \text{HP (turbina)} \times \text{No. turbinas} = 2.21 \times 3 = 6.649$$

Como no existe este motor se empleará uno de 7.5 HP.

. . Se necesitarán 6 agitadores de dichas características.

Para lograr una mejor agitación se emplearán deflectores. Para el caso de turbinas los deflectores más comúnmente usados son los de tipo vertical de pared y se recomienda para tanques de diámetro mayor de 3 ft (nuestro caso), -- usar 4 de estos espaciados 90° entre sí.

Para evitar acumulaciones en el espacio entre los deflectores, estos deberán estar separados de la pared entre 2 y 4 cm, y serán sostenidos por abrazaderas. Este espacio libre mejorará la agitación y la recirculación entre los deflectores.

El ancho de cada deflector deberá ser aproximadamente 1/12 del diámetro del tanque, o sea, en nuestro caso, 6.5 in.

Se debe hacer notar que el uso de deflectores ocasiona normalmente el incremento en la potencia requerida para la agitación en un 10% aproximadamente, por lo que se usará una potencia del motor de 7.5 HP.

El material de agitadores, baffles, etc., deberá ser ACERO AL CARBON.

La longitud de la flecha será de 16.5 ft.

CAPITULO V

ESTUDIO ECONOMICO

ESTUDIO DEL PRODUCTO Y SUBPRODUCTOS

Es difícil que los consumidores de aceites vegetales lleguen a comprender la importancia alimenticia de este aceite, ya que desde hace mucho tiempo se ha pretendido hacer -- creer por medio de la publicidad que los aceites de cártamo- y/o ajonjolí son los mejores para evitar el colesterol "por su alto grado de poliinsaturación", y que son los de más fácil asimilación, por esta razón el precio de introducción al mercado deberá ser menor al de dichos aceites. Suponiendo - que este precio sea de 15.00 por litro, se obtendrían las si guientes utilidades:

Producción de aceite (diaria)	35 ton
Producción de torta o pasta	60 ton
Producción de jabón y/o pérdidas	<u>5 ton</u>
	100 ton/día

$$35 \text{ ton de aceite} \times \frac{\text{m}^3}{.9193 \text{ ton}} \times \frac{1000 \text{ lt}}{\text{m}^3} =$$

$$= 38,000 \text{ lt de aceite/día} \times 15.00/\text{lt}$$

$$570,000.00 \times \frac{52 \text{ días}}{2 \text{ meses}} =$$

$$\text{Ventas (2 meses)} = 29,640,000.00$$

$$\text{Ventas (1 año)} = 148,200,000.00$$

TORTA O PASTA DE GIRASOL

La pasta de girasol obtenida de semilla limpia es superior a la pasta de soya por tener más proteínas y grasas. - La torta de girasol es rica en metionina y sus proteínas son las más equilibradas dentro de las de origen vegetal, lo que la hace un complemento único para las raciones deficientes - en este aminoácido. Su digestibilidad es excelente y se conserva mejor que las de otras semillas, pues no se arrancia.

El principal uso de la torta de girasol es para engorda de cerdos y aves, aunque no se tienen datos de estudios hechos en el país, en lo que se refiere a su poder alimenticio.

En Canadá se han hecho experimentos con gallinas en cuya alimentación se han incluido distintas grasas o aceites y en resumen se han obtenido los siguientes resultados cuando se ha incluido aceite de girasol:

GRASA O ACEITE INCLUIDO (8% de la dieta)	PRODUCCION DE HUEVO	ALIMENTACION g/g de huevo	PESO DEL HUEVO g
Girasol	74.6	2.12	64.0
Sebo animal	73.7	2.17	62.1
Soya	73.2	2.12	62.5
Nabo	67.9	2.37	60.1

FUENTE: Research on Rapeseed. Seed, oil and meal. Rape-seed Association of Canada. 1974.

Cuando se alimentan gallinas con complementos alimenticios a base de pasta o aceite de nabo (20% de ácido erucico) disminuye la producción de huevo y se altera notablemente el metabolismo de los ácidos grasos, y se encontró que -- con dicha cantidad de ácidos grasos nocivos para este tipo -- de aves sus hígados presentan hemorragias, lo cual no sucede con el girasol y la soya pero sí con el sebo.

En el comercio mundial, su precio fluctuó de 919.50- pesos en 1967 a 975.36 pesos en 1972, por tonelada. Suponiendo que ahora su precio sea de 1000.00 pesos/ton, nos da un valor de 60,000.00 diarios de subproductos; esto suponiendo que no resultara económico procesar el jabón formado durante la neutralización y tomando en cuenta las pérdidas del proceso.

APROVECHAMIENTO DE LA TORTA

La preparación de alimentos proteínicos a partir de torta de girasol no se ha desarrollado a nivel comercial en México, pero es de adelantarse que los resultados alimenticios sean excelentes.

A continuación se enuncian diferentes formas en que pueden prepararse algunos alimentos con fines no sólo de alimento de animales sino inclusive del hombre:

a) HARINAS. La forma más sencilla en que una semilla oleaginosa puede aprovecharse es en forma de harina hecha a partir de los residuos de la extracción del aceite. Estas harinas pueden agregarse a gran variedad de platillos como sopas, guisos, pasteles, e inclusive darían un enorme poder nutritivo a la tortilla mexicana.

Para incrementar el valor nutritivo de las harinas se les puede adicionar vitaminas, minerales, y algunos aminoácidos esenciales que se obtienen en forma sintética por procesos comerciales: lisina y metionina. Este último aminoácido se encuentra en gran proporción en la torta de girasol y no se necesitaría agregar aminoácidos.

b) No obstante que las harinas ya mencionadas pueden

usarse directamente para la alimentación, muchos productos - son básicamente combinaciones de harinas de semillas oleaginosas y otros productos alimenticios, en especial, cereales, usándose la harina como fuente principal de proteínas.

Una ventaja de los alimentos proteínicos es que permiten hacer uso económico de las harinas (que llegan a contener a veces hasta 50% de proteínas) y pueden elaborarse de manera que los ingredientes se complementen mutuamente. --- Cuando se incluyen proteínas de varias fuentes, en una dieta, el valor nutritivo de la mezcla, por lo general, es más elevado que el valor promedio de los componentes ya que tienen efectos complementarios. El uso de mezclas puede ser una alternativa al uso de aminoácidos sintéticos para compensación. Se pueden elaborar de forma que tengan una relación proteína/caloría más alta que la de cualquier oleaginosa en particular.

Otras razones para el uso de harinas combinadas son: para reducir el costo del producto, para mejorar el sabor, - para lograr un producto cuyo sabor se adapte al acostumbrado en alguna localidad o a sus hábitos alimenticios.

c) **CONCENTRADOS.** De las semillas oleaginosas es posible obtener concentrados que contengan 90% de proteína o -

más y aunque no se usen para mejorar la alimentación, por sí solos se destinan a la elaboración de otros alimentos o productos farmacéuticos, por ejemplo, la lecitina de soya.

Los procesos comerciales para producir estos concentrados son mucho más complejos que los de elaboración de harinas y tienen costos mucho más altos. Por lo general, los concentrados se usan en los casos en que se necesita combinar un alto contenido proteínico con una masa reducida (es el caso de las dietas de los niños, inválidos y ancianos). El uso de concentrados sin diluir en las dietas presenta el inconveniente de adaptarlos a los hábitos de comer.

Si el mercado en México no fuera suficiente para la oferta de la producción de torta se podría exportar. La siguiente tabla da una idea de los principales países importadores de torta de girasol. Debe hacerse notar que sólo los países europeos la importan.

Las ventas de torta, en dos meses de producción, serían:

<i>110 400.00</i>		<i>5,740 800.00</i>
60,000.00/día x 52 días	=	3,120,000.00 M.N.
		(incluye gastos de empaque)
		<i>28 700 000.00</i>
Y en un año:		= 15,600,000.00 M.N.

El estudio económico de este trabajo se basará en es

timaciones preliminares del costo de los equipos y construcciones, ya que no se llegará a tener datos demasiado detallados de la planta, esto es, arreglos de tuberías, soportes, - instrumentación, aislantes térmicos, aire acondicionado, --- etc., lo cual daría una idea muy exacta del costo total.

Los costos que se estiman por medio de factores de - aumentos promedio en precios de equipos, por año, suelen no - ser muy exactos y tienen las desventajas que representan los promedios.

Se ha escogido el método de Marshall-Stevens por ser el método del que se puede disponer de mayor información y - datos más actualizados con mayor seguridad.

Los índices anuales (promedio) más usados en este -- trabajo son:

AÑO	M.-S.
1955	190.6
1960	237.7
1961	237.2
1965	244.9
1968	273.1
1970	303.3
1973	344.1
1974	398.4
1975	440.0 (Estimado para el 1er. trimestre del año)
1976	460.7
1977	847.8
1978	850.5

INVERSION FIJA (IF)

1.0 COSTO DEL EQUIPO (CE)

a) Tanques de aceite crudo (4 unidades)

Espesor 1/4"

Peso: 50 Kg/m² x 32.67 m² = 1878.52 Kg
(incluye boquillas, etc.)

Precio: 20.00/Kg = 37,500.00

Tapa: torisférica 5/16" 90 \$ x $\frac{440}{252.5}$ x 1.3 x $\frac{12.50}{\$}$
= 2,500.00

Costo por unidad: 40,000.00

Costo 4 unidades: 160,000.00

b) Tanque de neutralización (1 unidad)

Espesor: 1/4"

Peso: 50 Kg/m² x 37.35 m² = 2147.3 Kg
(incluye boquillas, etc.)

Precio: 20.00/Kg = 43,000.00

Tapa: torisférica 5/16" 90 \$ x $\frac{440}{252.5}$ x 1.3 x $\frac{12.50}{\$}$
= 2,500.00

Costo por unidad: 45,000.00

c) Tanque de lavado y blanqueo (1 unidad)

Espesor: 5/16"

Peso: $62.5 \text{ Kg/m}^2 \times 37.35 \text{ m}^2 = 2684.5 \text{ Kg}$
(incluye boquillas, etc.)

Precio: $30.00/\text{Kg} = 80,000.00$

Tapa: torisférica 3/8" $108\text{¢} \times \frac{440}{252.5} \times 1.3 \times \frac{12.50}{\$}$
 $= 3,000.00$

Costo por Unidad = 83,000.00

d) Tanque de deodorización (1 unidad)

Espesor: $5/16"$

Peso: $62.5 \text{ Kg/m}^2 \times 39.3 \text{ m}^2 = 2824.7 \text{ Kg}$
(incluye boquillas, etc.)

Precio: $30.00/\text{Kg} = 85,000.00$

Tapa: torisférica 3/8" $180 \text{ ¢} \times \frac{440}{252.5} \times 1.3 \times \frac{12.50}{\$}$
 $= 5,000.00$

Costo por unidad = 90,000.00

e) Humidificador (1 unidad)

Espesor: $1/4"$

Peso: $50 \text{ Kg/m}^2 \times 11.64 \text{ m}^2 = 700 \text{ Kg}$
(incluye boquillas, etc.)

Precio: $50.00/\text{Kg} = 35,000.00$

Accesorios internos (espreas, serpen-
tines de vapor, platos, etc.) $= 1,000.00$

Costo por unidad = 36,000.00

f) Agitadores (6 unidades)

Precio unitario en 1973:

$$\text{U.S. } \$ 3,500.00 \times \frac{444}{344} \times 1.3 \times \frac{12.50}{\$}$$

Costo por unidad = 72,750.00

Costo 6 unidades = 436,500.00 ✓

g) Filtros

1. Tipo vertical de placas verticales:

Precio (en 1955):

$$\text{U.S. } \$ 5,500.00 \times \frac{440}{190.6} \times 1.3 \times \frac{12.50}{\$}$$

Costo por unidad = 222,000.00

Costo 2 unidades = 444,000.00 ✓

2. Tipo filtro - prensa horizontal:

Precio (en 1955):

$$\text{U.S. } \$ 750.00 \times \frac{440}{190.6} \times 1.3 \times \frac{12.50}{\$}$$

Costo por unidad = 30,000.00

Costo 2 unidades = 60,000.00 ✓

3. Tipo vertical de placas horizontales:

Precio (en 1960):

$$\text{U.S. } \$ 1,450.00 \times \frac{440}{237.7} \times 1.3 \times \frac{12.50}{\$}$$

Costo por unidad = 44,000.00 ✓

h) Tubería (Ced. 40, 1" Diám. nom. A.C.)

Precios unitarios:

¹²⁸
64.00/m
²⁵⁴
172.00/m (conexiones, válvulas, etc.)
²⁴⁰
120.00/m (instalación)
^{256,00}
356.00/m lineal x 250.00 m

Costo de la tubería = ^{1,620,000.00} 90,000.00 ✓

i) Bombas de aceite (8 unidades)

Precio (en 1960):

⁵⁶⁰
U.S. \$ 445.00 x $\frac{440}{237.7}$ x 1.44* x $\frac{12.50}{\$}$

Costo por unidad = ^{23,719.14} 15,000.00

Costo 8 unidades = ^{254,254.13} 120,000.00 ✓

*Por uso de partes internas de bronce.

^{4,000.00}
Una unidad de 1/4 HP = 2,000.00

Costo total de las bombas = ^{273,254.13} 122,000.00 ✓

j) Equipos de vacío

Costo de eyectores o bombas

de vacío:

^{400,000.00}
200,000.00 ✓

k) Prensas o expresores (3 unidades)

Costo por unidad = ^{6,000,000.00} 3,000,000.00

18 000 000.00
Costo 3 unidades = 9,000,000.00

21,935,289.5
COSTO TOTAL DEL EQUIPO (CE) = 11,000,000.00

2.0 INSTALACION DEL EQUIPO: $0.43 \times [(CE) - h] = 4,700,000.00$ *9,13 = 174.10*

3.0 INSTRUMENTACION: $0.03 \times (CE) = 330,000.00$ *658 258.68*

4.0 SERVICIOS (vapor, agua, electricidad, etc.)
 $0.25 \times (CE) = 2,750,000.00$ *5 483,022.25*

5.0 INSTALACION ELECTRICA (subestación, cables, contrato, etc.)
 $0.15 \times (CE) = 1,650,000.00$ *2,290,273.35*

6.0 COSTO DEL TERRENO:

400 000.00
 $4000 \text{ m}^2 \times 50.00/\text{m}^2 = 200,000.00$

100 000.00
+ 25% para cubrir imprevistos = 50,000.00
500 000.00
= 250,000.00

7.0 CONSTRUCCIONES Y CIMENTACIONES:

Bodegas:

1,500 000.00
 $3,000.00/\text{m}^2 \times 1,500 \text{ m}^2 = 4,500,000.00$

Area de proceso:

2 500 000.00
 $2,500.00/\text{m}^2 \times 500 \text{ m}^2 = 1,250,000.00$

Oficinas y almacén:

4 300 000.00 *2 000 000.00*
 $2,000.00/\text{m}^2 \times 500 \text{ m}^2 = 1,000,000.00$

Laboratorio:

3. Materia prima (1 mes de operación)	=	5,200,000.00	<i>9 568 000</i>
4. Producto terminado y en proceso (costo de producción/mes)	=	9,200,000.00	<i>16 988 000 00</i>
5. Cuentas por pagar (50% de materia prima)	=	<u>-2,600,000.00</u>	<i>4 788 000 00</i>
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	=	54,314,500.00	<i>99 937 260 00</i>

INVERSION TOTAL = IF + CT + 0.05 (CT)* = 97,500,000.00 M.N.
1 79 400 000 00

*Gastos de Preoperación.

ESTIMACION DEL COSTO DE OPERACION

A. Costos directos de operación:

a.a. Materias primas

(2,600 ton de semilla/mes)	=	5,200,000.00	<i>9 568 000 00</i>
(Al año)	=	62,400,000.00	<i>119 818 000</i>

a.b. Mano de obra y supervisión

(20 obreros, 3 ingenieros)			
(Al mes)	=	64,500.00	<i>118 680 00</i>
(Al año)	=	774,000.00	<i>14 216 000 00</i>

a.c. Mantenimiento:

(0.08 x IF)	=	3,072,000.00	<i>5 852 000 00</i>
			<i>283 360 00</i>

a.d. Servicios (agua y electricidad)	=	<u>154,000.00</u>	
		66,400,000.00	<i>176 176 000 00</i>

B. Costos fijos:

B. Costos fijos:

b.a. Depreciación

(Equipo 10%, Edificios 5%) = $2\,024,000.00$
= $1,100,000.00$
= $636,640$
= $346,000.00$

b.b. Seguros (6% de IF)

= $4,239,360.00$
= $2,304,000.00$

$3,750,000.00$
 $6,900,000.00$

C. Imprevistos: (6% x (a.b. + a.c.))

= $234,600.00$
 $731,664.00$

$12\,950\,7664.0$
COSTOS DE OPERACION: $70,384,600.00$ M.N.

Ventas totales (Producto y subproducto) = $163,800,000.00$
 $301,392,000.00$

ESTIMACION DE GASTOS GENERALES

A. Gastos administrativos (6% de Ventas) = $18,087,200.00$
 $9,830,000.00$

B. Gastos de distribución y venta

(8% de Ventas) = $24,111,360$
 $13,104,000.00$

C. Financiamiento

(7% de IT) = $12,558,000.00$
 $6,825,000.00$

D. Publicidad

(18% de A+B+C) = $9,641,300.00$
 $5,240,000.00$

$64,433,000.00$
TOTAL GASTOS GENERALES = $35,000,000.00$

COSTO TOTAL DE PRODUCCION = GASTOS GENERALES + COSTO OPERACION

$64,000,000$
= $35,000,000.00 + 70,384,600.00$
 $105,384,600.00$
= $105,384,600.00$ M.N.

UTILIDAD BRUTA = Ventas - Costos de Producción

$$\begin{array}{l} (UB) \quad \quad \quad 107\,484\,336.00 \\ \quad \quad \quad = 58,415,400.00 \text{ M.N.} \end{array}$$

ROI antes de impuestos = $UB/IT = 59.5\%$

IMPUESTOS Y PARTICIPACION DE UTILIDADES = $0.5 \times (UB)$

$$\begin{array}{l} \quad \quad \quad 53\,740\,280.00 \\ \quad \quad \quad = 29,207,000.00 \text{ M.N.} \end{array}$$

UTILIDAD NETA = (UB) - IMPUESTOS

$$\begin{array}{l} (UN) \quad \quad \quad 53\,743\,456 \\ \quad \quad \quad = \underline{29,208,400.00 \text{ M.N.}} \end{array}$$

ROI después de impuestos = $UN/IT = 30\%$

$$\begin{array}{l} \quad \quad \quad 2,660\,640.00 \\ \text{DEPRECIACION} = \underline{1,446,000.00 \text{ M.N.}} \end{array}$$

TIEMPO MINIMO DE RECUPERACION DE LA INVERSION:

$$IT/(UN + DEP) = 3 \text{ años } 3 \text{ meses}$$

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

Es un problema de capital importancia que el crecimiento demográfico sea mayor que la producción de alimentos, lo cual acrecentará en un futuro inmediato las precarias condiciones de alimentación de la mayoría de nosotros. Los productos obtenidos de la transformación de algunas semillas -- oleaginosas, contribuirían a disminuir este problema debido a su alto poder nutritivo derivado de su gran contenido de proteínas y sustancias esenciales, tanto para el consumo humano como para la elaboración de alimentos balanceados que a su vez mejorarían la calidad de los productos animales necesarios en la dieta humana, tales como: carne, leche, huevos, etc.

Dentro de las semillas oleaginosas, el girasol ocupa un lugar preponderante en la producción mundial de aceites comestibles y torta (Cap. I). Es injustificable que siendo-

este vegetal originario de México, seamos uno de los pocos - países, en condiciones de hacerlo, que no le dan la importan- cia que merece y que tenga que recurrirse a la importación - de semilla porque no se ha propiciado el cultivo y las campa- ñas encaminadas a promover su producción, no han dado los re- sultados deseados.

El girasol no es muy exigente en lo que se refiere a tierras, climas o cuidados especiales para su cultivo, así - como tampoco técnicas sofisticadas para la obtención del --- aceite y muchas etapas que son necesarias en la refinación - de otros aceites no se requieren para el de girasol, debido - a que no contiene sustancias tóxicas ni difíciles de elimi- nar.

Debido a sus características alimenticias y la faci- lidad de asimilación, pensamos que sería más conveniente el consumo de derivados del girasol en lugar de otros, muy ---- arraigados en la dieta de la mayoría de los mexicanos (por - ejemplo, el de algodón o el de cártamo).

En cuanto al proceso y equipo empleados en la obten- ción de aceite refinado de girasol para usos comestibles, es- tos son muy sencillos y no **representarían problemas** para ha- cerlo a escala industrial.

El monto de esta inversión se justifica por el alto valor comercial de los productos obtenidos (aceite y torta) - sobre todo a nivel internacional, ya que si se logra exportar será un producto elaborado en el mercado, sobre todo de gran demanda en Europa, lo cual nos ayudaría a mejorar nuestra balanza comercial; no se dañaría la agricultura, que es una actividad primaria, sino que se impulsaría con el objeto de obtener mayores cosechas y mejores rendimientos, siempre y cuando se planifique adecuadamente. Debemos aclarar que - el girasol y sus productos no son la única solución.

BIBLIOGRAFIA

1. Serradel Narciso
Botánica Agrícola Mexicana
S.E.P. Tomo 44
México, 1945
2. Landaverde, Arnulfo
Las Plantas Oleaginosas
Ediciones Agrícolas Trucco
México, 1942
3. Quintanar, Francisco, Ing.
Contribución de la Agricultura Mexicana al Pro
greso Mundial
D.G.E.A. S.A.G.
México, 1956
4. West, Todd, Meson, Van Bruggan
Bioquímica Médica
Editorial Interamericana. 4a. Edición
México, 1973
5. Mertz, Edwin T.
Bioquímica
Publicaciones Cultural. 1a. Edición
México, 1973
6. Rapeseed. Association of Canada
Rapeseed Canada's "Cindrella" Crop.
Publication No. 33. 3a. Edition (April)
Montreal, 1974
7. Rapeseed Association of Canada
Research on Rapeseed. Seed, oil and meal
Publication No. 34. 1a. Edition (April)
Montreal, 1974

8. Aguilar, Rueda, Zamora
Análisis de Tecnología apropiada para la Industrialización de la Palma de Coco
Tesis Profesional, Fac. de Química, UNAM
México, 1975
9. Villegas Cheverau Yannick
Industrialización y Análisis Químico del Aceite de Maíz de Tejas.
Tesis Profesional, Esc. de Química, UIA
México, 1953
10. Andersen, Aage J.
Refining of Oils and Fats for Endible Purposes
London Press
London, 1953
11. Boekenoogen, H.
Analysis and Characterization of Oils, Fats -- and Fat Products
London Interscience Pub.
London, 1964
12. Kirschenbauer, H.
Fats and Oils: An outline of their Chemistry - and Technology
Reinhold. 2a. Edition
New York, 1960
13. Eckey, E.
Vegetable Fats and Oils
Reinhold
New York, 1954
14. Perry, John H.
Chemical Engineers Handbook
McGraw Hill. 4a. Edition
Tokyo, 1970
15. Ludwig, Ernest
Applied Process Desing for Chemical and Petrochemical Plants
Gulf Publishing Co. 4a. Edition
Houston, 1972

16. Crane Co.
Flow of Fluids
Technical Paper No. 410
17. Elliot
Ejector and Condenser Pricing and Engineering
Prentice Hall
U.S.A., 1970
18. Spirax Sarco Ltd.
Steam in the Oil and Chemical Industries
Technical Service
England, 1969
19. Popper, Herbert
Modern Cost Engineering Techniques
McGraw Hill
New York, 1970
20. Chemical Engineering
Economics Indicators
Vol. 82. No. 2, pág. 176, January 20
McGraw Hill
New York, 1975