

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



ANALISIS DE LA HETEROGENEIDAD TECNOLOGICA
EN LA INDUSTRIA QUIMICA PARA DETERMINAR
LAS POSIBILIDADES DE NORMALIZACION PARA
LA FABRICACION NACIONAL DE EQUIPO

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N

JUAN JOSE GARFIAS LINARES
RAFAEL GUTIERREZ PALAFOX
FRANCISCO NAVARRETE TOLEDO
ENRIQUE PATIÑO ANGELES

1 9 7 5



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS Tesis
AÑO 1975
FECHA 1975
PROC MT-126



QUIMICA

A NUESTROS PADRES

A NUESTROS HERMANOS

Y AMIGOS

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA.

Presidente: I. Q. EDUARDO ROJO Y DE REGIL.
Vocal: DR. FRANCISCO BARNES DE CASTRO.
Secretario: DR. ENRIQUE LEFF ZIMMERMAN.
1er. Suplente: I.Q. JORGE MARTINEZ MONTES.
2o. Suplente: I.Q. ALFONSO FRANYUTTI ALTAMIRANO.

Sitio donde se desarrolló el tema: "Seminario sobre la Problemática de Aplicación de la Ciencia y la Tecnología al Proceso de Desarrollo del País". Facultad de Química, UNAM.

Sustentantes:

JUAN JOSE GARFIAS LINARES

RAFAEL GUTIERREZ PALAFOX

FRANCISCO NAVARRETE TOLEDO

ENRIQUE PATIÑO ANGELES

Asesor del Tema:

DR. FRANCISCO BARNES DE CASTRO

Supervisor Técnico:

DR. ENRIQUE LEFF ZIMMERMAN

P R O L O G O

Actualmente México atraviesa por una difícil situación provocada por la dependencia del exterior que se manifiesta en varios aspectos. Uno de ellos es el tecnológico, el cual hace más lento nuestro proceso de industrialización.

Dicha situación se pone de manifiesto de manera específica en el sector de la industria química. El dinamismo de esta industria exige grandes inversiones de recursos, tanto humanos como económicos, para el desarrollo de tecnología adecuada a las necesidades del país. El mal aprovechamiento de dichos recursos ha traído como consecuencia que se tenga que comprar tecnología a proveedores extranjeros, generalmente de países hegemónicos.

Esta situación fue la que nos alentó a llevar a cabo un trabajo de interés que abordara de alguna manera un tema relacionado con ésta realidad que vive el país actualmente.

Este trabajo tuvo como motivación, por lo tanto, ampliar el horizonte en el desarrollo tecnológico de México, ya que aún cuando se han salvado algunos obstáculos, queda por recorrer un largo camino para alcanzar la completa independencia tecnológica.

Queremos hacer patente nuestro completo agradecimiento al Dr. -- Francisco Barnés de Castro por haber dirigido el presente trabajo de tesis.

También queremos agradecer profundamente la asesoría del Dr. Enrique Leff Zimmerman, así como hacer notar que el estudio se llevó a cabo dentro del seminario que dirige sobre la "Problemática de la Aplicación de la Ciencia y la Tecnología al Proceso de Desarrollo del País", en la Facultad de Química.

También agradecemos a todos los maestros, compañeros y personas-- que directa e indirectamente nos proporcionaron su ayuda para elaborar ésta tesis.

A pesar de sus limitaciones, confiamos en que este estudio sea - útil para posteriores trabajos que sirvan para planear la producción de bienes de capital, contribuyendo de ésta forma a lograr un México más Independiente.

I N D I C E

		PAG.
1a. SECCION.	ANALISIS DE LA INDUSTRIA MEXICANA.	
1	INTRODUCCION	1
2	LA INDUSTRIA EN MEXICO.	4
3	LA INDUSTRIA QUIMICA EN MEXICO.	26
2a. SECCION.	METODOLOGIA. SELECCION DE OPERACIONES BASICAS ANALISIS DE EQUIPOS DE MEZCLADO, SECADO Y SE- PARACION SOLIDO - LIQUIDO.	
4	ANALISIS DE DIFERENTES RAMAS PRODUCTIVAS.	62
5	MEZCLADO.	79
6	SECADO.	125
7	SISTEMAS DE SEPARACION. SOLIDO - LIQUIDO.	160
3a. SECCION.	ESTUDIO DE UN CASO ESPECIFICO: LA INDUSTRIA AZUCARERA.	
8	LA INDUSTRIA AZUCARERA.	243
9	ANALISIS DE LAS MATRICES.	259
10	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	297
	APENDICES	304

1a. SECCION. ANALISIS DE LA INDUSTRIA MEXICANA.

1 INTRODUCCION

1.1 OBJETIVO.

México, en su calidad de país en vía de desarrollo, está tratando de superar una etapa de dependencia económica con respecto al extranjero, -- por lo que éntre otras cosas, esta llevando a cabo un proceso de industrialización. En este proceso han surgido numerosos problemas, uno de los cuales es el tecnológico. Estos problemas han sido estudiados desde el punto-- de vista económico-administrativo, principalmente en los aspectos de prácti-- cas de comercialización, mecanismos y efectos socioeconómicos del proceso - de transferencia de tecnología, su costo excesivo, su poca adaptabilidad a-- las condiciones del país receptor, la subordinación económico política in-- ducida a los países subdesarrollados por vías de la dependencia tecnológi-- ca, etc.

Partiendo de otro punto de vista, este estudio pretende analizar-- específicamente la estructura tecnológica en algunas ramas de la producción. Es decir, el objetivo de este trabajo, es analizar el proceso productivo en sí, con el fin de disgregarlo en sus operaciones más simples (operaciones básic-- cas) y analizar los diferentes equipos que satisfacen estas operaciones, - para determinar cuales de ellos son suceptibles de fabricarse en el país, - en caso de no contar ya con una producción nacional.

La hipótesis detrás de este análisis se basa en suponer que la he-- terogeneidad tecnológica existente en una economía capitalista dependiente-- como la de nuestro país, ha promovido la existencia de una variedad de equi-- pos de diseño especializado, usados en operaciones relativamente similares, por lo que, si se logra una normalización o sistematización de estos equi-- pos, nos llevará a considerar la posibilidad de fabricar localmente unos po

cos equipos que suplân a la diversidad de los que actualmente se importan.¹

Es clara la importancia de este objetivo, si consideramos que -- para el período 1976 - 1980, se estima que el volumen de importaciones de bienes de capital requerido por nuestro desarrollo industrial será del orden de 83 000 millones de pesos.

Dada la gran variedad de bienes de capital y de ramas productivas existentes en el país, este trabajo se restringirá únicamente al sector de la Industria Química.

1.2 METODOLOGIA.

Como se mencionó anteriormente, el objetivo de este estudio es el de establecer la heterogeneidad tecnológica que se ha creado en el país en lo referente a los equipos de proceso, lo cual ha traído como consecuencia una gran demanda de importaciones de bienes de capital. El siguiente paso, entonces, es el de fijar la metodología con la cual se estructuraron los capítulos que integran este estudio y que es la siguiente:

1. Analizar la industria mexicana en general, para determinar en que situación se encuentra actualmente y cuales son los problemas que afronta.

2. Analizar la industria química en particular, con el objeto de ver la importancia que tiene dentro del marco industrial y establecer la situación y proyección de la misma.

3. Analizar las ramas productivas de la industria química a partir de los procesos de fabricación de los productos representativos de ca-

1 E. Leff, "Dependencia Tecnológica, Producción de Bienes de Capital y -- Crecimiento Económico en Países Subdesarrollados", en "Ciencia y Desarrollo", Vol. 1, Núm. 5, nov/dic. de 1975.

da sector, para establecer las operaciones básicas mas frecuentes.

4. Analizar las operaciones básicas más frecuentes con el objeto de determinar las características más importantes del equipo empleado en ellas.

5. Y por último, analizar un caso específico con el objeto de estudiar la posibilidad de normalizar el empleo de equipo de proceso y de inducir su fabricación en el país.

2 LA INDUSTRIA EN MEXICO

En este capítulo se tratará de describir someramente la situación de la industria en Mexico, cual es su estado actual, que problemas afronta y cual es la política industrial que mantiene actualmente el estado así como algunas de las perspectivas de la industria mexicana.

2.1 CARACTERISTICAS DEL DESARROLLO INDUSTRIAL MEXICANO.

El desarrollo económico de México se encuentra en una etapa de transición de una economía propiamente agraria, a una industrial, dentro del marco de un sistema capitalista, por lo tanto, al igual que en otros países latinoamericanos, los inicios, el desarrollo y la estructura actual de la industria mexicana han estado fuertemente determinados tanto por los cambios que ha venido sufriendo el sistema capitalista internacional, fundamentalmente a partir de la gran crisis mundial de 1929 - 1933, como por las peculiaridades propias surgidas dentro del desarrollo interno del país.

Analizando a la industria mexicana desde el punto de vista externo, se puede observar que el contexto histórico en el cual se ha desarrollado no es un contexto que pueda definirse nacionalmente. Esto se puede explicar por la siguiente situación: después de la Segunda Guerra Mundial, las tendencias hacia la concentración y centralización del capital claramente dominaban la economía mundial y se expresaban en el creciente control que sobre ésta ejercían grandes empresas oligopólicas "transnacionales", apoyadas en un capitalismo monopolista de estado cuyas políticas, desde las monetarias, hasta las militares, garantizan la reproducción ampliada del capital a nivel mundial.

Este proceso de concentración económica se ha visto acompañado de un acelerado progreso tecnológico que, al desvalorizar el capital exis-

tente y ser uno de los principales creadores de mercados, ha permitido -- la obtención de mayores ganancias y la retroalimentación de la estructura-- oligopólica del capitalismo de nuestros días.

Visto en su conjunto, el proceso mundial de producción consiste-- fundamentalmente en una producción diferencial de plusvalía, determinado-- por los diversos grados de intensidad y productividad del trabajo, a la -- que corresponde un aumento también diferencial de la misma por el diferen-- te grado de dominio que las varias fracciones de la burguesía mundial tie-- nen sobre los medios de producción y la tecnología, en un sistema de rela-- ciones crecientemente oligopólico. Es esta estructura la que en última --- instancia ha determinado la forma, los límites y la pauta del desarrollo - industrial de las zonas dominadas y dependientes del sistema capitalista, - desarrollo que, por otro lado, debe su especificidad al marco interno de -- relaciones sociales imperantes en cada región. (1)

Desde el punto de vista interno del país, el crecimiento indus-- trial se ha visto afectado por los diferentes objetivos que ha perseguido-- el estado a través de los años. Esto se debe a que las medidas adoptadas-- por el gobierno no han estado dentro de una política global de desarrollo-- tendiente a la independencia económica, sino que, en la mayoría de los ca-- sos, han sido elaborados para resolver problemas específicos que exigían-- soluciones a corto plazo; así por ejemplo, unas medidas fueron elaboradas-- para resolver problemas de la balanza de pagos, otras para resolver proble-- mas sociales internos, otras para fomentar el desarrollo industrial, etc.- De aquí que la actual política estatal, vista en su conjunto, sea en parte ineficiente, ya que en ocasiones las medidas son contradictorias y se res-- tan validez unas a otras porque fueron elaboradas para perseguir diferen-- tes objetivos.

En resumen, la industrialización de México fue tanto una resultante de las condiciones estructurales internas como un producto de la evolución y naturaleza del capitalismo a nivel mundial, resultando en una creciente subordinación a las grandes corporaciones que dominan las relaciones internacionales de producción capitalista y que internamente se expresa en un subdesarrollo que tiende a reproducirse en el tiempo y en el espacio.

Esto parece estar en contradicción con algunas cifras e indicadores económicos que, al observarlos, indican que la estructura productiva ha registrado cambios de tal magnitud que harían pensar que, por el contrario, el país se ha ido alejando del horizonte de atraso y dependencia que lo caracterizaba. Sobre todo si se observa el comportamiento del sector manufacturero, sector al cual está dirigido este estudio.

Así, en los últimos años (1945 - 1970), mientras la economía mexicana creció con una tasa anual promedio de 6.2%, el sector manufacturero lo hizo con una tasa aproximada del 9% anual (medidos a precios constantes), siendo el segundo sector más dinámico dentro de la economía después de la industria de energéticos (petróleo y energía eléctrica). Lógicamente, la participación del sector manufacturero en el producto Interno bruto del país se incrementó del 19.5% en 1947 a cerca del 28% en 1970.

El comportamiento del sector manufacturero se ilustra en la tabla 2.1, donde se muestra la expansión de 14 ramas manufactureras durante el período 1957 - 1967. Se puede observar entonces que el valor agregado de la industria manufacturera total aumentó (a precios constantes) en un 120.1%, y las ramas que más aumentaron fueron las de producción de bienes intermedios (productos químicos, minerales no metálicos, industria siderúrgica) con un 170.8% y las productoras de bienes de capital con un 160.8%.

TABLA 2.1
México: Contribución al producto Interno bruto de la Industria
manufacturera, 1957, 1962, 1967
(Millones de pesos a precios de 1950)

	1967	1962	1967	Aumento porcentual	
				1957-1962	1957-1967
Total de la Industria manufacturera	13 763	18 862	30 294	37.0	120.1
Alimentos, bebidas y tabaco	4 055	5 406	7 918	33.3	95.3
Fabricación de textiles	1 539	1 779	2 880	14.1	87.1
Calzado e Industria del vestido	1 051	1 261	1 787	20.0	70.0
Industria de la madera y el corcho	425	429	578	0.9	36.0
Papel y productos de papel	289	407	644	40.8	122.8
Imprenta, editorial e Industrias conexas	310	394	636	27.1	105.2
Cuero y productos de cuero	322	366	414	13.7	28.6
Productos de hule	229	380	678	65.9	196.1
Productos químicos	1 684	3 066	5 361	82.1	218.3
Minerales no metálicos	664	803	1 362	20.9	105.1
Siderúrgica y fabricación de productos metálicos	1 732	2 482	4 326	43.6	149.8
Construcción de maquinaria	715	1 035	1 769	44.8	147.4
Equipo de transporte	502	712	1 404	41.8	179.6
Otras Industrias	246	337	537	37.0	118.3

FUENTE: (4)

Esto provocó una disminución en la participación de otras ramas, como las de productos de consumo final, de 61.5 % en 1957 a 52.9% en 1967. Estas -- tendencias parecen continuar en los años mas recientes (2).

Según Bueno (3), las principales razones que explican este vigoroso ritmo de crecimiento del sector industrial en los últimos años han sido el aprovechamiento de los amplios márgenes que existían al principio del periodo, para la sustitución de importaciones, así como la existencia de un creciente mercado interno. Este factor de sustitución de importaciones es muy importante, pues para algunos países en etapas incipientes de industrialización explica algo más del 67 % de los incrementos en la producción del sector industrial. Fue así como las ramas manufactureras que tuvieron un mayor crecimiento fueron aquellas en donde el margen de sustitución de importaciones era relativamente más amplio. A medida que este margen se redujo fue desacelerándose el proceso de expansión.

La tendencia a la sustitución de importaciones tomó auge debido a la política proteccionista que dictó el estado, y una serie de factores conjugados entre sí son los que han delineado los objetivos de esta política a través de los años. Estos factores son muy complejos, ya que en la -- realización de una política proteccionista hay un conflicto contínuo entre las metas y entre los medios. En ocasiones, diferentes objetivos públicos entran en conflicto al requerir cada uno de ellos un enfoque diferente de la política de importaciones. En vista de tal panorama, el gobierno tiene que fungir como una especie de mediador entre todas las partes que se encuentran en disputa.

Recientemente, el proceso de industrialización en México se ha -- encaminado principalmente a los siguientes puntos: a la diversificación de la estructura productiva, con el objeto de lograr una mejor integración en

tre las diferentes actividades productivas; a la sustitución, al máximo posible, de las importaciones de bienes de consumo final y productos intermedios, para mejorar la situación de la balanza de pagos; y, por último, a aumentar los niveles de ocupación e ingreso. Todo esto dentro de una economía sometida a fuertes y persistentes presiones demográficas.

Esta tendencia de la estructura actual de la industria a la diversificación, surgimiento y desarrollo de nuevas ramas productivas, ha estado encaminada a la producción de artículos más bien sofisticados que requieren de tecnologías complejas y de altos montos de capital, que son más propios de una economía desarrollada que de una economía como la nuestra, pues tanto la producción de bienes de consumo duradero (accesorios y automóviles), como de bienes intermedios y de producción, registraron un crecimiento medio anual superior al crecimiento promedio del sector manufacturero (1950-1967). No obstante lo anterior, el notable crecimiento de las industrias básicas y de bienes intermedios, no refleja una mayor independencia del comercio exterior, como lo muestra el creciente monto de divisas que tiene que destinarse a la importación de materias primas industriales, bienes intermedios y bienes de producción. El incremento observado en la producción de bienes de consumo duradero, tampoco ha transformado sustancialmente la estructura industrial del país, donde predomina, tanto en términos de valor de la producción como de fuerza de trabajo ocupada, las industrias consideradas como tradicionales (alimentos, tabaco, textiles, calzado y prendas de vestir).

Finalmente, entre los problemas más inmediatos a los que se enfrenta la economía nacional y que en un momento dado pueden frenar el proceso mismo de industrialización destacan: a) El atraso del sector agríco-

la tradicional y el escaso dinamismo del sector agrícola moderno. b) Las dificultades del sector público para movilizar los recursos financieros - requeridos para el fomento a la infraestructura básica, tanto para el sector agrícola como para el industrial, c) El creciente desempleo, debido a la poca absorción de la mano de obra y las presiones demográficas, d)- El aumento en el desequilibrio de la balanza comercial de pagos, debido - al lento conocimiento de las exportaciones y el aumento de la demanda de importaciones, principalmente en bienes de capital, intermedios y aún en los bienes suntuarios de consumo final y, en menor proporción e) La inadecuada distribución regional de los beneficios de la integración indus---trial.

Por estas razones es por lo que la política industrial actual - debe ser modificada para darle una nueva orientación. En la siguiente parte se dará una breve descripción de los principales instrumentos de que - dispone el estado en el campo industrial y tecnológico.

2.2 POLITICA INDUSTRIAL.

Como se ha dicho, la política industrial dictada por el estado- ha influido determinantemente sobre el comportamiento y características-- del sector manufacturero. El estado ha impuesto ciertas medidas para proteger el mercado nacional de la competencia extranjera, dando preferencia a la producción de bienes de consumo primero y, después, a la de produc--tos intermedios y bienes de capital. Es por medio de exenciones tributagrias y por la política impositiva que se ha fortalecido la protección,---asegurando a los empresarios niveles elevados de utilidad,

Los ahorros obtenidos en esta forma, junto con una política de- crédito dirigida a la industria, han atenuado los problemas de financia-

miento y han permitido la formación de capital, y por acción gubernamental se ha creado además la infraestructura y los servicios básicos indispensables para el progreso industrial.

Sin embargo, no se ha logrado plantear una estrategia completa - para lograr el desarrollo industrial, ya que, entre otras cosas los objetivos, instrumentos y medidas no se encuentran bien coordinados entre sí y - con la política global de desarrollo. Hasta los últimos años es cuando realmente se han empezado a hacer los primeros planes generales de desarrollo.

Las principales medidas utilizadas por el estado en su política actual son: los controles cuantitativos, los aranceles y los incentivos fiscales, en lo que se refiere a los programas de desarrollo industrial. Desde el -- punto de vista tecnológico, el esfuerzo más reciente es la creación de la Ley del Registro de la Transferencia de Tecnología y Uso y Explotación de Patentes y Marcas.

2.2.1 Política Arancelaria.

El arancel es uno de los más importantes instrumentos usados para promover el desarrollo económico nacional. Este instrumento debe estar encaminado a la conciliación de los diferentes intereses de los sectores - financieros, productores, distribuidores, consumidores y del gobierno, en busca de un justo equilibrio. Concretamente en el caso de México tiene como finalidad, en primer término, el promover el desarrollo, favoreciendo - la importación de bienes de capital y restringiendo y gravando la importación de artículos que se fabriquen en el país para proteger a las indus---trias establecidas. Además, se procura evitar los desequilibrios en la ba--lanza comercial al limitar, gravando con altos impuestos y sujetando a per--miso previo, la importación de aquellos artículos cuyo uso sea considerado

suntuario o superfluo. En menor medida tiende también a fortalecer una fuente de arbitrios fiscales con el propósito de elevar el nivel de la recaudación del gobierno federal para el otorgamiento de subsidios y corregir de paso el déficit presupuestal.

Por ley se estableció que la Secretaría de Industria y Comercio fuese la encargada de estudiar, proyectar, y determinar los aranceles, en unión con la Secretaría de Hacienda. Sin embargo, quien realiza tales funciones es la segunda, a través de la Comisión General de Aranceles de composición mixta, puesto que se supone que se toman en cuenta los puntos de vista tanto del sector gubernamental como del sector privado. Esta comisión no funciona realmente, ya que el gobierno defiende su libertad de tomar acciones rápidas y decisivas en este campo fundamental. Por otro lado los conflictos existentes dentro del sector privado han hecho improbable que la iniciativa privada pueda presentar un frente común al aportar sus consejos, y, por último, la disposición del gobierno a aprobar las peticiones de empresarios individuales acerca del aumento de aranceles ha hecho que el sector privado tenga poco de que quejarse en lo relativo al nivel de las tasas arancelarias.

Esta comisión tiene poderes absolutos de decisión y de ejecución, con lo que se fijan los impuestos a su libre arbitrio y con un criterio subjetivo y casuístico, es decir, al parecer sin referencia al marco legal en el que deberían encontrarse las decisiones tomadas. Esto provoca en ocasiones, situaciones contradictorias o deficientes en cuanto a los niveles de protección otorgados. El principio rector básico con el cual trabaja dicha Comisión, consiste en establecer un impuesto que garantice el mercado para el producto nacional. En general, el promedio de los impuestos a las materias primas es de 5 %, de 10 a 15 % a los bienes de capital, de 50 % a los

bienes de capital, de 50 % a los bienes de consumo, y del 100 % a los artículos considerados como productos de lujo (5).

2.2.2 Sistema de Controles Cuantitativos.

Otro instrumento utilizado por el estado son las restricciones cuantitativas al comercio exterior que están a cargo de la Secretaría de Industria y Comercio, y se efectúan por medio de un sistema de licencias previas a la importación. Este instrumento se aplica acerca del 70 % de los bienes importados y es una de las principales medidas que tiene el estado en la política de importaciones.

Las políticas de concesión de tales licencias son más variadas que las de aranceles, pues el gobierno puede disminuir el número de licencias sin previo aviso, suspender las licencias por completo y conceder licencias a algunos importadores y a otros no. Además, las decisiones tomadas por el gobierno no se hacen del dominio público y, cuando se emite una licencia, ésta no puede transferirse. De ahí el gran interés del sector privado en influir en las decisiones, lo cual se hace a través de los comités asesores integrados por representantes del gobierno y por representantes de las organizaciones privadas de industrias y comercio.

La premisa básica usada por estos comités al dar su fallo a una solicitud, es que una licencia debe concederse "cuando el producto nacional sólo pueda ser obtenido en condiciones desfavorables con respecto al producto extranjero, en lo que se refiere al precio, calidad y tiempo de entrega". Otros criterios que también son usados son: a) que sean bienes que no se produzcan en el país y que no haya un sustituto nacional; b) que la producción nacional no puede abastecer por completo al mercado interno; c) que exista escasez temporal de la oferta y deba subsanarse con importaciones; y

d) que deba acumularse una reserva de materias primas o bienes manufacturados (6).

Debe notarse que se están omitiendo ciertos elementos importantes como el precio, ya que no debe permitirse que la protección aumente excesivamente los precios que deban pagar los consumidores. Otro factor importante son las normas mínimas de calidad, sobre todo para las industrias básicas y para las que han disfrutado de protección en sus niveles de costos y de productividad. Así por ejemplo, se han creado diversas industrias que, al amparo de este instrumento, subsisten en condiciones antieconómicas o que aprovechan en un alto grado su situación monopolística en el mercado. Una vez más, este instrumento no se encuentra coordinado con la política de aranceles, lo que ha provocado en ciertos casos la persistencia de ineficiencia y la falta de una sana competencia.

Hay que hacer notar que cuando un empresario no obtiene la protección que desea por medio de los controles cuantitativos la puede obtener por los aranceles, esta situación se debe a que la administración de la política proteccionista no está concentrada en una sola secretaría de Estado. Pero por otra parte, no tiene garantía de que la protección obtenida por los controles cuantitativos no se vea eliminada por una reducción en los aranceles.

La política de sustitución de importaciones ha alcanzado a las mismas dependencias del gobierno y empresas paraestatales pues éstas, al igual que las empresas privadas, se ven atraídas por los precios más bajos, la probada confiabilidad y la mayor seguridad en fechas de entrega. Por su carácter oficial, las importaciones del sector público requieren de una doble autorización: la que se precisa para obtener la licencia de la Secretaría de Industria y Comercio, y otra evaluación hecha con más detalle por

el Comité de Importaciones del Sector Público.

2.2.3 Los Incentivos Fiscales.

Al igual que los aranceles y los controles cuantitativos, las me di das de fomento fiscal no se han derivado de una concepción unitaria de la política industrial. Los principales incentivos fiscales que se otorgan para el fomento industrial son: La Ley de Industrias Nuevas y Necesarias, la Regla XIV de la tarifa del Impuesto General de Importaciones y los subsidios virtuales a la exportación de manufacturas.

La Ley de Industrias Nuevas y Necesarias (expedida en 1955) -- otorga franquicias fiscales. Sus criterios de elegibilidad y selectividad están encauzados a beneficiar a las industrias calificadas como " nuevas " o " necesarias ". El concepto de industria " necesaria " se usa para in du st ri as que tiendan a sustituir importaciones, y se hace extensivo a aqu el las que se dediquen a la exportación, a la prestación de algunos servi ci os o al ensamble. Para determinar la duración de las franquicias hay -- una clasificación secundaria en : " básicas ", " semibásicas " y "secunda ri as ". Existiendo la posibilidad de que se concedan renovaciones o pró-- rrogas de las franquicias (7). Sin embargo, para que este instrumento tu viera mayor efectividad, debería tener criterios complementarios que ten dieran a impulsar el cambio tecnológico en los procesos, a promover la ex po rtación, a mejorar la productividad o reducir los precios y los costos, -- y a lograr una mejor localización geográfica dentro del país.

La Regla XIV de la Tarifa del Impuesto General de Importaciones es un instrumento que crea una situación preferencial en la adquisición -- de maquinaria y equipos en el exterior para fomentar el desarrollo indus trial del país, facilitando la creación de nuevas empresas o la ampliación

y modernización de las instalaciones ya existentes. Este instrumento da dos tipos de facilidades: por un lado permite la libre importación de bienes en unidades completas, cubriendo una tarifa correspondiente a un gravamen menor que la suma de los gravámenes de cada parte y componente, y por otro lado concede reducciones en el arancel hasta de un 75% en ciertos casos (8). Sin embargo, en este instrumento no hay criterios selectivos en lo que se refiere al tipo de crecimiento manufacturero que se desea fomentar y, además, no existen disposiciones que puedan impedir que se adquieran equipos o maquinarias obsoletas o que determinen márgenes razonables en la diferencia de precios de artículos similares producidos en el interior. Se debe señalar que aunque la Regla XIV fue diseñada como un complemento de otras medidas de fomento industrial, en realidad le resta validez a los criterios selectivos de la Ley de Industrias Nuevas y Necesarias al dar franquicias sin que medie prelación alguna.

Por último, los subsidios virtuales a la exportación de manufacturas que concede el gobierno sólo se diferencian en la forma en que se hacen las extensiones de impuestos; en realidad son un apoyo financiero que compensa los impuestos que debe cubrir la empresa beneficiada. Unas veces se han usado para prolongar los incentivos de una empresa que no puede obtener prorrogas en la Ley de Industrias Nuevas y Necesarias, otras veces para compensar descensos en los precios internacionales de los productos de exportación y, por último, para proteger a empresas que atraviesan por circunstancias financieras adversas y permitir que puedan reorganizarse.

2.2.4. Ley del Registro de la Transferencia de Tecnología y Uso y Exportación de Patentes y Marcas.

Esta ley entró en vigor el 30 de enero de 1972 y es la medida --

más reciente adoptada por el estado en lo que se refiere a la Política Tecnológica. Los tres objetivos fundamentales que persigue son:

Regular la transferencia de tecnología con objeto de que ésta se ajuste a los objetivos de desarrollo económico y social y de independencia nacional.

Fortalecer la posición negociadora de las empresas mexicanas de manera que estas puedan adquirir las tecnologías que requieren, en condiciones más ventajosas para sí mismas y para el país.

Crear conciencia sobre la importancia que tiene la tecnología y, particularmente, un proceso cuidadoso de importación de tecnología en el desarrollo del país.

De las cuatro etapas por las que se tiene que pasar en el proceso de transferencia de tecnología (selección, negociación, absorción y adaptación e innovación) la citada Ley incide fundamentalmente en la etapa de negociación de la tecnología y en cierta forma en la de absorción.

En la etapa de negociación dicha ley trata de evitar situaciones desventajosas para los empresarios mexicanos y para los intereses del país. Así, los casos en los cuales no deberán ser aprobados en principio los contratos son: cuando el precio o la contraprestación no guarden relación con la tecnología adquirida o constituyan un gravamen injustificado excesivo para la economía nacional; cuando se someta a tribunales extranjeros el conocimiento o la resolución o cumplimiento de los referidos actos, convenios, o contratos; cuando se establezcan plazos excesivos de vigencia que nunca podrán exceder de diez años obligatorios por la parte adquiriente; o cuando se establezca cualquier restricción o limitación a la exportación, a la producción, al uso de tecnologías complementarias, a la investigación, a la administración, a la libre adquisición de equipos, herramientas, par-

tes o materias primas, etc.

En general, la evaluación económica, técnica y jurídica de los contratos tendrá que realizarse de manera profunda y detallada y constituirá la responsabilidad fundamental de la Dirección General del Registro de Transferencia de Tecnología, cuya creación se debe a la citada Ley y que se encuentra a cargo de la Secretaría de Industria y Comercio.

En lo que respecta a la etapa de absorción y adaptación de tecnología, esta ley ayudará quizá a una más rápida asimilación de tecnología, ya que prohíbe que los contratos tengan una vida demasiado larga, pues en ningún caso podrá exceder de diez años, con lo cuál las empresas receptoras se verán obligadas a tomar mayor conciencia de cuales son los servicios que efectivamente necesitan y a buscar la asimilación de la tecnología con mayor celeridad (9).

Sin embargo, la Ley sobre la Transferencia de Tecnología tiene una aplicación restringida pues no está orientada a enfrentar los problemas estructurales fundamentales del fenómeno de transferencia de tecnología, ya que por ejemplo, no establece ninguna liga entre la importación de esta tecnología y los bienes de capital en los que ésta se incorpora, cuya importación se controla a través de los permisos de inversión, encontrándose, como ya se dijo anteriormente, no pocas ambigüedades y contradicciones en la aplicación de estos reglamentos y, sobre todo, un amplio margen para su interpretación (10).

Se debe enfatizar que para que una política de importación de tecnología tenga éxito es necesario que se encuentre integrada dentro de una política tecnológica general, que permita fortalecer el sistema científico y tecnológico nacional, canalizar eficazmente recursos financieros a la investigación, y orientar los esfuerzos tecnológicos a las necesidades más

apremiantes del país. Además, esta política tecnológica debe estar estrechamente relacionada con la política general de desarrollo socioeconómico de México.

2.3 PERSPECTIVAS DEL DESARROLLO INDUSTRIAL FUTURO.

En resumen, del breve análisis hecho de los objetivos de la política industrial y tecnológica y de los instrumentos utilizados para ponerlos en práctica, podemos decir que los primeros han tenido un alcance limitado y que los segundos no encuentran bien estructurados y, por lo tanto, han sido poco usados para alcanzar otros objetivos de desarrollo.

Aunque se ha tenido un ritmo creciente de progreso industrial en el país, hay ciertas circunstancias que hacen indispensable un viraje en los objetivos de la política industrial. La más evidente quizá, es que ya, en la actualidad, el número de productos de importación susceptibles de fabricarse en el país sin tener efectos desfavorables sobre el resto de la economía es relativamente pequeño. Hay productos cuya sustitución puede repercutir en aumentos considerables en los precios y en los costos del consumidor nacional y, por lo tanto, no justifican los beneficios obtenidos por la creación de nuevas industrias. Esto se presenta frecuentemente cuando el mercado interno es pequeño o, bien, en aquellas industrias que se encuentran ligadas a procesos de frecuentes innovaciones tecnológicas que podrían hacer que la industria instalada quedase rápidamente obsoleta en un momento dado.

Otra circunstancia mucho más importante es la perspectiva que se tiene respecto al futuro aumento de la población. Se cree que el ritmo de crecimiento de la población será considerablemente mayor al que se registró en el pasado; por ejemplo, en la década 1960 - 1970 la tasa de creci-

miento anual de población fue aproximadamente del 3.5 %. Esta situación -- plantea un agudo problema a la economía mexicana que es él de la creación de nuevos empleos; así, por ejemplo, para el periodo 1967 - 1970 se requería crear cerca de 200 000 empleos nuevos anualmente en el sector indus---trial (11).

Para tratar de alcanzar este propósito se deberá aumentar el ritmo de industrialización del país y realizar una reestructuración de las actividades industriales, lo que plantea algunos requisitos de la política de industrialización. Para tener un elevado ritmo de desarrollo se requiere tener un mercado creciente, lo que no ocurrirá a menos que se vendan los productos a precios y calidades adecuadas. Sin embargo, para ser económicas, las plantas industriales requieren de grandes escalas de producción e instalaciones eficientes que requieren relativamente poca mano de obra. Para resolver estos problemas las medidas de política deben auspiciar la existencia de dos tipos de industria: una de gran tamaño y con las mejores tecnologías disponibles, que sea de alta intensidad de capital y baja utilización relativa de mano de obra y otra mediana y pequeña que use técnicas-- menos mecanizadas pero de mayor absorción de mano de obra. A nivel mundial ya se tienen muestras de este tipo de estrategia como, por ejemplo, en el caso del Japón.

Otro aspecto importante es la ausencia de una política tecnoló-- gica - científica, tanto a nivel nacional como a nivel émpresa. Es decir, - la presencia del subdesarrollo científico-tecnológico que ha afectado negativamente el proceso de industrialización en los últimos años, hizo que el país fuera un importador en masa de tecnologías de *origen externo*, sin que tuviera capacidad de establecer las prioridades tecnológicas, exigir de -- los vendedores de tecnología precios internacionalmente competitivos y sin

que pudiera asimilar y adaptar la tecnología importada a las características de la economía nacional. Así por ejemplo, en 1968 México pagó por concepto de transferencia de tecnología aproximadamente 791 millones de dólares (12), lo cual crea serias dificultades a la balanza comercial y de pagos.

El meollo del problema no consiste, sin embargo, en el costo de divisas de la tecnología importada, sino en la deficiente adecuación a las necesidades industriales del país, a los precios unitarios exagerados y a su valor intrínseco dudoso. La debilidad de la estructura científico-tecnológica que caracteriza a México, junto con el papel preponderante de la inversión privada extranjera (las subsidiarias de las transnacionales) durante años ha impedido encarar estos problemas. El elemento adicional que los complica es el alto nivel de protección que gozan las actividades industriales en el país y el control de la oferta por un grupo relativamente pequeño de empresas de gran tamaño en comparación con la magnitud total del mercado nacional. Estos factores explican la actitud pasiva de las empresas industriales frente al costo, la calidad y la adaptabilidad de las tecnologías importadas, ya que, a final de cuentas, es el consumidor nacional el que paga el costo de las tecnologías inadecuadas y de la ineficacia subsecuente del proceso industrial.

Podemos decir brevemente que en la actualidad México se encuentra frente a: a) una ausencia de una política tecnológica nacional, b) una creciente brecha tecnológica entre las industrias tradicionales y las nuevas, c) una adquisición caótica de tecnologías al nivel de empresa, con un grado mínimo de adaptación a la proporción de factores y tamaños del mercado, d) un creciente papel de tecnologías superfluas tendientes a manipular las preferencias del consumidor o propiciar el consumo suntuario de los -

reducidos grupos de población que se benefician de la concentración del -- ingreso, e) un alto costo de tecnologías importadas en comparación con sus costos en otros países y f) una creciente carga de los pagos por cuenta de tecnología en la balanza de pagos (13).

En vista de lo anterior, se plantea la creación de una nueva política tecnológica adecuada a la presente etapa del desarrollo industrial del país, que conduzca al aprovechamiento más eficaz de su estructura productiva existente y de su capacidad potencial de exportación.

Esa nueva política tecnológica no debe limitar su campo de acción sólo a la transferencia de tecnología desde el exterior, sino que tendría que estar estrechamente ligada a una reforma profunda del sistema educativo nacional, cuyo deficiente funcionamiento en los últimos años ha afectado de manera seria tanto a la capacidad de adaptación de tecnologías importadas como al desarrollo de la capacidad tecnológica nacional. Además, una política relacionada con los problemas de la transferencia de tecnología-- solo podría dar resultados si se coordina con las políticas industrial, de protección arancelaria, fiscal y de balanza de pagos.

Dos circunstancias más que podrían tener efectos sobre las características de la política futura de fomento del desarrollo industrial son: la necesidad de diversificar más las exportaciones y la intervención de -- Mexico en la Asociación Latino Americana de Libre Comercio. La política de exportación debe reorientarse, tanto en materia de eficiencia como de localización.

Podemos decir, en resumen, que los pasos a seguir para establecer a corto plazo una industrialización pueden ser los siguientes:

1) Establecimiento de una política global de desarrollo y, por consiguiente, una mejor coordinación entre los diferentes instrumentos y -

medidas usados por el estado.

2) Un aumento de la eficacia industrial, tanto la de grandes empresas como en la pequeña y mediana industria.

3) Descentralización de las actividades industriales.

4) Aumento de las exportaciones de productos manufacturados.

5) Coordinación con las polfticas industriales de otros países-miembros de la Asociación Latino Americana de Libre Comercio.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Orive, B. Adolfo, Cordera, Rolando, "México: Industrialización Subordinada", en "Planeación y Desarrollo", México, Julio-agosto, 1973, - pp. 23 - 24.
- (2) Wionczek, Miguel, "La Transferencia de Tecnología en el Marco de la Industrialización Mexicana", en "Comercio de Tecnología y Subdesarrollo Económico", 1a. edición, p. 241, Coordinación de Ciencias, U.N.A.M. México, 1973.
- (3) Bueno, M. Gerardo, "Las Perspectivas de la Política Industrial en México". En "La Economía Mexicana", Leopoldo Solís, 1a. edición, p. -- 221, Fondo de Cultura Económica, México, 1973.
- (4) Wionczek, Miguel, op. cit., p. 243.
- (5) Izquierdo, Rafael, "El Proteccionismo en México". En "La Economía Mexicana", Leopoldo Solís, 1a. edición, pp. 238 - 239, Fondo de Cultura Económica, México, 1973.
- (6) Nacional Financiera S. A., "La Política Industrial" En "La Economía Mexicana", Leopoldo Solís, 1a. edición, p. 200, Fondo de Cultura -- Económica, México, 1973.
- (7) Ibid, p. 204.
- (8) Ibid, p. 206.
- (9) De María y Campos, Mauricio, "La Transferencia de Tecnología en el -- Proceso Mexicano de Industrialización", en "Planeación y Desarrollo", septiembre-octubre, 1973, p. 59.

- (10) Leff, Z, Enrique, "El Desarrollo de La Ciencia y la Tecnología y - su Integración dentro de un marco de Desarrollo Económico y Social: el Caso de México", 1a. parte, en "Comercio Exterior", México, abril, 1973, p. 340.
- (11) Bueno, M. Gerardo, *op. cit.*, p. 225.
- (12) Secretaria de Industria y Comercio, "La Proyección Económica de México en el Exterior, 1971 / 1973", p. 40 México, 1974.
- (13) Wionczeck, Miguel, *op. cit.* p. 270.

3 LA INDUSTRIA QUIMICA EN MEXICO

3.1 IMPORTANCIA

3.1.1 Situación actual de la industria química en México.

Debido a la escasez de materias primas, gran parte de ellas de origen petroquímico, la industria química mexicana había registrado un incremento menor de lo esperado en 1973. Esta escasez dejó sentir sus efectos a lo largo de todo 1974. Como consecuencia de ella fue necesario recurrir a las importaciones con objeto de cubrir las necesidades internas, ocasionando esto que nuestro nivel de autosuficiencia se redujera con respecto a 1973 un 5% aproximadamente.

3.1.2 Valor de la producción química mexicana.

En la tabla 3.1 se muestran las cifras de la industria química en México desde 1967 hasta 1974.

La producción de productos químicos en 1974 registró un gran incremento en sus costos como consecuencia del aumento en precio de sus principales insumos, mano de obra, energéticos y materias primas, registrándose así, un incremento del 24.6% en el valor de la producción con respecto a 1973 mientras que en volumen el incremento fué solo del 8% aproximadamente.

En la figura 3.1 se muestran los valores de consumo aparente y producción de 1967 hasta 1974. En las figuras 3.2 y 3.3 se muestran las proyecciones hasta 1980, de inversiones y producción y consumo aparente.

El consumo aparente registró un incremento de 27.7% a 31.4%.

TABLA 3.1 CONSUMO APARENTE DE PRODUCTOS QUIMICOS.
(Millones de Pesos) (1)

	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Producción (2)	9,978	11,510	13,450	15,200	17,100	20,223	26,371	32,860
Importación	3,060	3,408	3,340	3,440	4,514	5,715	7,035	11,764
Exportación	725	718	969	1,064	1,145	1,328	1,971	3,317
Consumo Aparente	12,313	14,200	15,821	17,576	20,469	24,610	31,435	41,307
Consumo Aparente o/o Auto suficiencia o/o (3)		15.3	11.4	11.1	16.4	20.2	27.7	31.4
Consumo/cápita (4)	81	81	85	86.5	83.5	82.2	83.9	79.6
CA/Capita o/o Participación de la Industria Química al PIB o/o (5)	279	311	336	364	409	476	587	745
		11.5	8.0	8.3	12.3	16.4	23.3	26.9
	1.32	1.31	1.4	1.53	1.6	1.67	1.79	1.76

FUENTE: A.N.I.Q.

SIC Dirección General de Estadística.

- NOTA:
- (1) Cifras en Millones de Pesos Corrientes.
 - (2) El Valor de la Producción está considerado a Precio de Venta LAB Planta Productora. Incluye el área Petroquímica de PEMEX que participa con un 140/0 en 1974
 - (3) Se refiere al cociente de la producción y el consumo aparente.
 - (4) Cifras en Pesos/Habitante. Se considera un incremento del 3.5o/o anual en la población. Corregida en 1970.
 - (5) Cálculo relativo al PIB a precios corrientes.

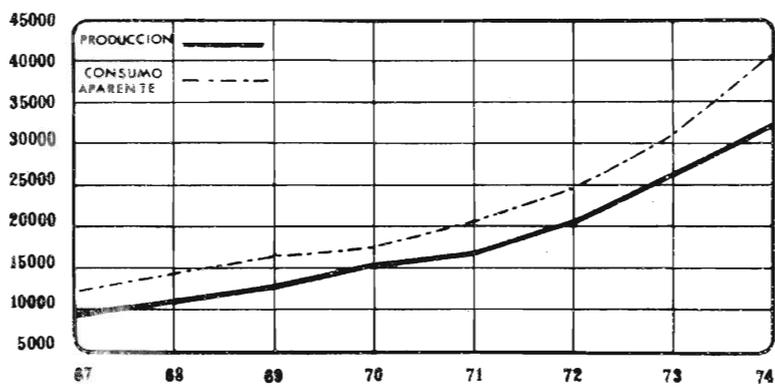


FIG. 3.1 CONSUMO APARENTE DE PRODUCTOS QUIMICOS. FUENTE: (1)

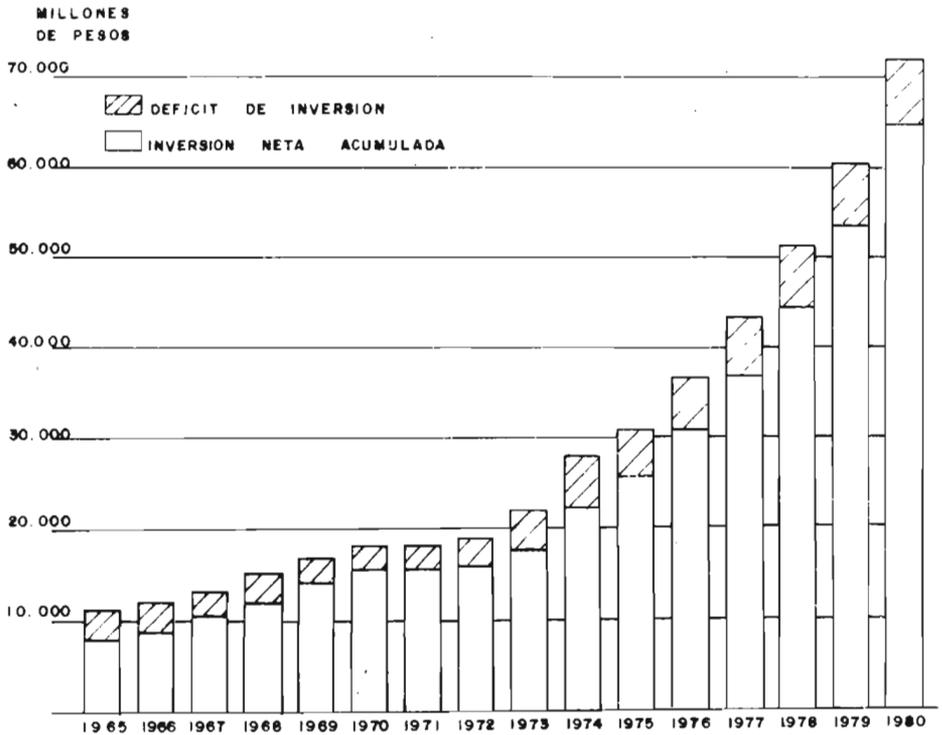


FIG (3.2) INVERSION EN LA INDUSTRIA QUIMICA. FUENTE: (2).

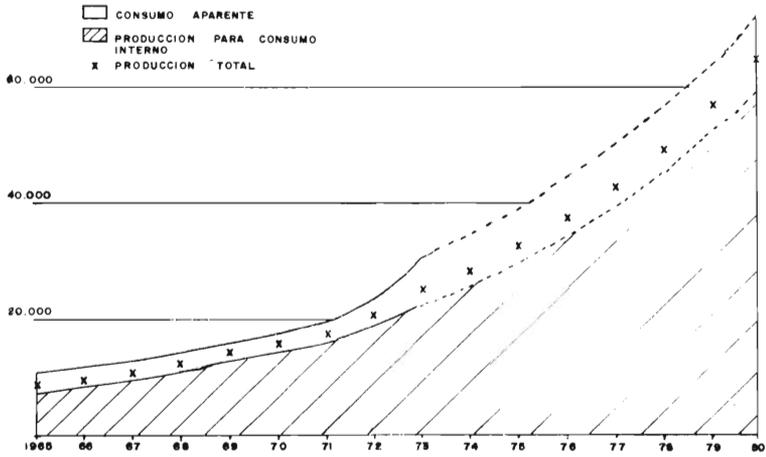


FIG. (3.3) PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE DE LA INDUSTRIA QUIMICA. FUENTE : (2).

3.1.3 Valor de los insumos de la industria química.

El total de insumos de la industria química durante 1974 llegó a 23,495 millones de pesos (tabla 3.2). El renglón más importante de los insumos fué el de materias primas con 13,045.4 millones de pesos, lo cual representa el 55.5%.

Los datos de la tabla 3.2 se tomaron utilizando la estructura de insumos del Censo Industrial de 1971.

3.1.4 Inversiones de la industria química.

Las inversiones realizadas por la industria química, incluyendo el área petroquímica de PEMEX, alcanzaron a precios corrientes el nivel más alto en los últimos seis años. La inversión neta total llegó a 22,650 millones de pesos (tabla 3.3).

Los proyectos de inversión para el período 1975-1979 registran un incremento promedio de 7,750 millones de pesos por invertirse, cifra que, de alcanzarse nos permitirá duplicar el valor de la producción en 1978.

3.1.5 El comercio exterior de productos químicos.

El comportamiento de la balanza comercial de la industria química siguió siendo negativo (tabla 3.4). El monto de las importaciones registró un incremento muy por encima del tradicional. Las exportaciones también manifiestan una tasa de incremento extraordinaria (68.3%). Como puede observarse en la tabla 3.4 durante el período de 1967-1970 las importaciones se mantuvieron prácticamente estables, ésta estabilidad se rompió en 1972 y la diferencia aumentó en 1973 y 1974 debido al

TABLA 3.2 VALOR DE LOS INSUMOS DE LA INDUSTRIA QUIMICA
(Millones de Pesos)

CONCEPTO	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Materias Primas y Auxiliares	4,470	5,352	6,250	6,034.4	6,788.7	8,028.5	10,469.3	13,045.4
Sueldos y Salarios	920	1,289	1,510	1,900	2,137.5	2,527.9	3,296.4	4,490
Energéticos	235	271.6	318	425.6	478.8	566.3	738.4	920.1
Regalias y Asistencia Técnica	150	172.6	202	182.4	205.2	242.7	316.4	394.3
Otros	1,244	1461.7	1,620	2,325.6	2,616.3	3,094.2	4,034.7	4,645.1
Insumos Totales	7,400	8,517	9,900	10,868	12,226.5	14,459.5	18,855.3	23,494.9
Valor de la Producción	9,978	11,510	13,450	15,200	17,100	20,223	26,371	32,860

FUENTE: A.N.I.Q.

NOTA: (1) Las cifras de 1967 a 1969 fueron calculadas en base al Censo industrial 1966. Las Cifras de 1970 - 1974 en base al Censo industrial 1971.
(2) Cifras en Millones de Pesos Corrientes.

TABLA 3.3 INVERSIONES DE LA INDUSTRIA QUIMICA

(Millones de Pesos (1))

	1969	1970	1971	1972	1973	1974	1975	75/79
Inversión durante el año (2)	3,400	2,700	1,500	2,200	3,100	5,910	----	----
Inversión Fija Bruta (3)						30,185	----	----
Inversión Neta Total (4)						22,650		
Proyecto de Inversión (5)							7,780	38,710

FUENTE: A.N.I.Q.

- NOTAS:
- (1) Incluye datos del Area Petroquímica de PEMEX cuya participación en la Inversión Fija Bruta es del 180/o.
 - (2) Cifras reportadas a pesos corrientes. Se refiere a inversiones en activos fijos.
 - (3) Incluye maquinaria, equipo, edificio y otros activos, fijos. (Al 31 de Dic. de 1974).
 - (4) Se refiere a Activos Fijos, menos Depreciación Acumulada, más inventarios, más cuentas por cobrar, menos cuentas por pagar.
 - (5) Indica proyectos de inversión en Activos Fijos. Cifras reportadas en pesos de 1974.

TABLA 3.4 BALANZA COMERCIAL DEL SECTOR QUIMICO

(Millones de Pesos)

	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Importación	3,060	3,408	3,340	3,440	4,514	5,715	7,095	11,764
Exportación	725	718	969	1,064	1,145	1,328	1,971	3,317
Balanza	-(2,335)	-(2,690)	-(2,371)	-(2,376)	-(3,369)	-(4,387)	-(5,064)	-(8,447)
Incremento								
Importación o/o		11.3	(2.0)	3.0	31.2	26.6	23.1	67.2
Incremento								
Exportación o/o		(0.9)	34.9	9.8	7.6	15.9	48.4	68.3
Incremento								
Déficit o/o		15.2	(11.8)	0.2	41.8	30.2	15.4	66.8
Relación I/E	4.22	4.75	3.45	3.23	3.94	4.3	3.37	3.54

FUENTE: A.N.I.Q.

crecimiento explosivo de la demanda que obligó a realizar importaciones-complementarias. Cabe mencionar, sin embargo, que la relación Importación-Exportación muestra de 1972 a 1974 una tendencia alentadora. Entre los principales productos exportados están: ácido fosfórico, superfosfato triple y hormonas.

A continuación se analizan las principales ramas de la industria química:

- a- Petroquímica.
- b- Química inorgánica básica.
- c- Resinas sintéticas.
- d- Fibras artificiales y sintéticas.
- e- Hule sintético y auxiliares.
- f- Agroquímica.
- g- Materias primas farmacéuticas.

Se incluyen otras dos ramas que, aún cuando no pertenecen propiamente a la industria química, representan un renglón muy importante dentro de la economía del país, ellas son:

- h- Industria del Azúcar.
- i- Industria del cemento.

3.2 PRODUCCION

3.2.1 Industria Petroquímica.

- a) Petroquímica básica.

La producción de petroquímicos básicos se muestra en la tabla-3.5 desde 1969 hasta 1974. Petróleos Mexicanos tiene 74 unidades productivas (al 31 de diciembre de 1974), que están localizadas como sigue:

TABLA 3.5

ELABORACION DE PRODUCTOS PETROQUIMICOS BASICOS						
(En toneladas métricas)						
PRODUCTO	1969	P R O D U C C I O N			1973	1974
		1970	1971	1972		
Acetaldehído	10,484	16,569	19,632	30,642	26,002	25,947
Acido Cianhídrico	-----	-----	1,769	2,743	3,217	3,761
Acido Muriático	19,443	41,798	46,464	39,757	40,171	10,676
Acrilnitrilo	-----	-----	10,961	17,307	18,931	22,015
Alquilarilo pesado	7,499	6,390	5,242	6,510	4,577	4,490
Amoníaco	390,658	453,955	459,952	504,664	529,808	525,428
Anhídrico carbónico	550,653	630,676	676,837	745,978	753,999	812,200
Aromáticos pesados	48,992	38,075	42,132	44,240	52,446	57,737
Azúfre	57,978	60,301	64,532	62,033	63,932	64,255
Benceno	81,978	77,419	74,637	61,754	81,951	97,123
Ciclohexano	1,940	360	1,340	4,758	27,791	42,203
Cloruro de Vinilo	9,722	18,767	21,119	16,091	16,117	50,250
Dicloroetano	23,055	35,816	41,930	38,277	39,895	97,822
Dodecílbencono	44,942	49,456	47,563	53,334	48,721	60,002
Esp.Petroquímica	-----	-----	-----	-----	1,685	1,719
Estireno	25,985	28,054	30,687	32,063	32,794	29,666
Etano	83,795	105,925	112,098	158,629	246,976	270,912
Etilbencono	12,721	14,962	24,651	27,657	30,454	37,681
Etileno	52,776	59,749	68,736	85,574	166,090	177,700
Heptano	2,943	5,155	3,723	3,753	4,507	5,803
Hexano	12,026	13,773	15,193	18,545	19,719	24,935
Isopropancl	-----	3,008	9,188	7,107	7,527	11,765
Meta y paraxileno	44,235	41,680	44,277	40,217	48,758	57,133
Metanol	4,574	19,458	17,449	22,457	26,475	30,026
Ortoxileno	14,054	13,832	14,241	13,567	14,494	17,382
Oxido de Etileno	-----	-----	-----	4,987	13,458	22,580
Polietileno B.D.	27,127	25,772	35,603	65,245	86,716	89,258
Propileno	54,155	46,337	70,601	83,338	95,441	92,338
Sulfato de Amonio	-----	-----	4,627	7,532	6,109	15,260
Tetrámero de propi leno	43,324	35,024	37,045	41,013	35,157	37,324
Tolueno	96,990	88,779	92,914	83,586	100,707	118,508
TOTAL	1,721,080	1,931,000	2,095,144	2,320,358	2,649,775	2,914,495

FUENTE: A.N.I.Q.

Distrito Federal	4
Veracruz	41
Guanajuato	6
Tamaulipas	12
Chihuahua	2
Puebla	6
Chiapas	1
Tabasco	2

Estas 74 unidades totalizan 4,058,590 toneladas por año de capacidad instalada, elaborando un total de 37 productos.

La producción total alcanzó las 2,914,499 toneladas, siendo el anhídrido carbónico el de mayor producción con 812,800 toneladas (27.8% de la producción total).

Durante 1974 se arrancaron las siguientes unidades:

- Anhídrido carbónico - 378,000 T/A - Cosoleacaque, Ver.
- Amoniaco - 300,000 T/A - Cosoleacaque, Ver.
- Azufre - 26,400 T/A - Cactus, Chis.
- Butadieno - 55,000 T/A - Cd. Madero, Tamps.
- Dicloroetano - 71,500 T/A - Pajaritos, Ver.

b) Petroquímica secundaria.

En la tabla 3.6 se muestra la producción de los principales -- productos petroquímicos secundarios, que en total alcanzó las 203,746 toneladas para los productos que en dicha tabla se muestra.

Esta industria se vió afectada por la escasez de materias pri-

TABLA 3.6
Producción de Petroquímicos Secundarios
Toneladas

Producto	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Acetato de vinilo	7,000	8,000	8,500	9,167	9,621	11,030	11,738	9,006
Acetona	4,600	5,000	4,750	4,541	5,987	7,514	7,428	8,100
Anhídrido Ftálico	3,900	4,500	5,800	12,676	11,546	14,150	16,221	17,732
Formaldehido	12,794	16,800	18,200	19,500	21,500	29,500	27,434	32,414
Etilén-glicol	2,855	4,082	4,510	6,700	14,700	23,400	23,500	29,609
2 etil-hexanol	800	4,190	5,600	5,915	8,360	12,212	9,616	9,832
Poliacrilonitrilo	---	3,635	6,000	8,486	12,365	13,396	18,566	23,891
Acido acético	30,600	31,685	31,837	32,917	33,866	38,973	30,126	34,635
Anhídrido maleico	---	---	---	----	---	250	2,500	5,487
Anilina	---	---	---	----	---	67	1,042	1,640
Caprolactama	---	---	---	----	---	3,000	25,910	31,400
Fenol	---	---	---	----	---	----	----	----

FUENTE: A.N.I.Q.

mas, que, desde 1973 se había estado sufriendo. Aún así mantuvo su dinamismo durante 1974, ya que aunque hubo baja en las producciones, no detuvo el consumo ni las inversiones. El crecimiento de los mercados se mantuvo arriba del 10% como promedio, lo cual induce a pensar que la Industria petroquímica crece a ritmo superior al de la economía mexicana en general.

El número de empresas clasificadas en este Sector creció de -- 107 a 116 en 1974. Durante el mismo año la Secretaría del Patrimonio Nacional publicó en el Diario Oficial de la Federación, un total de 34 permisos petroquímicos algunos por varios productos, otorgados a 29 diferentes empresas. Destacaron por su volumen, novedad y su integración, los permisos para fabricar Toluen Diisocianato y Bisfenol A. Otros permisos fueron: formaldehído, ácidos clorados, polímero de tereftalato de etileno, parafinas cloradas, anilinas y otros.

3.2.2 Industria de productos inorgánicos básicos.

La producción de los 10 principales productos inorgánicos básicos alcanzó, en 1974 las 3,573,805 toneladas (tabla 3.7). Los productos que más se produjeron fueron: el ácido sulfúrico y el ácido fosfórico, entre ambos representaron el 70.5% de la producción total.

3.2.3 Industria de las resinas sintéticas.

La industria de las resinas sintéticas, que en México se encuentra integrada por más de 50 compañías, contribuyó en 1974 con el 11% aproximadamente al valor total de la producción de la industria química. Este valor llegó a 289,089 toneladas, aumentando un 9% aproximadamente con respecto a 1973, esto se aprecia en la tabla 3.8. A pesar de que la-

TABLA 3.7
Producción de Inorgánicos Básicos
Toneladas

	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Acido Sul <u>f</u> úrico	647,000	780,000	1,067,000	1,235,000	1,433,383	1,517,694	1,966,000	2,091,957
Sosa cáus <u>t</u> ica	124,600	143,036	153,729	171,000	171,271	174,386	168,337	222,316
Cloro	47,168	64,240	73,200	78,000	96,047	96,066	103,505	136,300
Carbonato de sodio	224,800	286,200	315,700	314,500	318,900	346,900	374,600	402,900
Bicarbona <u>t</u> o de sodio	---	---	1,169	4,195	3,762	4,600	7,185	9,332
Acido fos <u>f</u> órico	103,000	129,000	176,000	244,606	291,600	342,400	430,156	431,074
Acido ní <u>t</u> rico	152,400	152,500	154,300	160,000	163,000	167,400	174,200	171,934
Acido clor <u>h</u> ídrico	30,000	36,000	42,000	49,000	52,000	61,500	86,300	99,405
Acido fluor <u>h</u> ídrico	3,080	3,200	3,900	4,301	4,607	5,084	5,510	7,687
Acido cró <u>m</u> ico	---	---	----	---	---	200	600	900

FUENTE: A.N.I.Q.

TABLA 3.8 CONSUMO APARENTE TOTAL DE RESINAS SINTETICAS

(TONS.)

	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Producción	92,694	119,880	133,299	147,319.7	171,193.7	236,815.8	262,823.1	289,089.8
Importación	14,219.3	28,174.2	40,694.0	53,398.9	57,980.7	60,676.9	60,906.3	104,475.4
Exportación	661.1	964.9	410.1	2,144.8	1,110.6	2,365.9	11,980.5	1,265.1
Consumo Apa rante	106,252.2	147,089.3	173,582.9	198,573.8	228,063.8	295,126.8	311,748.9	392,300.1
Crecimiento C.A. o/o		38.4	18.0	14.4	14.8	29.4	5.6	25.8

FUENTES: A.N.I.Q.

- (1) Corrige Datos aparecidos en Anuario 1973
- (2) No incluye Tereftalato de Polietileno, Poliacrilonitrilo ni Policaprolactama por desti
narse a la Producción de Fibras Textiles.

producción global registra un incremento de 10% como resultado de los esfuerzos hechos en la importación de las materias primas necesarias, el renglón de importaciones creció a un ritmo muy superior. Las importaciones de cuatro resinas (policloruro de vinilo, polietileno de baja densidad, polietileno de alta densidad y polipropileno) representaron 88% del total de importaciones del sector; aún cuando algunas importaciones fueron necesarias, otras fueron compras de pánico.

3.2.4 Industria de fibras artificiales y sintéticas.

La fabricación de fibras sintética en 1974 fué de 128,245 toneladas y la de artificiales 37,192 toneladas, lo que hace un total de 165,437 toneladas, aumentando 6.4% con respecto a 1973. Esto se muestra en la tabla 3.9.

En las importaciones se registró un incremento de 156% con respecto a 1973 llegando a los 468.5 millones de pesos. Esto se debe a varias causas como el hecho de que la demanda superó a la producción, a pesar de que gran parte de la capacidad instalada no se utilizó debido a la falta de materias primas, sucediendo esto en un momento en que los precios internacionales de grandes países productores bajaban debido a los inventarios acumulados.

El Sector tradicionalmente ha exportado dos tipos de productos, que son fibras propiamente dichas y otros productos afines a producción como son las películas de celulosa regenerada (Celofán), celulosa de borra de algodón, acetato en escamas, mechas de acetato para filtros de cigarrillos y otros. La exportación de fibras en 1974 fué del orden de 65-

TABLA 3.9

PRODUCCION NACIONAL DE FIBRAS ARTIFICIALES Y SINTETICAS
POR TIPOS (cifras en toneladas)

TIPO	1970	1971	1972	1973	1974
I.- FILAMENTOS ARTIFICIALES					
Rayón Viscosa Textil	7,017	6,955	6,490	7,517	6,855
Rayón Viscosa Industrial y Cuerda para llantas	2,227	2,109	2,540	2,834	2,677
Acetato	12,176	12,421	11,544	11,889	10,046
II.- FINALMENTOS SINTETICOS					
Nylon 6 Textil	15,619	13,941	16,152	21,211	20,965
Nylon 6 Alta Tenacidad y Cuerda para Llantas	5,928	6,283	6,967	7,941	8,179
Poliéster Textil	7,584	17,248	32,508	50,000	56,294
Poliéster Alta Tenacidad y Cuerda para Llantas	140	511	655	437	
III.- FIBRA CORTA ARTIFICIAL					
Rayón Viscosa	11,275	12,090	12,172	13,152	12,625
Acetato	3,401	3,640	4,175	4,413	4,989
IV.- FIBRA CORTA SINTETICA					
Nylon 6	373	348	480	525	
Poliéster	7,988	13,393	15,436	16,662	17,411
Acrílica	8,486	12,365	13,396	18,586	23,861
FUENTE: A.N.I.Q.					

millones de pesos o sea un 32.3% menor que en 1973, debido a la falta de materias primas y al deterioro de los mercados internacionales. En cambio, la exportación de los otros productos señalados subió un 18.2% llegando a 92.5 millones de pesos. Este incremento logró que la exportación total del Sector en 1974, se conservara casi al mismo nivel que en 1973, con una pequeña reducción del 1.8%.

3.2.5 Industria del hule sintético

La producción de hule y látex sintéticos en 1974, se muestra en la tabla 3.10 y fué de 65,653 toneladas, aumentando aproximadamente un 17% con respecto a 1973.

Esta industria está constituido por 10 empresas, 6 de las cuales producen los elastómeros polibutadieno, - estireno, polibutadieno---acrilonitrilo y polibutadieno y las restante elaboran los distintos auxiliares, como pueden ser: aceleradores, antioxidantes, antiozonantes, esponjantes, retardadores, etc.

3.2.6 Industria agroquímica.

En este Sector se pueden distinguir dos tipos de productos: -- fertilizantes (productos químicos que contienen nitrógeno, fósforo o potasio principalmente y cuya función primordial es la de constituirse en fuente de nutrientes para las plantas) y pesticidas.

Por lo que se refiere a fertilizantes, en la tabla 3.11 se --- muestra la producción expresada en términos de toneladas de nitrógeno y de P_2O_5 . La mayor producción correspondió a la urea con 154,561 toneladas, lo que equivale al 43.4% de la producción total de fertilizantes ni

TABLA 3.10

PRODUCCION NACIONAL DE HULE Y LATEX SINTETICOS
(Toneladas)

	1969	1970	1971	1972	1973	1974
Polibutadieno-estireno (hule sintético)	32,000	33,000	36,383	41,353	40,759	50,137
Polibutadieno (hule sintético)	5,500	7,000	7,150	8,600	9,900	10,982
Polibutadieno-acrilonitrilo (hule sintético)	----	100	280	450	585	784
Polibutadieno-estireno (látex)	2,000	2,300	2,540	2,870	3,060	3,750
TOTAL	39,500	42,400	46,353	53,273	54,304	65,653

FUENTE: A.N.I.Q.

TABLA 3.11

PRODUCCION DE FERTILIZANTES

PRODUCTO	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
UREA (*)	44,330	54,443	74,074	72,946	98,635	157,449	167,302	154,561
SULFATO DE AMONIO (**)	49,451	71,091	81,937	79,539	71,350	82,728	85,177	101,880
NITRATO DE AMONIO (**)	54,507	55,014	53,612	50,892	52,782	50,433	50,551	49,505
FOSFATO DE AMONIO (**)	10,387	9,819	11,248	13,444	20,138	18,799	21,610	23,169
FORMULAS COMPLEJAS (**)	14,111	14,752	17,406	15,482	17,452	22,952	25,997	26,862
SUPERFOSFATO TRIPLE (**)	20,516	24,196	53,084	98,394	83,996	94,622	105,708	117,003
SUPERFOSFATO SIMPLE (**)	31,580	38,620	47,400	34,980	40,420	54,140	52,580	50,812
FOSFATO DE AMONIO (**)	26,544	25,092	28,746	34,358	51,464	48,043	55,220	59,209
FORMULAS COMPLEJAS (**)	38,183	39,917	47,097	41,891	47,224	62,106	68,335	70,610

(*) TONS. DE NITROGENO

(**) TONS. DE P₂O₅

FUENTE: A.N.I.Q.

trogenados.

Por lo que respecta los fertilizantes fosforados, el superfosfato triple ocupó el primer lugar con el 39.3% de la producción total.

La producción aumentó en un 1.5% con respecto a 1973, llegando a 355,977 toneladas de fertilizantes nitrogenados. Por lo que respecta a los fosforados el aumento fué de 5.3%, alcanzando las 297,634 toneladas.

En el renglón de pesticidas el de mayor producción fué el para_{ti}ón metílico con 3,584 toneladas, representando el 33.8% de la producción total que fué de 10,574 toneladas (tabla 3.12).

3.2.7 Industria de productos químicos para uso farmacéutico

La tabla 3.13 muestra el valor de la producción de este tipo de productos, que llegó a los 1,035 millones de pesos, siendo el producto de mayor producción las hormonas con 505 millones de pesos (48.8%).

La producción registró un aumento en valor del 17.2% con respecto a 1973.

3.2.8 Industria del cemento.

La producción de cemento durante 1974 ascendió a 10,594,918 toneladas, registrando un incremento del 8.7% con respecto a 1973. Esta producción se alcanzó gracias a 28 unidades productoras, lo que promedió 378,389 toneladas por unidades. En 1974 la mayoría de las industrias fueron afectadas en gran medida por la inflación mundial y la industria del cemento no fué la excepción.

3.2.9 Industria azucarera

La producción total llegó a 2,648,951 toneladas. Los principa-

TABLA 3.12
 PRODUCTOS AGROQUIMICOS
 (PRODUCCION)
 (TONELADAS)

	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974
D D T	5,283	5,400	5,709	7,939	7,813	8,359	3,463
B H C	1,113	1,538	3,007	3,820	3,634	3,890	1,822
TOXAFENO	2,564	1,991	1,431	1,962	2,039	2,242	1,705
PARATION METILICO	---	----	----	---	1,540	5,064	3,584

FUENTE: A.N.I.Q.

los estados productores fueron: Veracruz (40.6%), Jalisco (10.5%) y Sinaloa (9.2%) con 1,077,403, 278,846 y 244,650 toneladas respectivamente.

Los ingenios que mayor producción alcanzaron fueron: San Cristóbal (Ver.) con 167,200 toneladas; El Potrero (Ver.) con 136,631 toneladas y Emiliano Zapata (Mor.) con 122,014 toneladas.

3.3 CONSUMO APARENTE

En la tabla 3.1, así como en la figura 3.1 se muestran los valores de consumo aparente de la industria química para los años 1967 a 1974. Se registró un incremento del 31.4% al pasar de 31,435 millones de pesos en 1973 a 41,307 millones en 1974.

3.3.i Industria petroquímica

a) Petroquímica básica

Durante 1974 el consumo aparente de los trece principales productos de petroquímica básica alcanzó la cifra de 659,808 toneladas. El producto que mayor participación tuvo fue el tolueno con 136,078 toneladas (20.6%).

Si se toma en cuenta que la producción de estos productos fue de 584,600 toneladas, se observará un déficit de 75,208 toneladas que debió ser cubierto con importaciones.

b) Petroquímica secundaria.

Considerando los 14 principales productos de este sector, el consumo aparente fue de 328,597 toneladas, siendo el principal consumo el correspondiente al dimetil-tereftalato/ácido tereftálico con 87,670 toneladas. Este producto no se fabrica en el país, por lo que todo es de

importación. En este sector el déficit entre consumo aparente y producción, para los productos analizados, es de 123,837 toneladas.

3.3.2 Industria de productos inorgánicos básicos

El consumo aparente de este tipo de productos fué de 3,021,721 toneladas, mientras que la producción ascendió a 3,264,281 toneladas, -- por lo que se tuvo un excedente de 242,560 toneladas (se refieren estos datos a 11 productos).

Gran parte de este excedente se debe al hecho de que el ácido fosfórico se exporta en gran cantidad (más del triple del consumo - - -- El producto que mayor consumo tuvo fué el ácido sulfúrico con 2,123,285- toneladas, habiéndose cubierto el 98.5% con producción nacional - - - -- (2,091,957 toneladas).

3.3.3 Industria de resinas sintéticas

En la tabla 3.8, se muestra el consumo total de resinas sintéticas, el cual ascendió a 392,300 toneladas, registrando un incremento - del 26% aproximadamente con respecto a 1973.

La mayor participación fué la del polietileno de baja densidad con 109,179 toneladas con el 28% aproximadamente. Una demanda fuerte sobre los termoplásticos obligó a realizar importaciones de esta resina, - muchas de las cuales fueron consecuencia de una demanda artificial en un alto porcentaje.

3.3.4 Industria de fibras artificiales y sintéticas.

El consumo aparente de este tipo de fibras fué de 171,637 toneladas, siendo cubierto en un 96.3%. El producto que mayor consumo regis-

tró fué el poliéster filamento textil. Cabe mencionar que el incremento del mercado de este producto ha sido excepcional, ya que de 1960 a 1974, registró un incremento promedio anual de 86.6%. La tremenda demanda -- del producto en 1974 aunada a la escasez de materias primas ocasionó la importación de 8,500 toneladas.

3.3.5 Industria del hule sintético.

El consumo aparente de hule y látex sintéticos en 1974 fué de 90,079 toneladas, habiendo registrado un incremento del 33% aproximadamente con respecto a 1973.

Estas 90,079 toneladas representan el 71.3% de la producción nacional de hule, mientras que el 28.7% restante correspondió a hule natural, haciendo un total de 126,455 toneladas.

El producto que mas contribuyó fué el polibutadieno-estireno (hule sintético) con 59,398 toneladas (aproximadamente 66%).

3.3.6 Industria agroquímica.

El consumo nacional de fertilizantes nitrogenados, durante -- 1974, fué de 388,735 toneladas, dado que la producción fué de 355,977 toneladas, se cubrió el 91.5% del consumo con producción nacional. El producto de mayor consumo fué la urea con 140,322 toneladas.

Por lo que respecta a los fertilizantes fosforados, se produje ron 297,634 toneladas y se consumieron 267,646; quedando un excedente de 29,988 toneladas, todas ellas de super fosfato triple y que fueron exportados.

En cuanto a los pesticidas, el consumo fué de 12,386 toneladas,

habiéndose cubierto el 85% de la demanda.

3.3.7 Industria de productos químicos para uso farmacéutico

El consumo aparente de este tipo de productos alcanzó un valor de 1,639 millones de pesos, siendo el principal contribuyente el renglón de los antibióticos con 637 millones de pesos (aproximadamente el 39%).

3.3.8 Industria del cemento.

Uno de los principales logros de la industria cementera ha sido el cubrir la demanda nacional en su totalidad. Se han eliminado casi totalmente las importaciones, manteniéndose un saldo a favor desde 1966. Además, se cuenta con excedentes para exportación. La tasa media anual del consumo nacional aparente en el período 1965-1974 fué del 10.7%. El consumo aparente alcanzó las 10,402,071 toneladas.

3.4 INVERSIONES

3.4.1 Industria petroquímica

a) Petroquímica básica

Durante 1974 fueron realizadas inversiones en esta rama por más de 1200 millones de pesos, dándose ocupación en ésta área a 5,310 personas.

3.4.2 Industria de productos inorgánicos básicos

Se estima que la inversión en este sector es cercana a los 15,000 millones de pesos y de ocupación a casi 25,000 personas.

3.4.3 Industria de fibras artificiales y sintéticas.

La inversión de activos fijos en 1974, era de 6,408 millones, lo que representa un incremento de 1,693 millones de pesos o sea un 35.9% con respecto a 1973.

3.4.4 Industria del cemento

En México, cuya actividad económica es muy acelerada, la industria del cemento crece a la par del desarrollo nacional. En los últimos años la inversión creció de 1965 a 1974 en un 295.3%.

La inversión llegó casi a los 10,000 millones de pesos. Debido al aumento en el costo de la maquinaria, debido a los problemas inflacionarios ha ocasionado que los pesos invertidos por tonelada producida sean cada vez mayores, pasando de \$593 por tonelada producida en 1965 a \$929 en 1974, lo que significa un incremento del 57%.

El personal ocupado asciende a 8,251 personas, obteniéndose una inversión por hombre de \$1,193,200.00

3.5 PROYECTOS

3.5.1 Industria petroquímica

a) Petroquímica básica

Los ambiciosos planes de inversión de PEMEX para el período 1975,1979 alcanzan cifras superiores a los 14,000 millones de pesos, exclusivamente en el área industrial de procesos petroquímicos.

Los proyectos petroquímicos básicos anunciados totalizan capacidades productivas nuevas por 9,969,570 T/A, más de dos veces la capaci

dad existente. En estos proyectos se incluye la construcción de plantas para la fabricación de productos tales como cumeno y polietileno de alta densidad, no producidos hasta la fecha en el país. A continuación se mencionan los principales proyectos de PEMEX y el estado en que se encuentran:

- Acetaldehído (100,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería
- Acrilonitrilo (50,000 T/A), arranque: 1977, status: proyecto
- Benceno (299,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería
- Cloruro de vinilo (200,000 T/A), arranque: 1977, status: proyecto
- Estireno (150,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería
- Metano (150,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería
- Ortóxileno (55,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería
- Óxido de etileno (100,000 T/A), arranque: 1977, status: ing.
- Tolueno (371,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería
- Xilenos (370,000 T/A), arranque: 1977, status: ingeniería

Existen otros muchos proyectos de PEMEX, que pueden observarse en la tabla 3.14.

b) Petroquímica secundaria.

A continuación se menciona algunos de los principales proyectos de este Sector:

- Acetato de vinilo (4,300 T/A)
- Acetona (15,000 T/A), arranque: 1975.
- Alcohol 2-etil hexílico (20,500 T/A)
- Anhídrido acético (11,900 T/A)

TABLA 3.14

INSTALACIONES A CARGO DE LA GERENCIA DE PETROQUIMICA
EN PROYECTO, INGENIERIA O CONSTRUCCION AL 31 DE
DICIEMBRE DE 1974

PRODUCTO	CAPACIDAD NOMINAL T/A	LOCALIZACION	STATUS	FECHA ESTIMA DA DE ARRAN- QUE
Acetaldehido	100,000	La Cangrejera, Ver.	Ingeniería	1977
Acido Sulfhídrico	31,800	Cactus, Chis.	Construcción	
Acido Sulfhídrico	63,760	Cactus, Chis.	Construcción	
Acido Sulfhídrico	63,760	Cactus, Chis.	Construcción	
Acido Sulfhídrico	63,760	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Acido Sulfhídrico	63,760	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Acido Sulfhídrico	40,000	Poza Rica, Ver.	Construcción	
Acrilonitrilo	50,000	Tula, Hgo.	Proyecto	1977
Alcohol Metílico	150,000	San Martín Texme- lucan, Pue.	Ingeniería	1977
Amoníaco IV	445,000	Casoleacaque, Ver.	Ingeniería	1976
Amoníaco V	445,000	Casoleacaque, Ver.	Ingeniería	1976
Amoníaco II	300,000	Salamanca, Gto.	Construcción	1975
Anhídrido Carbó nico	560,000	Casoleacaque, Ver.	Ingeniería	1976
Anhídrido Carbó nico	560,000	Casoleacaque, Ver.	Ingeniería	1976
Anhídrido Carbó nico	378,000	Salamanca, Gto.	Construcción	1975
Aromáticos Pesados	50,000	La Cangrejera, Ver.	Ingeniería	1977
Azufre II	26,400	Cactus, Chis.	Construcción	} 1974 - 76
Azufre III	52,800	Cactus, Chis.	Construcción	
Azufre IV	52,800	Cactus, Chis.	Construcción	
Azufre V	52,800	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Azufre VI	52,800	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Azufre	56,000	Tula, Hgo.	Ingeniería	
Benceno	299,000	La Cangrejera, Ver.	Ingeniería	1977
Butano	371,910	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Cloruro de Vinilo	200,000	Pajaritos, Ver.	Proyecto	1977
Cumeno	40,000	La Cangrejera, Ver.	Proyecto	1977
Dicloroetano	300,000	Pajaritos, Ver.	Proyecto	1977
Estireno	150,000	La Cangrejera, Ver.	Ingeniería	1977
Etano	287,300	Poza Rica, Ver.	Construcción	
Etano	704,880	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Etileno	500,000	La Cangrejera, Ver.	Ingeniería	1977
Etileno	182,000	Poza Rica, Ver.	Construcción	1975

INSTALACIONES A CARGO DE LA GERENCIA DE PETROQUIMICA EN
 PROYECTO INGENIERIA O CONSTRUCCION AL 31 DE
 DICIEMBRE DE 1974

PRODUCTO	CAPACIDAD NOMINAL T/A	LOCALIZACION	STATUS	FECHA ESTIMA DA DE ARRAN- QUE
Gasolina Natural	400,620	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Gasolina Natural	103,700	Poza Rica, Ver.	Construcción	
Heptano	10,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	
Hexano	20,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	
LPG	395,000	Poza Rica, Ver.	Construcción	
Nitrógeno	20,000	La Cangrejera, Ver	Proyecto	
Ortoxileno	55,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	1977
Oxido de Etileno	100,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	1977
Oxígeno	200,000	La Cangrejera, Ver	Proyecto	
Paraxileno	240,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	1977
Percloroetileno	16,000	Pajaritos, Ver.	Proyecto	1977
Polielileno B.D.	240,000	La Cangrejera, Ver	Proyecto	1977
Polielileno A.D.	100,000	Poza Rica, Ver.	Ingeniería	1976
Propano	588,720	Cactus, Chis.	Ingeniería	
Tetra cloruro de Carbono	16,000	Pajaritos, Ver.	Proyecto	
Tolueno	371,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	1977
Xilenos (m y p)	370,000	La Cangrejera, Ver	Ingeniería	1977

FUENTE: A.N.I.Q.,

- Anhídrido ftálico (ampliación 5,000 T/A)
- DMT y TPA (122,000 T/A de DMT y 50,000 T/A de TPA en arran-- que), existe además, otro proyecto de TPA de 135,000 T/A.
- Etilenglicoles (110,000 T/A)
- Fenol (24,000 T/A)
- Caprolactama (7,000 T/A).
- Metacrilato de metilo (10,000 T/A).

3.5.2 Industria de inorgánicos básicos

En este sector también existe un ambicioso plan de desarrollo que incluye muchos proyectos, los más importantes de los cuales son los siguientes:

- Acido fluorhídrico (70,000 T/A), arranque: 1975, status: construc.
- Acido fosfórico (350,000 T/A)
- Acido sulfúrico (504,325 T/A)
- Bicarbonato de sodio (15,000 T/A)
- Cloro (ampliaciones por 277,460 T/A)
- Sosa cáustica (ampliaciones por 309,160 T/A)
- Tripolifosfato de sodio (95,000 T/A)

3.5.3 Industria de las resinas sintéticas

Este Sector ha promediado un crecimiento del 18% en el consumo, que, de mantenerse, para 1980 será de 900,000 toneladas aproximadamente, Los proyectos anunciados para la fabricación de resinas no producidas -- hasta la fecha, así como las ampliaciones en aquellas ya fabricadas na--

cionalmente, traerá como consecuencia la sustitución de cuantiosas importaciones. Entre los proyectos más importantes, pueden mencionarse:

- Policloruro de vinilo (54,000 T/A)
- Resinas de poliestireno (ampliación 66,000 T/A)
- Polietileno de baja densidad (240,000 T/A)
- Polietileno de alta densidad (100,000 T/A), status: ingeniería
- Resinas epóxicas (1,300 T/A)
- Poliacrilonitrilo (22,600 T/A)
- Tereftalato de polietileno (ampliación 54,820 T/A)
- Policaprolactama (5,200 T/A)

3.5.4 Industria de fibras artificiales y sintéticas

En este Sector, las perspectivas para 1975 son de una franca mejoría, aunque lejos de representar una recuperación total, el Sector aumenta sus capacidades, inversiones, y su fuerza de trabajo. Los proyectos más importantes reportados son:

- Rayón fibra corta (ampliación 1,500 toneladas)
- Acrílica fibra corta (ampliación 22,600 toneladas)
- Nylon filamento industrial (ampliación, 1,600 toneladas)
- Nylon filamento textil (ampliación 3,600 toneladas)
- Poliéster filamento textil (ampliación 49,000 toneladas)
- Rayón filamento industrial (ampliación 700 toneladas)

3.5.5 Industria del hule sintético

El proyecto más importante es el referente al polibutadieno-estireno, por 40,860 toneladas (ampliación)

3.5.6 Industria agroquímica

Los proyectos más importantes de este Sector son:

- Urea (800,000 T/A)
- Nitrato de amonio (100,000 T/A)

Por lo que respecta a pesticidas:

- Toxafeno (1,250 T/A)
- Paratión metílico (1,800 T/A)

BIBLIOGRAFIA:

- (1). "Anuario de la Industria Química Mexicana", Asociación Nacional de la Industria Química (A.N.I.Q.), México, 1974.
- (2). "Memorias del VII Foro Nacional de la Industria Química", Asociación Nacional de la Industria Química (A.N.I.Q.), México, 1973
- (3). "Anuario 1974", Cámara Nacional del Cemento (CANACEM), México, 1974
- (4). "Economía Mexicana en Cifras", Nacional Financiera S.A. (NAFINSA), México, 1974.

2a. SECCION. METODOLOGIA. SELECCION DE OPERACIONES
BASICAS. ANALISIS DE EQUIPOS DE MEZCLADO, SECADO Y -
SEPARACION SOLIDO - LIQUIDO.

4 ANALISIS DE LAS DIFERENTES RAMAS PRODUCTIVAS DE LA INDUSTRIA QUIMICA PARA SELECCIONAR LAS OPERACIONES BASICAS MAS FRECUENTES.

Habiendo mostrado a través del capítulo anterior, la situación y el desarrollo que en los últimos años ha tenido la industria química, -- pasaremos a explicar lo que se realizó en cada una de las partes de este -- capítulo y a su vez la forma en que se llevó a cabo el análisis, exponiendo también cada uno de los factores que se tomaron en cuenta, la forma en que se va a presentar el estudio hecho a las ramas productivas y las conclusiones que de él se generan.

Como breve introducción diremos que el objetivo de este capítulo es seleccionar las operaciones básicas que demuestran a través del estudio su amplia utilidad en la mayoría de las ramas productivas, para someterlas posteriormente a un estudio de sus diferentes equipos (capítulos 5, 6 y 7). Con este objeto se construyó una matriz de ramas productivas y procesos -- contra operaciones básicas mediante la cual se pretende visualizar y poder jerarquizar la utilidad de estas operaciones y de esta forma concluir cuales deben ser analizadas con mayor detalle.

4.1 SELECCION DE LAS OPERACIONES BASICAS A ESTUDIAR.

La organización en operaciones básicas se basa en dos hechos: -- Aún cuando el número de procesos individuales es muy grande, cada uno de -- ellos puede dividirse en una serie de etapas, denominadas operaciones, que se repiten a lo largo de los mismos, por lo que, mediante el estudio siste -- mático de estas operaciones en sí, se unifica y resulta más sencillo el -- tratamiento y análisis de todos los procesos.

En virtud de la gran variedad de equipos de proceso que se usan -- en la industria química, resultaría bastante complicado hacer un estudio -

de cada uno de los equipos. En vista de la complejidad que representaba -- este camino, se decidió realizar el estudio primeramente desde el punto de vista de operación básica, ya que esta disyuntiva nos permite englobar a todo el equipo que está involucrado en dicha operación básica, de esta forma el estudio se hace más objetivo porque los equipos de proceso se agrupan de acuerdo a la función que desempeñan y no se consideran como elementos individuales, es decir, que no se consideran por ejemplo a filtros y centrífugas como a dos equipos diferentes, sino que se agrupan en una operación ya que su finalidad es la misma: separación sólido-líquido.

Una vez establecido lo anterior, se analizaron las operaciones básicas con el objeto de reducir al mínimo la gran variedad de estas operaciones básicas que aparecen en los procesos de las ramas productivas de la industria química.

Lo anterior se llevó a cabo con el objeto de estudiar sólo aquellas que pueden ser susceptibles de producirse en el país; como puede ser el caso de algunas operaciones dentro de la tecnología periférica de un proceso.

Esto nos evita el considerar a aquellas operaciones que impliquen equipos que no tienen la posibilidad de ser normalizados debido a: su complejidad y diversidad tecnológica (reactores muy complejos, etc.); a que son equipos muy sofisticados cuya tecnología no está disponible en el país; o que por sus especificaciones de diseño deben ser elaborados sobre pedido; o que son equipos de materiales muy específicos, difíciles de conseguir en el país; o porque los equipos requieren infraestructura que aún no existe en el país (maquinarias muy grandes, etc.).

Los criterios que siguieron para seleccionar las operaciones básicas son los siguientes:

1.- Operaciones que no sean de tecnología muy sofisticada, pero que tampoco sea muy simple.

2.- Operaciones que se pueden encontrar frecuentemente en los procesos de la Industria Química.

3.- Operaciones que involucren equipos que pueden fabricarse más o menos en serie, es decir, que no se necesiten de las especificaciones de diseño para que sean construidos.

4.- Operaciones en que se tenga una gran diversidad de equipos para realizar una misma función y que por lo mismo, se puede llevar a cabo un estudio para analizar las posibilidades de su normalización.

Por lo tanto, teniendo como base a los criterios anteriores se determinó analizar a las siguientes operaciones básicas en las diferentes ramas productivas de la Industria Química:

a) Cristalización.

b) Evaporación.

c) Mezclado.

d) Molienda.

e) Secado.

f) Separaciones

{	sólido-líquido
	sólido-gas
	gas-líquido
	líquido-líquido

Es importante hacer notar que dentro de las operaciones básicas seleccionadas se encuentran algunas que no cumplen con todos los requisitos establecidos anteriormente, como es el caso de la evaporación, en que

se necesita de las especificaciones de diseño para que los evaporadores -- sean construidos. Sin embargo estas operaciones fueron seleccionadas a causa de su gran importancia dentro de la Industria Química.

4.2 MATRIZ DE RAMA PRODUCTIVA Y PROCESOS - v.s.- OPERACION BASICA.

El amplio desarrollo que en los últimos años ha tenido la Industria Química Mexicana a dado como resultado una amplia variedad de productos cuyo número en lo futuro seguirá creciendo debido a los proyectos que existen y a los que se están planeando; razón por la cual, un estudio de los procesos de todos los productos para el análisis que se pretende realizar no sería posible a corto plazo; de ahí la ventaja que se presenta al hacer el análisis de la Industria Química por sectores o ramas productivas, ya que este camino nos proporciona la facilidad de enfocarnos a una serie de productos agrupados según la rama de que se trate, y de esta manera el estudio será más sencillo y mejor estructurado.

En vista de la gran cantidad de productos que se tienen en la -- mayoría de los sectores de la Industria Química, se decidió considerar sólo a algunos productos que son representativos de cada rama productiva, -- con el objeto de analizar en los diagramas de flujo correspondientes a las operaciones básicas seleccionadas en el inciso anterior de este capítulo - y poder formar a la matriz integral de ramas productivas y procesos -v.s.- operaciones básicas.

Los productos más representativos dentro de cada rama se eligieron considerando sólo aquellos que tuvieron mayor volumen de producción y que fueran de una gran necesidad básica a nivel nacional; ya sea como materias primas, debido a que a partir de ellos se generan una gran cantidad-- de productos como en el caso de ácido sulfúrico; o como productos elabora-

dos para consumo final como los fertilizantes. Un aspecto limitante en esta parte del estudio fué la escasez de información de los productos de algunas ramas productivas, como en el caso de los farmacéuticos, por lo que se escogieron sólo aquellos en que se tuviera mayor información.

Los productos representativos que se seleccionaron para cada rama son los siguientes:

Petroquímica:

Azufre: Proceso Claus, (1), a partir de gas ácido, aire y agua hervida; Proceso Stretford, (1), de gas amargo; Proceso Takahax, (1), de gas amargo, aire y catalizador cáustico; Proceso Frash, (2), a partir de la extracción natural del mineral.

Acrilonitrilo: Proceso Sohio, Badger Co., (3), a partir de propileno, amoníaco, anhídrido y aire; Proceso Snam Progetti, (3), de propileno, amoníaco, vapor y aire.

Acetaldehído: Proceso Hoechst-UHDE, Aldehyd GmbH, (3), por oxidación directa de etileno; (2), por oxidación de alcohol etílico.

Cloruro de vinilo: Proceso Goodrich Chemical, (3), a partir de etileno, cloro y aire; Proceso Monsanto, (3), de etileno, cloro y aire u oxígeno.

Amoníaco: Proceso Kellogg, (3), a partir de gas natural, gas de refinación, gas de coke horneado, hidrocarburos ligeros y aire; Proceso C. P. Braun, (4), de gas natural, gas de refinación, o hidrocarburos líquidos y aire.

Benceno: Proceso Universal Oil Products, (5), por alquilación de

tolueno; Proceso de extracción por absorción con DMSO y agua, (5), de mezcla de hidrocarburos.

Etileno-propileno: Proceso Kellogg, (3) y (5), a partir de hidrocarburos, BFW deaerado y vapor; Proceso Lummus, (3), a partir de nafta y de gasóleo; Proceso C. F. Braun, (3), a partir de nafta y vapor.

Oxido de etileno: Proceso de la clorhidrina, (6), por clorhidrinación del etileno con ác. hipocloroso y posterior hidrólisis con hidróxido de calcio; Proceso de oxidación, (6), por oxidación de etileno con aire.

Metanol: Proceso ICI de baja presión, (3), a partir de nafta de sulfurizada o gas de hidrocarburos y dióxido de carbono; Proceso Lurgi de baja presión, (3), de hidrocarburos líquidos y gaseosos; Proceso CPI-Vulcan, Cincinnati, (3), de gas natural, nafta o hidrocarburos ligeros.

Estireno: Proceso Bagder, Unión Carbide-Cosden-Badger, (3), a partir de una alquilación de benceno y etileno; (7), por dehidrogenación de etil benceno con un catalizador de óxido de zinc.

Inorgánicos:

Acido sulfúrico: Proceso Monsanto Chemical Co., (8) y (9). método de contacto por combustión de azufre con aire y posterior adición de agua.

Acido Nítrico: Proceso Du Pont de alta presión, 100 psi, (8) y (9), a partir de amoníaco y aire.

Acido fosfórico: Proceso Door Oliver, (8), a partir de roca fos

fórica y ácido sulfúrico.

Carbonato de sodio: Proceso Solvay, (9) y (10), a partir de salmuera, caliza y coke.

Sosa cáustica: Proceso de caustificación continua con filtración doble, (10), a partir de carbonato de sodio

Sosa y cloro: Proceso Electrolítico con celdas de diafragma, (9), a partir de salmuera.

Resinas:

Polivinil: (9), a partir de acetato de vinilo y cloruro de vinilo.

Polietileno: Proceso Phillips Petroleum Co., (9), a partir de etileno.

Urea Formaldehído: (9), a partir de urea y formaldehído.

Fenol-formaldehído (2), a partir de fenol, formaldehído y ácido sulfúrico.

Acrílicas: (2), de acetona, metanol, cianuro de sodio, etilenclorhidrina y ácido sulfúrico.

Acrlonitrilo-butadieno-estireno: (5), a partir de acrlonitrilo, estireno y butadieno.

Fibras:

Rayón, viscosa: (9), a partir de celulosa y sosa cáustica.

Dacrón (poliester): (9), a partir de dimetil tereftalato y etilenglicol.

Nylon 6: Proceso Allied Chemical Corp., (11), por polimerización continua de caprolactama; Proceso Allied Chemical-

Corp., (11), polimerización continua de caprolactama empleando una columna dehumedecedora al vacío en el curso de la polimerización; Proceso Allied Chemical Corp., (11) de caprolactama para producir policaprolactama con un mínimo de monómero y oligómeros.

Acetato de celulosa: (9), a partir de celulosa, anhídrido acético en ácido acético y ácido sulfúrico.

Hule:

Butadieno-Estireno: (2), a partir de estireno y butadieno.

Butadieno: Proceso B.P. Chemicals Internacional Ltd., a partir de buteno, (4).

Poliisopreno: Proceso B. F. Goodrich Chemical Co., (3), a partir de isopreno.

Estireno: Proceso Badger, Unión Carbide-Gosden-Badger, (3), a partir de una alquilación de benceno y etileno; Proceso Lummus, Monsanto Co., (3), por alquilación de benceno y etileno; (7), por dehidrogenación de etil benceno con un catalizador de óxido de zinc.

Agroquímica:

Urea: Proceso Toyo Koatsu, (8), a partir de dióxido de carbono y amoníaco.

Amoníaco Anhidro: Proceso de The Fluor Corp. Ltd., (12), de gas natural, gas de refinería, mezcla de hidrocarburos, nafta y aire.

Nitrato de Amonio: Proceso Prilling, (8), a partir de amoníaco-

y ácido nítrico.

Fertilizantes Complejos: Proceso PEC, (8), de muriato de potasio, roca fosfórica, ácido nítrico, ácido sulfúrico, ácido fosfórico, nitrato de amonio y amoniaco.

Fertilizantes Fosfatados: Proceso St. Gobain, Coastal Chemical - Corp., Pascagoula, Miss., (13), de ácido fosfórico, ácido sulfúrico, amoniaco y potasa.

Super Fosfato Triple: Proceso Dorr-Oliver, (14), a partir de roca fosfórica y ácido sulfúrico.

DDT: Proceso E.U.A., (15), a partir de benceno y diclorometano.

B.H.C.: Proceso de E.U.A., (15), a partir de benceno y diclorometano.

Farmacéuticos:

Vitamina B₁₂: Proceso desarrollado por V.F. Pfeifer, C. Vojnovich, y E. N. Heger, Ind., (16), de harina de soya, destrososa, carbonato de calcio, cloruro de calcio y aceite de soya.

Penicilina: Proceso Unjohn Co., Kalamazvo, Mich., (16), a partir de penicillium.

Construcción:

Cemento: Proceso de Permanente Calif.. (17), cemento Portland -- base húmeda: (5), proceso para fabricar cemento tipo Portland base húmeda.

Azúcar:

Azúcar Crudo: Proceso de Cuba, (18), a partir de caña de azúcar.

Azúcar refinado; Proceso de E.U.A., (18), refinación de azúcar --
crudo.

Una vez establecidas las bases para generar la matriz, se procedió a hacer el análisis de los productos seleccionados para cada rama, estudiando los diagramas de flujo de dichos procesos sólo a nivel bibliográfico, debido a que la información con respecto al equipo empleado en las plantas existentes tal como: condiciones de operación a la cual trabajan, capacidad, tipo, marca, etc., es considerada como confidencial y resulta bastante difícil conseguirla sobre todo en el caso de industrias pertenecientes a la Iniciativa Privada.

Puesto que uno de los objetivos de la matriz es establecer la importancia de una determinada operación básica dentro de un proceso dado, se analizaron los diagramas de flujo de los procesos de cada rama, disgregando a éstos en sus operaciones más simples para determinar que operaciones básicas de las seleccionadas se presentaban y el número de veces que aparecían en diferentes partes del proceso. Para lo cual se consideró que un determinado equipo (representativo de una operación) se repetía, sólo cuando existían entre sus apariciones uno o más equipos cuya función era diferente, lo que establecía que la operación era necesaria en más de una ocasión en dicho proceso.

Por lo tanto, esta forma de realizar el análisis para poder generar la matriz, nos proporciona el grado de importancia de la operación básica en el proceso desde el punto de vista del número de veces en que dicha operación se repite en cada uno de los procesos analizados de las diferentes ramas productivas. Los resultados de este estudio se muestran en la ---
Tabla 4.1.

Con el objeto de poder observar mejor en qué rama productiva se -

RAMAS PRODUCTIVAS	OPERACIONES PROCESOS	CRISTALIZACION	EVAPORACION	MEZCLADO	MOLIENDA	SECADO	SEPARACIONES			
							SOL - LIQ	SOL - GAS	GAS - LIQ	LIQ - LIQ
PETROQUIMICA	AZUFRE					1	3			
	ACRILONITRILLO									
	ACETALDEHIDO		1							
	CLORURO DE VINILO									
	AMONIACO					1				
	BENCENO									
	ETILENO-PROPILENO					1				
	OXIDO DE ETILENO		1	1					1	
	METANOL									
INORGANICOS	ESTIRENO		1			2				2
	ACIDO SULFURICO		1			1		1		
	ACIDO NITRICO							4	1	
	ACIDO FOSFORICO		1	1	1		2	1		
	CARBONATO DE SODIO					1	2			
	SOSA CAUSTICA		1	1			4			
	SOSA Y CLORO	1	2			1	2			
RESINAS	POLIVINIL			1		3				
	POLIETILENO		1			3	3			
	UREA-FORMALDEHIDO			1	1	1				
	FENOL-FORMALDEHIDO			2	3					
	ACRILICAS					2				
FIBRAS	A. B. E.					1	1			
	RAYON VISCOZA	1	2	3	1	2	4			
	DACRON (POLIESTER)	1				2	2			
	NYLON 6			4			3			
HULE	ACETATO DE CELULOSA		1			2	2			
	BUTADIENO-ESTIRENO					3				
	BUTADIENO						1		1	
	POLIISOPRENO			2		3				
AGROQUIMICA	ESTIRENO		1			2				2
	UREA	1	1	1		1		1	1	
	AMONIACO ANHIDRO									
	NITRATO DE AMONIO	1	1					1		
	FERTILIZANTES-COMP.				1			1		
	FERTILIZANTES-FOSFA.				1	1		2		
	SUPER FOSFATO TRIPLE			1		1			1	
D. D. T.	1				1					
FARMACEUTICOS	B. H. C.	2	2			1	2			
	VITAMINA B-12		1	1		1			1	
CONSTRUCCION	PENICILINA	1		1			9			
	CEMENTO			4	9	2	1		6	
AZUCAR	AZUCAR CRUDO	2	1	2	1	1	5			
	AZUCAR REFINADO	5	4	7	2	3	16			

TABLA 4.1. MATRIZ DE RAMA PRODUCTIVA Y PROCESOS CONTRA OPERACION BASICA

hacían más frecuentes las operaciones básicas seleccionadas y cuales de éstas aparecían en mayor cantidad, se tuvo la necesidad de formar una segunda matriz de rama productiva -v.s.- operación básica, como la que aparece en la tabla 4.2. En esta matriz se consideró sólo el número total de veces en que aparecían las diferentes operaciones en cada una de las ramas productivas, y de esta manera se obtuvieron los totales de todas las ramas al final de la matriz.

4.3 DETERMINACION DE LAS OPERACIONES BASICAS MAS FRECUENTES

A partir de la suma total de cada operación básica considerando a todas las ramas productivas, la cual aparece en la matriz de la tabla 4.2, se puede observar que las cifras más significativas (o sea, las partes en donde la matriz es más densa) son las correspondientes a las siguientes -- operaciones: separación sólido-líquido, secado y mezclado; cuyos valores son 62, 45 y 34 respectivamente.

Esto significa que en los diferentes procesos que fueron analizados se presentó 62 veces la operación de separación sólido-líquido, 45 veces la operación de secado y 34 veces la operación de mezclado.

Por lo tanto, en vista de que dentro de las operaciones escogidas son las tres más frecuentes en los procesos analizados, se determinó hacer un estudio más profundo de ellas con el objeto de ver la posibilidad de que los diferentes equipos con que se efectúan pueden ser normalizados para su fabricación nacional.

Otro punto de interés dentro de este trabajo de tesis, que también se puede apreciar en la matriz de la tabla 4.2, y que será útil posteriormente en el capítulo 8, es el de poder visualizar dentro de que ramas son más importantes estas operaciones. Para esto, se van a considerar sólo-

OP E R A C I O N R A M A	S E P A R A C I O N E S								
	CRISTALI - ZACION	EVAPORA - CION	MEZCLADO	MOLIENDA	SECADO	SOL - LIQ.	SOL - GAS	GAS - LIQ.	LIQ. - LIQ.
PETROQUIMICA		3	1		5	3		1	2
INORGANICOS	1	5	2	1	3	10	6	1	
RESINAS		1	4	4	10	4			
FIBRAS	2	2	8	1	6	11			
NULE		1	2		8	1		1	2
AGROQUIMICA	5	4	2	2	5	2	6	1	
FARMACEUTICOS	1	1	2		2	9	1		
CONSTRUCCION			4	9	2	1	6		
AZUCAR	7	5	9	3	4	21			
TOTAL DE RAMAS	16	22	34	20	45	62	19	4	4

TABLA (4.2) MATRIZ DE RAMA PRODUCTIVA CONTRA OPERACION BASICA

las ramas en donde la frecuencia de aparición de las operaciones es mayor-- y ésta se va a expresar como un porcentaje tomando al total de apariciones en todas las ramas como el cien por ciento.

De esta forma, tenemos que para la operación de separación sólido-líquido las ramas más importantes son:

<u>Rama</u>	<u>Frecuencia</u>	<u>Total de Ramas</u>	<u>Porcentaje</u>
Azúcar	21	62	33.87%
Fibras	11	62	17.74%
Inorgánicos	10	62	16.12%
Farmacéuticos	9	62	14.51%
	51		82.24%

En la tabla se puede notar claramente la importancia que tiene esta operación en el caso de la Industria Azucarera, aún cuando no deja de tener importancia en las otras tres ramas industriales.

En el caso de secado, se puede observar en la matriz de rama productiva -v.s.- operación básica que las ramas que más pesan son las siguientes:

<u>Rama</u>	<u>Frecuencia</u>	<u>Total de Ramas</u>	<u>Porcentaje</u>
Resinas	10	45	22.22%
Hule	8	45	17.77%
Fibras	6	45	13.33%
Agroquímica	5	45	11.11%
Petroquímica	5	45	11.11%
	34		75.54%

En esta operación básica es importante mencionar el caso de la Industria de la Construcción, ya que aún cuando no aparece en la tabla an-

terior y representa un porcentaje algo bajo con respecto a las cuatro ramas ahí presentadas (4,44%, ya que aparece dos veces en la matriz de la tabla 4.2), es una industria de gran interés nacional debido a los proyectos a corto plazo que se tienen por parte del Estado.

Analizando de la misma forma a la operación de mezclado tenemos lo siguiente:

<u>Rama</u>	<u>Frecuencia</u>	<u>Total de Ramas</u>	<u>Porcentaje</u>
Azúcar	9	34	26.47%
Fibras	8	34	23.52%
Resinas	4	34	11.76%
Construcción	4	34	11.76%
	<u>25</u>		<u>73.51%</u>

Conforme a la tabla anterior nuevamente la Industria Azucarera vuelve a ocupar un porcentaje importante con respecto a las otras tres ramas.

Es necesario hacer notar que los valores de frecuencia y de porcentaje mostrados en las tablas anteriores, no representan la verdadera importancia de las operaciones básicas en cada una de las ramas ya que no se analizaron igual número de diagramas de flujo en cada sector productivo, además de que no todas las ramas tienen la misma importancia dentro de la Industria Química.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Hydrocarbon Processing 52 (4), 107; 109; 110 (1973).
- (2) Norris S. R., "The Chemical Process Industries", 2nd. edition, pags.- 263-365;948;779-780;786;815, Mc. Graw-Hill Book Co., Inc., New York,- 1956.
- (3) Hydrocarbon Processing 52 (11), 99;100;91;191;193;103;126;127;125;147; 148;149;179;180;174;179;180 (1973).
- (4) Hydrocarbon Processing 50(11), 129; 136-137 (1971).
- (5) Considine D. M., "Chemical and Process Technology Encyclopedia", pags. 162;1105;434; ; 238, Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1974.
- (6) Kirk R. E. y D. F. Othmer, "Enciclopedia de la Tecnología Química" 1a. edición, vol. VII, pags. 546-549;549-555, U.T.E.H.A., México, 1961.
- (7) Groggins P. H., "Unit Process in Organic Synthesis", 5 th. edition, -- pag. 538, Mc. Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1958.
- (8) Pérez Blanco L. A., "Investigación, evaluación y control de los riesgos en las fábricas de fertilizantes del Istmo, S. A. (Guanomex, Unidad Minatitlán)", Tesis I. Q., pags. 9-14;6-8; 15-19; 3-5; 20-23; --- 24-27, I.P.N.- E.S.I.Q.I.E., 1968.
- (9) Norris S. R., "The Chemical Process Industries", 3th. edition, pags. 330-331;318;227;236;669;667-668;664;705;694-695;709, Mc. Graw-Hill --- Book Co., Inc., New York, 1967.
- (10) Kirk R. E. y D. F. Othmer, "Enciclopedia de la Tecnología Química", 1a. edición, vol. I, pags. 634-659;659-680, U.T.E.H.A., México, 1961.
- (11) Marshall Sitting, "Polyester Fiber Manufacture", pags. 153-155; 158-160; 172-173, Noyes Data Corp., New Jersey, 1972.

- (12) Hydrocarbon Processing 44(11), 175(1965).
- (13) "Modern Chemical Processes", vol, VII, pags. 27-33, Reinhold Publishing Corp., New York, 1963.
- (14) Sauchelli V., "Química y Tecnología de los Fertilizantes", 1a. edición, pag. 235-240, C.E.C.S.A., México, 1966.
- (15) Marshall Sittig, "Pesticide Production Processes", pags. 128-131; -- 117-122, Noyes Development Corp., New Jersey, 1967.
- (16) Prescott S. C., Gordon C., "Industrial Microbiology", 3th. edition, pags. 486;784, Mc. Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1959.
- (17) "Modern Chemical Processes", vol. IV, pags. 47-59. Reinhold Publishing Corp., New York, 1956.
- (18) Kirk R. E. y D. F. Othmer, "Enciclopedia de la Tecnología Química", - 1a. edición. Vol. II, pags. 860-866;866-871, U.T.E.H.A. México, 1961.





5.] DESCRIPCION DE LA OPERACION

El éxito de muchos procesos industriales depende de una eficaz - agitación y mezcla de los materiales que intervienen en ellos. Comúnmente estos dos términos, "agitación" y "mezcla", son usados indistintamente; -- sin embargo, no son exactamente lo mismo, aunque hay mucha interrelación - entre ellos. La "agitación" se refiere al movimiento inducción de un mate- rial en forma determinada, y generalmente circulatoria y dentro de algún - tipo de recipiente. La "mezcla" es la distribución al azar de dos o más fases- inicialmente separadas. Puede agitarse una sola sustancia homogénea, como un tanque de agua fría, pero no puede mezclarse a menos que se añada a la- misma otra sustancia.

El parecido entre estas dos operaciones se presenta cuando se -- trata de fluidos; sin embargo, cuando se trata de sólidos no se puede de- cir que hay tal similitud. Por las características de este estudio, solo - se hará referencia al mezclado.

El mezclado es una de las operaciones unitarias más difíciles de someter a un análisis científico, ya que se presentan una serie de fenóme-- nos y mecanismos muy difíciles de evaluar en la práctica, tales como co-- rrientes transversales, corrientes parásitas, etc., que se establecen den- tro del recipiente; aunque ya se han hecho esfuerzos considerables en este sentido.

Es por este hecho que el estudio del mezclado se ha realizado en forma empírica en su mayor parte; esto, aunado a la variedad innumerable de sustancias que pueden mezclarse, ha provocado que el número de tipos de - mezcladores inventados sea enorme. Así cada industria ha perfeccionado los

mezcladores especiales para su propio uso, y los intentos de normalizarlos han sido relativamente pocos.

Para una combinación cualquiera de fases, el objetivo teórico de una mezcla es, a partir de dos o más materiales separados o mal mezclados, obtener un estado tal que cada partícula de cada uno de los demás materiales esté lo más próxima posible a una partícula de cada uno de los demás materiales; es decir, tratar de obtener un estado homogéneo en donde la concentración de cada uno de los materiales, en todo el producto ya mezclado, sea la misma. Sin embargo, ya en la práctica, nunca es posible obtener el mezclado perfecto, aunque se pueden lograr buenas aproximaciones, como en el caso de fluidos completamente miscibles entre sí y de baja viscosidad.

En realidad, como no se requiere de una distribución íntima y homogénea de los componentes, se debe especificar el grado de mezcla así como el propósito, para definir adecuadamente el estado deseado del sistema. Es decir, se debe determinar el grado de perfección necesario de la mezcla. Además, también hay que establecer la velocidad satisfactoria y la dirección conveniente de toda la masa de material para lograr el grado deseado de mezcla, así como el tiempo óptimo de operación y la potencia necesaria para el proceso.

En lo que respecta al grado de mezcla, éste depende de las diferencias de las velocidades o flujos con que circulan los componentes de la mezcla. Estas diferencias se producen tanto por el contacto directo entre los ingredientes de la mezcla, como por el movimiento comunicado a ellos por el elemento mezclador. El factor más importante que convierte las fuerzas producidas por el mezclador en diferencias de flujos, es el esfuerzo cortante, donde la intimidad máxima se localiza en la región vecina al ele

mento mezclador.

Sin embargo, la definición de cuándo una carga determinada está mezclada depende del método que se utiliza para el análisis de las muestras, del número y lugar de toma de los mismos, de la precisión del método empleado para el análisis, y de las propiedades que quieren obtenerse de la mezcla. Se han utilizado diversos criterios, tales como conductividad eléctrica de las muestras, peso específico, cantidad de un componente testigo en las muestras, velocidad de disolución de un sólido soluble, y otros. Pero estos criterios no son equivalentes. Ya que la cuestión de cuando una carga dada está o no mezclada no es absoluta sino relativa, y está determinada por el grado de uniformidad que se desea o puede determinarse.

Otro problema es la cuestión del número de muestras y el lugar en donde hay que tomarlas. En la actualidad estas cuestiones se resuelven usando métodos estadísticos, tales como la varianza o alguna función de la varianza, de muestras obtenidas de la mezcla. Aquí influye también el tamaño de la muestra.

Con respecto a la velocidad y dirección de la masa por mezclar, éstas deberán lograr un flujo tanto horizontal como vertical, de tal intensidad, que desplacen continuamente a la masa hacia la zona de alto esfuerzo cortante, ya que de lo contrario se tendrán resultados negativos en cuanto al tiempo, rendimiento y energía consumida. En el caso de mezclas líquidas, una excesiva turbulencia provoca que se pierda mucha cantidad de movimiento al ser comunicada a corrientes parásitas locales y en interferencias, con lo cual no llega con suficiente vigor a los lugares más remotos del recipiente.

5.1.1 Finalidades

Las finalidades que persigue una mezcla pueden ser las siguientes:

a) Mezcla física sencilla. Cuando se persigue obtener un producto convenientemente mezclado de: dos o más fluidos miscibles, como melasa y agua; dos o más sólidos uniformemente divididos, como materiales colorantes pulverizados de diferentes tonos; y de mezclas de fases en donde no se lleva a cabo una reacción o cambio en el tamaño de partícula, como la mezcla de hormigón.

b) Cambio físico. Cuando se desea llevar a cabo un cambio físico como: disolución, precipitación, evaporación, extracción, absorción o floculación.

c) Dispersión. Cuando un sistema se reparte en otro en forma de finas partículas, y puede o no estar acompañado de fenómenos de difusión entre la materia de la fase dispersada y la de la fase en la cual se hace la dispersión. El sistema obtenido es homogéneo y puede ser de: dos o más fluidos inmiscibles (mayonesa), o de uno o más fluidos con sólidos finamente divididos, como en pinturas, en flotación de minerales, etc.

La fase continua es la externa, mientras que la discontinua o dispersa es la fase interna. Si la fase dispersa es líquida, la dispersión es una emulsión; si es sólida, es una suspensión y si es gaseosa es una espuma.

Para obtener estos sistemas es muy importante la velocidad de flujo, la cual debe ser suficientemente alta para evitar asentamientos de partículas o estratificación de gases; es decir, no deben existir espacios muertos en el sistema agitado, por que esto permitiría a una de las fases concentrarse en ese punto.

Las emulsiones o suspensiones pueden ser temporales o permanentes.

Para que estos sistemas no se segreguen se debe cumplir por lo menos una - de las siguientes condiciones: las densidades de las fases han de igualar- se e impedirse la separación por gravedad; las partículas deben presentar- movimientos brownianos a causa de sus pequeñas dimensiones; si no puede -- cumplirse ninguna de las condiciones anteriores, la viscosidad de la fase- continua debe ser lo bastante grande para hacer que la sedimentación sea-- sumamente lenta.

d) Estímulo de una reacción. En muchas ocasiones, para que se -- lleve a cabo una reacción, es necesaria la mezcla con la consiguiente dis- persión. Además, por medio de un buen mezclado se pueden impedir reaccio-- nes secundarias indeseables, eliminando excesos de reactivos o sobrecalen- tamientos locales. En la mayoría de estos casos el mezclado sirve tanto pa- ra promover la transferencia de masa como para promover la transferencia de calor, tendiéndose a obtener una temperatura uniforme en todo el sistema.

5.1.2 Factores Físicos.

Los factores físicos que influyen en el mezclado son:

1. Consistencia o viscosidad aparente de la mezcla como resulta- do de las velocidades de mezclado. Donde la viscosidad se puede entender - como la propiedad de la masa de un fluido que produce resistencia a la de- formación o corrimiento de unas partes sobre otras. Además el comportamien- to de las sustancias al ejercer sobre ellas un esfuerzo cortante varía, -- con lo que tenemos diferentes términos: viscosidad, plasticidad invertida- y pseudo plasticidad o tixotropía.

Se debe señalar, que la consistencia de casi todos los materia-- les y de casi todas las mezclas varía con la rapidez de corte, la tempera- tura y la presión. La consistencia o viscosidad aparente es el factor más-

importante en cualquier problema de mezclado, y se define como el cociente o relación del esfuerzo cortante a la rapidez de corte en el punto de la curva de circulación o flujo-esfuerzo que represente el estado de agitación del material, es decir, es como un índice de la resistencia que ofrece la mezcla a fluir o deslizarse. Este índice puede utilizarse para caracterizar a cualquier fluido, ya sea verdaderamente viscoso, plástico o no newtoniano.

La consistencia de fluidos es medida con viscosímetros, móvilmetros o plastógrafos, según sea el caso, y es muy importante conseguir los mejores datos, ya que una interpretación correcta de estos datos ayuda a decidir:

a) El tipo de mezclado necesario para obtener y conservar el flujo o deslizamiento deseado.

b) Las dimensiones de los elementos mezcladores.

c) La velocidad óptima a la que debe girar el mezclador.

d) La potencia necesaria a esa velocidad.

2. Densidad de la mezcla. En la mayoría de las mezclas esta propiedad está directamente relacionada con la potencia necesaria para el agitador. Aunque la energía consumida por un mezclador que trabaje con un líquido muy viscoso es independiente de la densidad de éste, para la mayoría de las consistencias y de los modelos de agitador, la potencia necesaria es proporcional a la densidad del líquido (elevada a una potencia) a una velocidad dada.

3. Densidades relativas a cada una de las fases. Este es uno de los factores más importantes que rigen a la mezcla. Cuando la diferencia entre las densidades de los materiales es grande hay que poner en juego un esfuerzo considerable para vencer la tendencia de los mismos o sedimentar.

Lo mismo puede afirmarse, en principio, cuando se trata de mezclas de sólidos con sólidos, o de cualquier otra combinación de gases, líquidos y sólidos.

4. Otras propiedades físicas de los materiales antes de la mezcla y durante ella, como: la tensión superficial, la facilidad de mojado, el tamaño de las partículas, el efecto de la adición sobre la temperatura y la variación de la consistencia o viscosidad durante la mezcla.

5. La proporción relativa de los ingredientes y el orden de su adición a la mezcla. Para cada caso las cantidades exactas a mezclar y los métodos utilizables son diferentes. Así por ejemplo, el agua y el aceite-- de keroseno tienen poca viscosidad cuando están separados; así si se batien cuatro partes de aceite con una de agua el aceite se convierte en la fase dispersa, la emulsión resultante es cremosa y espesa. El orden de adición a la mezcla también es importante, sobre todo en procesos intermitentes. En algunos casos es mejor agregar el líquido primero y después los sólidos, ya que es más fácil efectuar así el mezclado que si a los sólidos se les agrega el líquido.

5.2 TIPOS DE EQUIPO

Como se dijo anteriormente debido a la gran variedad de sustancias que pueden mezclarse y a los muy diferentes comportamientos que presentan tales sustancias al mezclarse, han sido inventados muchos tipos diferentes de mezcladores, casi uno para cada caso específico.

En esta parte se describirá el equipo de mezclado más comunmente usado, de acuerdo a los posibles sistemas por mezclar que se tienen y son:

Mezcla de Líquidos	}	Mezcla líquido - líquido
		Mezcla líquido - sólido
		Mezcla líquido - gas

Mezcla de Sólidos con Sólidos

Mezcla de Pastas o Masas Viscosas

5.2.1 Mezcla de Líquidos.

Dentro de esta categoría se encuentran tres posibles sistemas: - la mezcla de líquidos con líquidos, la mezcla de líquidos con sólidos, y - la mezcla de líquidos con gases. Ya que los mecanismos de mezclado son parecidos en estos tres casos, los tipos de equipos existentes pueden ser -- usados para operar en varios de estos sistemas.

Los fines que se persiguen en la mezcla con líquidos pueden ser-- los siguientes:

a) Mezcla de líquidos miscibles. Esta mezcla se hace con el ob-- jeto de preparar un producto final a partir de dos o más líquidos, para ob-- tener una alimentación bien mezclada antes de una reacción química, o para llevar a cabo una reacción entre líquidos, por decir unos ejemplos.

Estas operaciones de mezclado pueden hacerse tanto en forma con-- tina como intermitente. Si es en forma intermitente, todo el contenido -- del recipiente estará sujeto a las condiciones de mezclado durante el mis-- mo tiempo. Si es continua, habrá una distribución amplia de tiempos de re-- sidencia en el recipiente para los líquidos en proceso. De aquí que un mez-- clado continuo o la agitación de una reacción continua, difícilmente pueda hacerse bien, y puede además, requerir el suministro de mucha potencia.

b) Mezcla de líquidos inmiscibles. Por adición continua de energía

mecánica a una mezcla de dos o más líquidos inmiscibles, es posible producir una dispersión macroscópicamente homogénea de un líquido en otro. Esta dispersión es inestable y se separa en dos fases líquidas y si se deja de proporcionar energía o si se permite caer debajo de un nivel crítico. Según las cantidades relativas de los dos líquidos, de la geometría del recipiente y del impulsor y de la potencia mecánica suministrada, uno de los líquidos será la fase dispersa y el otro la fase continua. Estas dispersiones pueden ser producidas en recipientes agitados usando geometrías de impulsores y recipientes convencionales, en operaciones intermitentes o continuas y con potencias relativamente moderadas.

Los problemas por resolver en una dispersión son: el control o predicción de la clase o tipo de dispersión deseada, la clase de equipo que se usará para la producción de la dispersión y la potencia que será consumida, el área entre las fases formadas y el tamaño de partícula promedio de la fase dispersa.

c) Suspensión de partículas sólidas en una fase líquida. Esta operación se presenta en muchos casos, como la lixiviación, la suspensión de partículas de catalizador, la preparación de un lodo para una reacción continua y la suspensión de las partículas sólidas que aparecen como un producto insoluble de la reacción.

La suspensión de sólidos en un líquido se logra suministrando potencia por medio del impulsor, la que a su vez dependerá principalmente de la velocidad de sedimentación de las partículas sólidas. Esta velocidad es una función del tamaño, forma y densidad de las partículas, de la viscosidad y densidad del líquido y de que tan libre sea la sedimentación de las partículas. También influye la fracción volumétrica de sólidos que se tiene en la suspensión.

Cada uno de los diferentes impulsores tiene características diferentes para la suspensión de sólidos. Desde el punto de vista del consumo de potencia, la suspensión de sólidos es más eficientemente hecha por un impulsor que produzca alta circulación y bajo esfuerzo cortante en la fase líquida.

d) La dispersión de una fase gaseosa es una fase líquida. Se distinguen dos casos principales en la mezcla de líquidos y gases: la dispersión por goteo de un líquido en el seno de un gas y la dispersión de burbujas de gas en el seno de un líquido.

Industrialmente, las mezclas se efectúan por dispersión mediante acción mecánica (agitación de un baño líquido, pulverización de un líquido en un gas, etc.).

La mayor parte de las operaciones a base de mezclas de este tipo tienen por objeto la transferencia de materia, de calor o de cantidad de movimiento entre las dos fases (absorción o desabsorción de un gas, evaporación, humidificación, lavados de gases, etc.).

Los procesos de mezclado pueden ser discontinuos (en un recipiente cerrado en un tiempo dado) o continuos (columnas de absorción o de destilación) en los que el gas y el líquido atraviesan un aparato continuo a contracorriente. Los mecanismos de tales mezclas pueden ser por ruptura de un chorro de líquido o por pulverización.

e) Intercambio de calor del fluido con el exterior. El flujo de calor hacia adentro o hacia afuera de un recipiente agitado es una operación común y frecuentemente va asociada con uno o más servicios. El calor puede fluir dentro del recipiente por conducción, convección o radiación, sin embargo el mecanismo más común es el de convección forzada.

Los arreglos por medio de los cuales se puede llevar a cabo esta

operación son muy variados y pueden ser: con recipientes enchaquetados sin deflectores que pueden usar turbinas o paletas como impulsores, generalmente estos usan poca potencia; con recipientes sin deflectores con serpentines internos; con recipientes con deflectores y serpentines internos (el serpentín puede ser espiral, o vertical); o con recipientes enchaquetados con agitadores de ancla, si se trata de materiales viscosos.

5.2.1.a Componentes Mecánicos.

Dentro de la operación de mezclado de líquidos se requiere más de un componente mecánico para llevar a cabo satisfactoriamente las diferentes operaciones, siendo estos:

Impulsores.

Estos son los mecanismos que transmiten directamente la energía al fluido y tienen características propias de potencia, las cuales dependen de su geometría.

A pesar de la gran cantidad de tipos de impulsores que se han usado hay solamente unas cuantas clases útiles de geometrías de impulsor-recipiente. Estos se pueden clasificar de acuerdo a la clase de flujo que producen en el recipiente, y son: de flujo radial, de flujo axial y de flujo tangencial.

Flujo Radial. Este es producido por la acción de la fuerza del impulsor que manda el fluido hacia afuera de una dirección radial dirigiéndolo a la pared del recipiente, si es que el recipiente tiene deflectores. Esta clase de flujo es producido entre otros por los impulsores de turbina de espás o los de disco de hojas planas.

El impulsor de turbina se usa ampliamente para fluidos de baja viscosidad y es muy efectivo en la agitación y transferencia de calor y ma

sa. En flujo turbulento tiene el consumo más alto de potencia que cualquier otro arreglo de impulsor - recipiente. En los casos donde se requiera suministrar gran potencia, se debe usar este tipo de impulsor. El diseño más sencillo de un impulsor de este tipo, se muestra en la Fig. 5.1, que corresponde a una turbina de hojas planas. El impulsor de disco ayuda a prevenir el flujo axial a lo largo del eje, ya que el patrón de flujo se divide en dos mitades, una sobre el impulsor y otra por debajo.

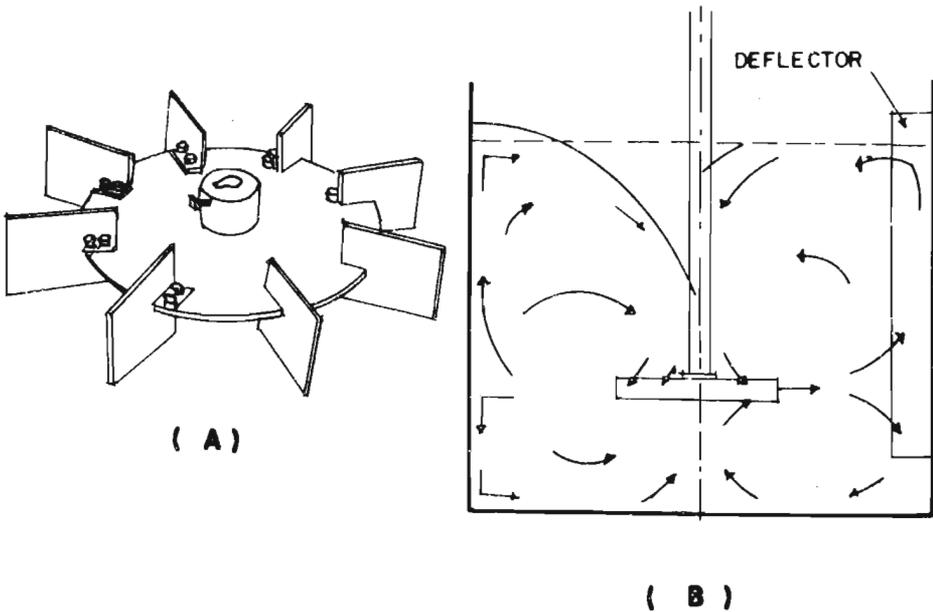


Fig. 5.1 (a) Impulsor de turbina de hojas planas.
 (b) Esquema del patrón de mezclado de flujo radial
 mostrado con y sin deflectores.

Flujo Axial. La hélice es un impulsor típico de flujo axial, aunque su patrón de flujo puede ser modificado si se usan deflectores. Se han desarrollado diferentes arreglos, pero el más común es el de tres alas, este provee de un flujo axial a velocidad constante en todos los puntos del diámetro de la hélice. Este impulsor, puede operar en un amplio rango de -

velocidades y produce esfuerzos cortantes elevados a altas velocidades, -- (Fig. 5.2). Su uso más amplio se tiene en mezclas relativamente lentas de líquidos miscibles en grandes recipientes, aunque también se usa en la --- transferencia de calor y en la suspensión de sólidos; sin embargo, no es - efectivo con líquidos viscosos a menos que sea de un diseño especial. El - consumo de potencia de este arreglo es bajo y su costo es moderado.

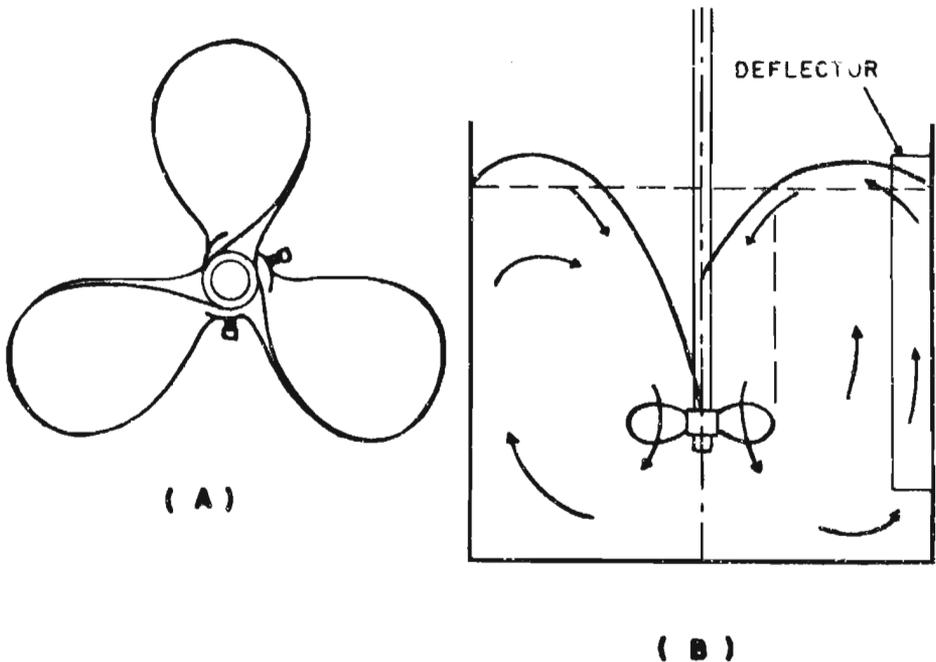


Fig. 5.2 (a) Impulsor tipo hélice marina. (b) Esquema del patrón de flujo axial producido por este impulsor, con y sin deflectores.

Flujo tangencial. La acción de las fuerzas de impulsor hacen que el líquido se desplace con un movimiento giratorio circular, esencialmente concéntrico a la rotación del eje. Cualquier impulsor montado en el centro en un recipiente sin deflectores con una interfase líquido-gas, producirá-

tal patrón de flujo. A altas velocidades de impulsor se forma un profundo-vórtice. La forma de mezclado con este arreglo no es intenso, pero se puede tener una buena transferencia de calor con las paredes del recipiente. El agitador de ancla y el de paletas son de este tipo y se usan ampliamente para la transferencia de calor en fluidos viscosos.

Existen muchos tipos de impulsores usados en el mezclado, pero básicamente los que más se usan son: la hélice de tres hojas, la turbina de hojas planas, la turbina de hojas curvadas (Figura 5.3) y el de paletas (Figura 5.4).

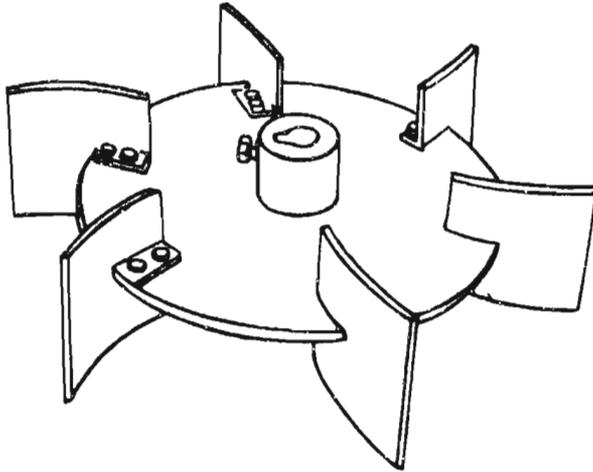


Fig. 5.3 Impulsor de turbina de hojas curvadas.

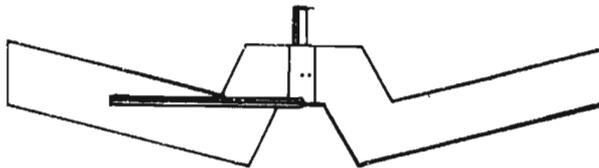


Fig. 5.4 Impulsor de tipo de paletas.

Todos los demás diseños son modificaciones de los anteriores o están diseñados especialmente para propósitos muy especiales con respecto al sistema de fluidos o a su funcionamiento.

Para algunos servicios se pueden usar más de un impulsor en la flecha, adheridos a lo largo de la misma. El uso de impulsores duales en una flecha está determinado por las propiedades físicas y las características del sistema, en general, son una función de la viscosidad, el diámetro de la hélice y la profundidad del líquido en el tanque.

Ejes y flejas.

El eje es un componente vital del impulsor y frecuentemente limita sus características mecánicas. Su tamaño debe ser apropiado para evitar vencimientos, vibraciones, destrucción de conexiones y engranes, para evitar daños al recipiente. Normalmente un sistema impulsor-eje, debe operar a cerca del 40% de la velocidad crítica; sin embargo, la turbina con un estabilizador en el fondo, puede aproximarse hasta el 80% de la velocidad crítica.

Transmisiones y Engranes.

La mayoría de los mezcladores son activados por motores eléctricos o en algunos casos, por turbinas mecánicas, con engranes adecuados para dar la velocidad de funcionamiento propia al impulsor.

Una transmisión variable o de dos velocidades, o un sistema de engranes, a menudo es un costo extra, pero son útiles debido a la dificultad de predecir los requisitos de velocidad exacta para nuevas instalaciones. Esto es particularmente exacto en procesos químicos continuos donde la naturaleza del fluido permanece constante, pero la viscosidad, la densidad o el contenido de partículas sólidas puede cambiar conforme progresa la planta, de recién instalada a una producción continua o si hay nuevos y di

ferentes productos.

Soportes fijos.

La instalación de mezcladores en ejes grandes en tanques altos - puede ser un problema si se lleva a cabo un "Vencimiento" del eje. Para reducir esta posibilidad, se coloca un soporte en el fondo del tanque que -- mantenga a la flecha fija. La lubricación la hace el fluido del tanque. Se tienen aplicaciones limitadas, si están presentes partículas abrasivas. Al -- algunas veces se instala una gafa de soporte por la mitad del tanque, para -- fijar el eje en este punto.

Patrones de flujo y deflectores.

Los patrones de movimiento del fluido son una función del sistema de flujo, impulsor, configuración del recipiente y localización del impulsor dentro del fluido relativo a las paredes y al fondo del recipiente. Casi cualquier patrón de flujo puede ser establecido para un tipo de impulsor particular, si se le coloca en la posición adecuada. Esto es más fácil de lograr en unos sistemas que en otros.

El uso de deflectores en las paredes del tanque destruye el movimiento rotatorio en los tanques verticales.

Algunas veces en la suspensión de sólidos o en las disoluciones, los deflectores están separados unas cuantas pulgadas de las paredes del - tanque para evitar que se aglomeren las partículas en esos puntos.

Los deflectores que se extienden desde abajo del nivel del líquido, pero no hasta el fondo permiten una acción de giro fuerte en el fondo del tanque, evitando la formación del vortice en la parte alta.

Los deflectores hacen que el sistema gaste relativamente grandes cantidades de potencia, la cual se usa para desarrollar la turbulencia en el mezclado, y evitar los remolinos.

Las operaciones de mezclado no están limitadas a un tanque de -- de fondo plano, pero en general es la configuración óptima. Un fondo de -- tanque de forma esférica o de plato es mejor que un fondo plano, cuando se requiere menos potencia para el sistema.

Tubos de corrientes de aire.

Los tubos con corrientes de aire son básicamente un tubo o un -- envolvente alrededor del eje del mezclador, los cuales permiten establecer un patrón de flujo fijo o especial dentro del sistema. El tamaño y localización de los tubos depende de las características mecánicas y de la forma de mezclado, tanto como de problemas peculiares del sistema. Se usan regularmente para asegurar un patrón de flujo de mezclado que no puede desarrollar el sistema. El uso de este accesorio aumenta la eficiencia del mezclado, ya que previene los cortos circuitos del fluido, pues define una trayectoria específica, mejora el coeficiente de transferencia de calor al formar el flujo de las capas a la superficie del serpentín, provee una reacción más completa en un sistema líquido-gas por recirculación del gas que no ha reaccionado, minimiza las áreas de turbulencia inadecuada en el recipiente, acentúa la dirección de la acción mecánica de corte del impulsor de mezcla que actúa sobre el fluido y amplifica la acción de mezclado en el -- diámetro del recipiente.

5.2.1.b Potencia.

La potencia es una medida externa de la ejecución del mezclado. -- La potencia que se suministra al sistema debe ser absorbida a través de la fricción por esfuerzos cortantes tanto viscosos, como turbulentos o disipativos, como de calor. Los requisitos de potencia de un sistema son función, de la densidad del fluido, de las dimensiones del recipiente y los acceso-

rios internos, y de la posición del impulsor en el sistema cerrado.

Los requisitos de potencia no siempre se pueden calcular para cualquier sistema. Sin embargo, para cualquier sistema o configuración, con datos conocidos se pueden obtener buenas correlaciones; así, actualmente en la práctica es común presentar el consumo de potencia de una geometría recipiente-impulsor específica en la forma de correlación gráfica en coordenadas logarítmicas dobles, de el Número de potencia ($P_g / \rho N^3 D^5$) contra el Número de Reynolds ($D^2 N \rho / \mu$) para el impulsor, donde: P es la potencia consumida por el impulsor ($\text{Kg}_f \text{ m.} / \text{seg.}$); g_c es el factor de corrección dimensional ($32.2 \text{ Kg}_m \text{ m.} / \text{Kg}_f \text{ seg}^2$); ρ es la densidad del líquido (Kg_m / m^3); N es la velocidad rotacional del impulsor (seg^{-1}); D es el diámetro del impulsor (m); y μ es la viscosidad ($\text{Kg} / \text{seg m.}$). Esta forma de correlaciones han tenido bastante éxito. En la literatura (1), (4), (5), (13), se encuentran gráficas de este tipo que dan datos para diferentes sistemas de impulsor-recipiente; cada una de las correlaciones corresponde a un modelo determinado. Si no hay similitud entre el modelo y el prototipo empleado, se deben realizar correcciones para obtener valores más confiables; estas correcciones pueden ser debidas al diámetro del tanque a la altura del líquido, al número de deflectores, al ancho de los mismos, al largo y ancho de las hojas de los impulsores, etc.

Sin embargo, la potencia nunca es una verdadera medida de eficacia mezcladora cuando se comparan distintos aparatos mezcladores. Por ejemplo, se encontró que para igual mezcla en un sistema de dos fases, la turbina con hojas en espiral tuvo un rendimiento varias veces mayor que el impulsor con puntas de flecha. En primer lugar, con este último fue imposible conseguir una emulsión tan buena como en la turbina de hojas espirales,

aun cuando trabajara aquél con un consumo exorbitante de energía; lo cual indica que la turbina con hojas en espiral y con estator es capaz de producir un esfuerzo cortante más intenso. En segundo lugar, para producir emulsiones equivalentes, el rodete con puntas de flecha necesita de diez a veinte veces más energía absorbida que la turbina con hojas.

5.2.1.c Criterios de Selección.

La selección completa de un mezclador depende de la naturaleza del problema de mezclado, del tipo de régimen de operación, de las propiedades del fluido en el régimen de operación y del diseño económico de la máquina y de la instalación. Esta es una tarea compleja y aquí sólo se discutirán consideraciones generales que se pueden aplicar a varios tipos de impulsor, particularmente para una selección preliminar.

La selección óptima de un mezclador depende de aquéllo que se considere como situación óptima. Por ejemplo, en algunos casos se persigue que la operación tenga el menor costo posible; en otros casos lo que se persigue es un grado de mezclado específico en donde el aspecto del costo de la operación toma un lugar secundario, cuando, por necesidades del proceso, el fin último es el grado de mezclado de los materiales, como en el caso de una reacción química.

El mezclado no es como la evaporación o el secado, donde las limitaciones inherentes en el diseño del equipo, más bien que el servicio, determinan el tipo de equipo que se va a usar. En el mezclado, es el tipo de servicio el que determina el equipo. Por lo tanto para resolver un problema de mezclado se debe establecer tanto el servicio como las condiciones de operación y las relaciones existentes entre ambos, para encontrar el diseño del mezclador adecuado. En base a esto se elaboró la tabla 5.1,-

en donde se proporciona la combinación del servicio, la ejecución y los resultados deseados. Por simplicidad solo se han incluido los tres impulsores de mezclado de líquidos más comunes. El rango especificado para cada servicio es arbitrario, pero está basado en la experiencia de los autores (5). Se debe notar que las proporciones de forma dadas en la tabla 5.1 son aplicables solamente a los impulsores del tipo de turbina.

De la tabla se puede observar que es posible utilizar cualquier tipo de impulsor como turbina, hélice o paletas para satisfacer la amplia variedad de servicios. Sin embargo, de una selección incorrecta de impulsor, se pueden tener un consumo elevado de energía, costos altos o eficiencias totales bajas.

Los puntos más importantes que deben tomarse en cuenta son:

Viscosidad y volumen. La selección preliminar de un impulsor debe ser hecha de acuerdo a las variables de viscosidad y del tamaño del recipiente. La Figura 5.5 correlaciona estas dos variables en forma general. Se debe enfatizar que la delimitación es relativa; los límites de cada tipo pueden variar de acuerdo a otras variables y por lo tanto, se pueden trasladar los rangos de operación.

Costo contra velocidad. En el diseño de una máquina, a caballos de fuerza constantes, es axiomático que los costos de operación aumenten conforme la velocidad disminuye. El costo aumenta en un agitador por el hecho de que a baja velocidad se tiene un diámetro de impulsor mayor y un área de oposición mayor.

CARTA DE SELECCION GENERAL PARA MEZCLADO

TABLA 5.1

CARTA DE SELECCION				RELACIONES DE FORMAS PARA DISEÑO DE TURBINAS		
SERVICIO	MECANISMO DE MEZCLADO	RANGO	CRITERIO	RELACION DEL DIAMETRO DEL TANQUE AL DIAMETRO DEL IMPULSOR	RELACION DE ALTURA DEL TANQUE AL DIAMETRO	IMPULSORES Y POSICION
MEZCLADO	TURBINA HELICE PALETA		1. CIRCULACION DEL FLUIDO	3 : 1 a 6 : 1	SIN LIMITE	SIMPLE O MULTIPLE.
	Vol. del tanque	1,000,000 gal.				
DISPERSION (SISTEMAS INMISCIBLES)	TURBINA HELICE PALETA		1. CONTROL DEL TAMAÑO DE LA GOTA 2. RECIRCULACION	3.0 : 1 a 3.5 : 1	1 : 1 1 : 2 EN MEZCLADORES EN ETAPAS	EN/O ABAJO DE LA LINEA CENTRAL DE CARGA DEL LIQUIDO
	Flujo	1,000 gals/min.				
REACCIONES EN SOLUCION (SISTEMAS MISCIBLES)	TURBINA HELICE PALETA		1. INTENSIDAD 2. CIRCULACION DEL FLUIDO	2.5 : 1 a 3.5 : 1	1 : 1 a 3 : 1	SIMPLE O MULTIPLE
	Vol. de carga	20,000 gal.				
DISOLUCION	TURBINA HELICE PALETA		1. ESFUERZO CORTANTE 2. CIRCULACION DEL FLUIDO	1.6 : 1 a 3.2 : 1	1 : 2 a 2 : 1	EN/O ABAJO DE LA LINEA CENTRAL DE CARGA DEL LIQUIDO.
	Vol. de carga	10,000 gal.				
SUSPENSION DE SOLIDOS	TURBINA HELICE PALETA		1. CIRCULACION 2. VELOCIDAD	2.0 : 1 a 3.5 : 1	1 : 1 a 1 : 2	DEPENDE DEL TAMAÑO DE LA PARTICULA 1. A UN DIAMETRO DEL IMPULSOR DEL FONDO 2. SOBRE EL FONDO
	% de Sólidos	100%				
APLICACIONES PARA GAS	TURBINA HELICE PALETA		1. ESFUERZO CORTANTE CONTROLADO 2. CIRCULACION 3. ALTA VELOCIDAD	2.5 : 1 a 4.0 : 1	4 : 1 a 1 : 1	1. MULTIPLE A UN DIAMETRO DEL IMPULSOR DEL FONDO, EL MAS BAJO 2. INDUCCION PROPIA JUSTAMENTE ABAJO DEL NIVEL DEL LIQUIDO
	Vol. del gas	5,000 ft ³ /min.				
APLICACIONES PARA ALTA VISCOCIDAD	TURBINA HELICE PALETA		1. CIRCULACION DEL FLUIDO 2. BAJA VELOCIDAD	1.5 : 1 a 2.5 : 1	1 : 2 a 2 : 1	SIMPLE O MULTIPLE
	Viscosidad	1,000,000 cps				
TRANSFERENCIA DE CALOR	TURBINA HELICE PALETA		1. CIRCULACION DEL FLUIDO 2. ALTA VELOCIDAD A TRAVES DE LA SUP. DE TRANSFERENCIA	RELACIONADO A OTROS SERVICIOS	DEPENDE DE OTROS SERVICIOS QUE SEAN LLEVADOS A CABO	SIMPLE O MULTIPLE IMPULSOR OJETO A LA SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA CUANDO SE USAN ENFRIADORES
	Vol. de carga	20,000 gals.				
CRISTALIZACION O PRECIPITACION	TURBINA HELICE PALETA		1. CIRCULACION 2. BAJA VELOCIDAD 3. CONTROL DEL ESFUERZO CORTANTE	2.0 : 1 a 3.2 : 1	2 : 1 a 1 : 1	SENCILLO EN/O ABAJO DE LA LINEA CENTRAL DE LA CARGA DEL LIQUIDO
	Vol. de carga	20,000 gals.				

FUENTE (1)

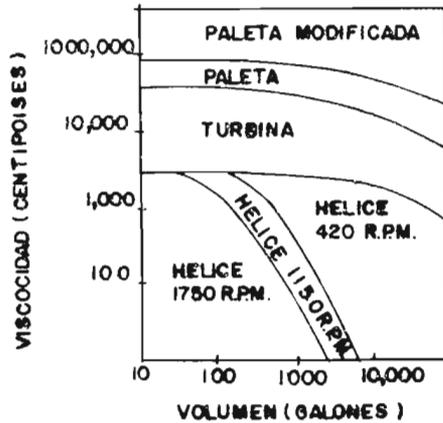


Figura 5.5 Carta de Selección de impulsores. (13)

Refiriéndonos a la Figura 5.5, se debe notar que se selecciona-- un tipo de impulsor por arriba del punto dado por la relación volumen-- viscosidad, esto girará a obtener impulsores más grandes y velocidades de eje menores, lo cual a menudo provoca que se seleccione una maquinaria más cara que la requerida. Naturalmente hay consideraciones adicionales, como -- por ejemplo, el diseño del eje, pues éste puede alterar la selección preliminar. En la elección de un impulsor se debe tratar que siempre se trabaje con la velocidad más alta razonable.

Flujo y cabeza. La velocidad de flujo de descarga del fluido de un impulsor se relaciona a la cabeza teórica de fluido que produce este -- flujo por la ecuación: $P = Q H \rho$, donde P es la potencia en $\text{Kg}\cdot\text{m} / \text{seg}$, -- Q es el flujo en m^3 / seg , ρ es la densidad del fluido en Kg / m^3 y H es la cabeza en m. Tanto la velocidad de flujo Q , como la cabeza del fluido H , -- se relacionan a la velocidad del fluido.

El mismo consumo de potencia se puede obtener a una cabeza alta y flujo lento o viceversa. Los parámetros D / T (D - diámetro del impulsor, T - diámetro del tanque), el número de hojas y la velocidad rotacional, se pueden ajustar para producir un flujo alto a cabeza baja, o un flujo bajo a una cabeza alta. Por ejemplo un flujo alto y cabeza baja se pueden obtener con una turbina de diámetro grande, con una relación D/T grande y con bajas revoluciones por minuto, en cambio, un flujo bajo y cabeza alta se pueden obtener con una turbina de diámetro pequeño, con una relación D/T pequeña y con altas revoluciones por minuto. Un impulsor que proporcione una velocidad de flujo alta y una cabeza baja provee un mezclado efectivo. Un impulsor que proporcione una velocidad de flujo baja y una cabeza alta provee una buena dispersión y transferencia de masa en sistemas líquidos--inmiscibles.

Características de operación. Hay muchos factores que se relacionan en la operación de los impulsores, los cuales están intrínsecos en su selección. Las características principales de cada tipo de impulsor son:

a) Hélices.- Este impulsor se caracteriza por su alta capacidad de descarga con una cabeza baja y provee un mezclado efectivo. Ya que su uso es principalmente para mezclar, se debe notar su aumento en capacidad de circulación que resulta del uso de bajas velocidades y diámetros grandes.

Otra característica de este tipo de impulsor axial, es su sensibilidad a casi cualquier cambio en la viscosidad, ya que si se incrementa esta, su capacidad de descarga se reduce rápidamente, es por esto que este tipo de impulsor se usa principalmente a bajas viscosidades,

b) Turbinas.- La economía básica de este tipo de impulsor radica en que se tienen amplios márgenes para ajustar la relación cabeza - flujo,

Es por esto que las turbinas se usan en una amplia variedad de tareas, desde dispersiones de multifase, a mezclado de fluidos de alta viscosidad, con un control adecuado del estilo del impulsor y de la relación D/T.

En comparación con los impulsores de flujo axial, las turbinas--no son tan sensibles a los cambios en viscosidades, ya que los rangos de operación con respecto a esta variable son bastante amplios.

Se han desarrollado tipos especiales de turbinas para casos específicos. Así, la turbina de hojas planas (flat-blade) se usa para las operaciones de transferencia de masa y calor, se recomienda especialmente para dispersiones líquido - gas, debido a su habilidad para obtener altas velocidades de descarga en la trayectoria del flujo del gas. El estilo pitched - blade, es usado para el mezclado sencillo por sus características de flujo alto, pero su componente axial lo hace ideal también para suspensiones de sólidos. El estilo de hojas curvadas es usado en suspensiones--de cristales frágiles, pulpas, fibras, etc.

c). Paletas.- Este tipo de impulsor se usa para las llamadas viscosidades intermedias. Un estilo de este impulsor es el de ancla, el cual es usado ampliamente en la agitación viscosa. Se usa principalmente para promover la transferencia de calor en medios viscosos.

En general, las paletas producen una circulación radial, pero no producen circulación vertical a menos que se usen deflectores, otra cualidad de este impulsor es su costo relativamente bajo.

Potencia.- Después de la selección del tipo, tamaño y número de impulsores, se debe seleccionar las condiciones de operación como la velocidad y por consiguiente las necesidades de potencia del sistema. Estas --dos cuestiones no son una cosa sencilla ya que dependen de muchos factores. En general, la selección se puede hacer en base a la experiencia, es decir

de datos que se obtengan de sistemas que ya se encuentran en operación y - sean eficientes, o efectuando estudios de los diferentes modelos existen-tes en donde hay correlaciones de grupos dimensionales.

En este trabajo no se incluirá el tratamiento sobre la selección de potencia del proceso, por salirse del marco dentro del cual se desarro-lla, pero se pueden encontrar datos suficientes en la bibliografía (1), (3) (5), (8), (13).

5.2.2 Mezcla de Sólidos con Sólidos.

Esta mezcla se presenta en las industrias de materias colorantes, pigmentos, fertilizantes, productos farmacéuticos, etc.

Los sólidos que se encuentran en la práctica, pueden clasificarse por su tamaño en:

materias polvosas	0	-	0.1	mm
materias granulosas	0.1	-	1	mm
gránulos	1	-	20	mm ó más.
trozos	5	-	100	mm ó mas
bloques	100	-	1000	mm ó mas

Y pueden presentarse bajo la forma de producto seco (con menos - del 1% de humedad) o como producto húmedo (hasta un 10% de humedad). Cuando la proporción de agua es mayor deben considerarse como pastas.

Los problemas que se presentan en la práctica se deben al tamaño relativo de las partículas, a su forma y a su densidad. Cuando hay que mez-clar dos clases de partículas sólidas que son del mismo tamaño, pero de di-ferente densidad la más pesada cae hacia el fondo del recipiente. Cuando--son de la misma densidad, pero de diferente tamaño, las partículas más pe-

queñas caen al fondo. Lo mismo sucede con las partículas redondas y lisas, en tanto que las poliédricas o dentadas ascienden hacia la parte superior de la masa.

El mezclado se realiza invariablemente por algún medio de levantar el material desde el fondo hasta la parte superior de la masa llenándose por gravedad los huecos resultantes. Al mismo tiempo, el elemento mezclador tiene que producir también un transporte horizontal por lo menos -- en dos sentidos opuestos.

Aparte de los problemas prácticos, se presenta la dificultad de la determinación de que se entiende por un "buen mezclado", debido sobre todo a la gran diversidad de objetivos que se pueden perseguir en el mezclado. Este aspecto puede resolverse satisfactoriamente con definiciones estadísticas de que tan bien hecha está una mezcla en términos de composición. Por otro lado, una buena mezcla también se puede establecer en términos de color, distribución de tamaño, densidad o por otras propiedades físicas. Sin embargo, para que una definición de "mezcla adecuada" sea útil y tenga un valor práctico debe: a) estar lo más íntimamente relacionada con propiedades específicas de la mezcla final que puedan servir como puntos de referencia, b) ser de tal naturaleza que se pueda determinar fácilmente y c) ser adaptable a una amplia variedad de materiales.

5.2.2.a Mecanismos de mezclado.

Hay tres tipos de mecanismos por medio de los cuales se puede -- llevar a cabo el mezclado de sólidos.

Mezclado por convección, en donde pequeños volúmenes de material son intercambiados, esto es análogo a la turbulencia que se presenta en los fluidos y es el mecanismo predominante en el mezclado de materiales adhe--

rentes.

Mezclado por difusión, que se lleva a cabo por el movimiento fortuito de partículas individuales en un lecho; es el mecanismo predominante en el caso de materiales que fluyen libremente en mezcladores rotatorios.

Mezclado por esfuerzo cortante, el cual es causado por la elevación de planos que se deslizan dentro del material y es una combinación de los dos procesos anteriores.

Si se pudiesen obtener expresiones matemáticas para evaluar tales formas de movimientos de las partículas, sería posible predecir el tiempo necesario para lograr un grado deseado de mezclado. Sin embargo, no se tiene disponible ningún modelo para predecir tal movimiento de las partículas y por tanto, los tiempos de mezclado pueden ser determinados solo por pruebas experimentales.

5.2.2.b Parámetros de mezclado.

Las variables que influyen en la velocidad y el grado de mezclado pueden ser agrupadas en dos categorías: aquellas asociadas son los sólidos por mezclar y aquellas asociadas con el equipo de mezclado y las condiciones de operación.

1) Características de los sólidos, como la forma de la partícula y su superficie, la distribución del tamaño de partícula, la densidad de la masa y de las partículas, la humedad de la mezcla, el ángulo de reposo y la fluidez.

2) Características del equipo, como las dimensiones del cuerpo del mezclador y la geometría del mismo, las dimensiones del agitador, los claros y las geometrías del mismo, el tamaño y localización de los accesos

al aparato, los materiales de construcción y los detalles del equipo de -- carga y descarga.

3) Condiciones de operación, como el peso de cada ingrediente -- adicionado y la fracción en volumen del cuerpo del mezclador ocupado por - los ingredientes; el método, secuencia y velocidad de carga de los ingre-- dientes y la velocidad rotacional del cuerpo mezclador o agitador.

5.2.2.c Descripción del equipo.

Los equipos mas importantes usados en esta operación son:

1) Mezcladores de cintas.- En este tipo de mezclador se llevan - a cabo principalmente movimientos de convección y difusión, se usa general_ mente para sólidos que fluyen libremente y se puede adaptar mediante el -- acoplamiento de rociadores para introducir líquidos a sólidos, también es bastante adecuado para materiales fibrosos y puede trabajar tanto en forma contfna como discontinua.

Un mezclador de este tipo esta formado por un canal horizontal - que tiene un eje central y un agitador de cintas helicoidal. Se montan --- dos cintas que actúan en direcciones contrarias, sobre el mismo eje, una - mueve lentamente el sólido en una dirección y la otra lo lleva rápidamente en la dirección contraria.

2) Mezcladores verticales espirales.- Este tipo, tiene un torni- llo vertical, el cual levanta los sólidos del fondo del recipiente hasta - la parte alta del mismo. Se ilustra en la figura 5.6. Cuando los sólidos - llegan a la parte alta del tornillo, se esparcen hacia las paredes del re- cipiente y descienden lentamente a través del lecho de sólidos.

Comparando a este mezclador con el de cintas se tiene como venta_ jas: que su costo inicial es menor para una capacidad similar, requiere de menor potencia y ocupa un espacio mas reducido. Sin embargo sus desventa--

jas son: tiempos de mezclado más largos, menor uniformidad en su producto, una mayor dificultad en el manejo de materiales mojados y pastas.

3) Mezcladores de tambores.- En su forma más sencilla, un mezclador de este tipo es un cilindro que rota horizontalmente sobre su eje. A este modelo, se le pueden hacer modificaciones pues: se puede inclinar el tambor, se le pueden colocar deflectores internos, etc., todo esto para aumentar la eficiencia de mezclado. En este equipo los sólidos son acarreados con el cilindro hasta que se sobrepasa el ángulo de reposo de los sólidos. En este punto, las capas superiores del material se deslizan hacia la base de la pila a lo largo de los planos que exceden el ángulo de reposo.- Con esto se tiene un mezclado constante de partículas del extremo superior de la pila de sólidos hasta el fondo. Inicialmente se tiene un mezclado -- por esfuerzo cortante, pero debido a que las partículas ruedan hacia abajo de la pila, se tiene además una difusión. Una desventaja de este mezclador es su flujo relativamente pequeño que se tiene a lo largo del eje.

Sus principales características son: para tener buenos mezclados se deben usar velocidades altas de tal forma que los sólidos no rueden por la superficie inclinada, sino que permanezcan en la pared del cilindro, -- hasta que caigan al fondo del plano; se presentan problemas debido a la segregación de las partículas, lo que se debe a la diferencia de propiedades entre las partículas que son mezcladas; por otro lado no se tienen correlaciones que permitan conocer los requisitos de potencia para un buen mezclado. Su uso es principalmente con sólidos secos que fluyen libremente y que requieren de un mezclado moderado.

4) Mezclador de doble cono.- Este mezclador esta formado por dos conos, uno sobre puesto al otro, y unidos por una pequeña sección cilíndrica, que es en donde se encuentra el eje de rotación. Se ilustra en la fi--

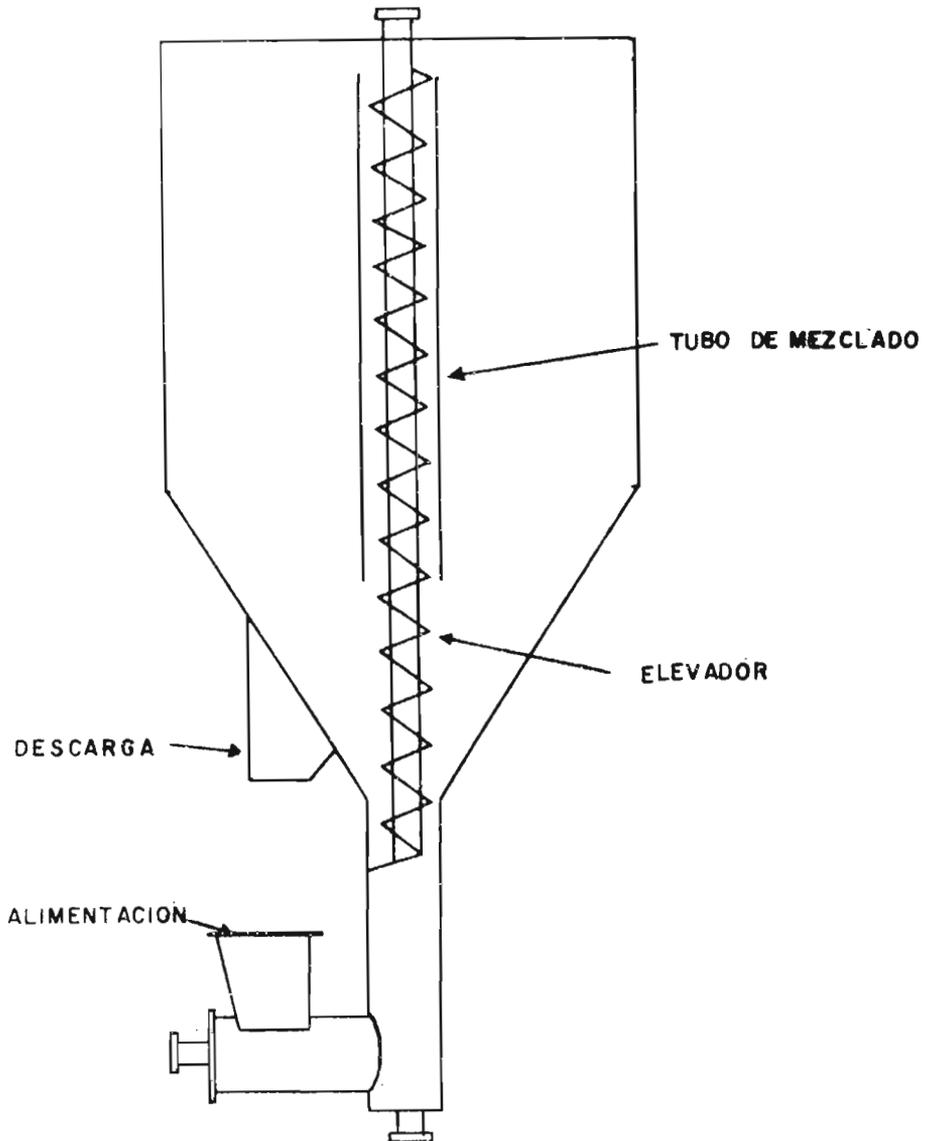


Figura 5.6 Mezclador espiral vertical.

gura 5.7. Este tipo de mezclador da un mejor flujo seccional que el de tam-
bor horizontal, ya que además de la acción de rodamiento se tiene un buen-

flujo transversal debido a su geometría. Ya que no requiere de deflectores se puede limpiar en una forma relativamente sencilla.

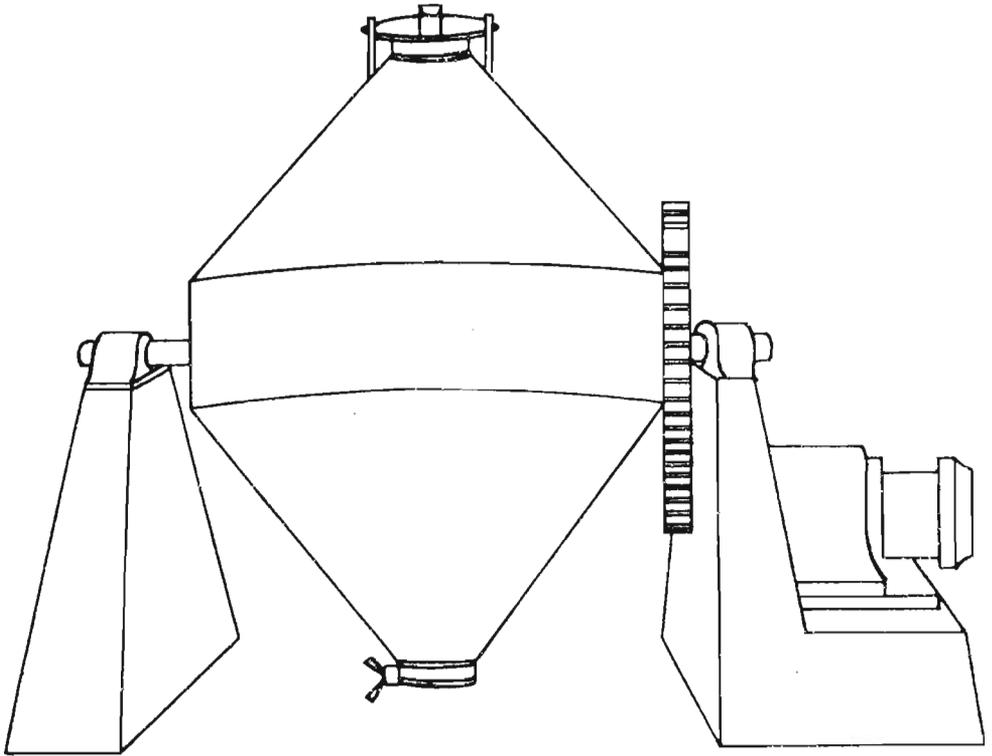


Figura 5.7 Mezclador de doble cono.

5) Mezclador en forma de "V".- Esta unidad, esta formada por dos cilindros unidos en un cierto ángulo en forma de "V". Se ilustra en la figura 5.8. Con esta forma se tiene una asimetría en el eje de rotación, lo que provee de una acción de mezclado efectiva para varios materiales. Se le puede adaptar mecanismos para agregar líquidos y romper aglomeraciones.

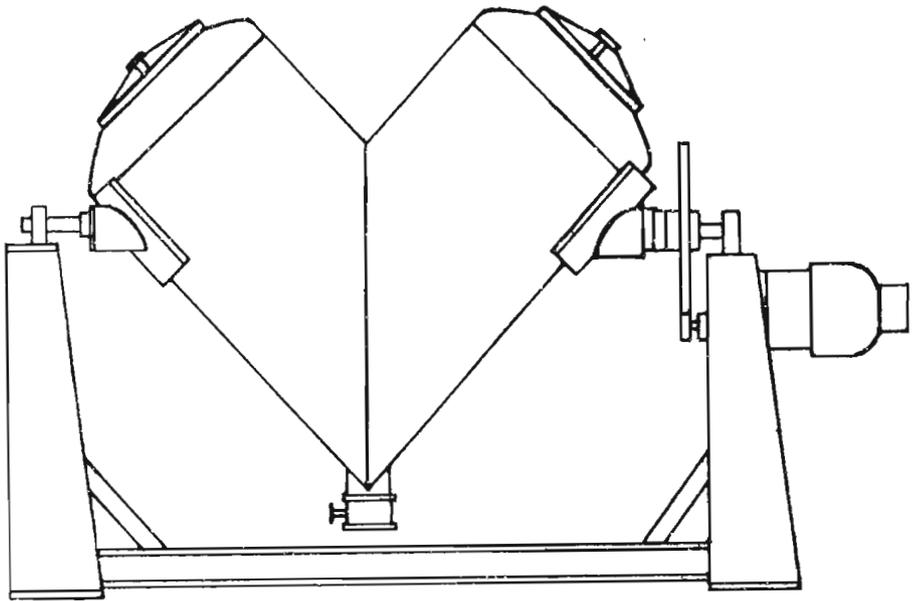


Figura 5.8 Mezclador en forma de " V "

5.2.2. d Selección del equipo.

La selección adecuada de un mezclador de sólidos secos involucra el estudio tanto de los tipos de equipo como de las características de operación y aún más, hasta de la localización del mezclador en el proceso completo.

Después de conocer la forma en que operan los diferentes mezcladores, se debe reunir la mayor información sobre las características de la operación, como son: la uniformidad de la mezcla, el tiempo de mezclado, el tipo de carga y descarga, la potencia necesaria, la forma en que se llevará a cabo la limpieza, la forma de romper los aglomerados, la formación de polvo, la carga electrostática, el desgaste del equipo, la posible contami

nación del producto, los requisitos de calentamiento o enfriamiento, la forma de agregar los líquidos, etc.

Con esto se puede tener una selección preliminar del mezclador, la cual a menudo debe ser reforzada con un programa de pruebas experimentales o con experiencia recopilada en operaciones de mezclado similares.

5.2.3 Mezcla de pastas o masas viscosas.

Se ha encontrado que el equipo desarrollado para mezclar fluidos de baja viscosidad no es útil para los de alta viscosidad, ya que las turbinas, las hélices o las paletas pueden mezclar fluidos de alta viscosidad pero a velocidades de mezclado muy lentas. Pequeños puntos no uniformes persisten por períodos de tiempo largos. Los impulsores pueden darle una gran cantidad de energía al fluido, con lo que los consumos de energía son altos, pero sin embargo las velocidades de mezclado son lentas.

Esto se debe a las notables diferencias que existen entre ambos procesos. La mezcla de líquidos se origina mediante la creación de corrientes de flujo que transportan el material sin mezclar hasta la zona de mezclado próxima al agitador, y aparte se presentan fenómenos de difusión. En el mezclado de fluidos viscosos, la difusión virtualmente no ayuda, no hay turbulencia ni difusividad en remolinos. Bajo estas condiciones el mejor mecanismo de mezclado es por esfuerzo cortante. El esfuerzo cortante lleva a cabo el mezclado sacando los componentes en capas muy delgadas. Esta acción reduce el tamaño de las regiones ocupadas exclusivamente por un solo componente.

Otra diferencia consiste en que, en la mezcla de líquidos, un producto bien mezclado consta de una fase líquida totalmente homogénea, cualquier muestra de la cual, por pequeña que sea, tiene la misma composición.

En el mezclado de pastas, el producto está con frecuencia formado por dos o más fases fácilmente identificables, cada una de las cuales contiene partículas individuales de tamaño relativamente grande. Las muestras pequeñas tomadas al azar de un producto bien mezclado generalmente difieren notablemente en su composición; de hecho las muestras de la mezcla tienen que ser mayores que un cierto tamaño crítico, varias veces mayor que el tamaño de la partícula individual más grande que se encuentra en la mezcla, para que los resultados sean significativos.

El mezclado de pastas espesas, sólidos, plásticos y gomas tiene más de arte que de ciencia. Las propiedades de los materiales varían enormemente de un caso a otro. Aún tratándose de un mismo material, sus propiedades pueden variar ampliamente a lo largo de la operación.

Propiedades indeterminadas del material, tales como espesamiento, adherencia y humectabilidad son tan importantes en otros procesos de mezclado como la densidad y la viscosidad. Las mezcladoras de pastas y masas plásticas han de ser, sobre todo, muy versátiles. En un caso concreto, la mezcladora elegida tiene que ser capaz de tratar el material cuando se encuentre en las condiciones más desfavorables y durante determinadas etapas del ciclo de mezclado puede no ser tan eficaz como otros modelos. Estos tipos de mezcladores se usan cuando el material es demasiado viscoso para fluir fácilmente hacia la zona de succión de un agitador, y no es posible crear corrientes de flujo. En estos casos es preciso llevar el material hasta el sistema de agitación, o bien, hacer que el agitador recorra todas las partes del aparato de mezclado. La acción de estos aparatos es una combinación de esfuerzo cortante de baja velocidad, frotamiento, estirado y compresión. La energía mecánica se aplica directamente a la masa de material mediante partes móviles. En los modelos cerrados, la pared inte-

rior de la carcaza forma parte del sistema de mezcla y toda la acción de mezcla se produce en las proximidades de las partes móviles. Las distancias entre los brazos mezcladores, los rotores y las paredes de la carcaza son pequeñas. El tamaño de estas máquinas es pequeño, en comparación con los mezcladores de líquidos y su capacidad es raras veces superior a 4 000 lts. Las fuerzas que se generan en estas mezcladoras son elevadas, los aparatos tienen que ser de construcción fuerte y el consumo de energía es grande. El calor desarrollado por unidad de masa de material es suficiente para que sea preciso refrigerar, con el fin de evitar que se alcancen temperaturas peligrosas para el aparato y el material.

5.2.3.a Tipos de Equipo.

Los tipos más comunes de mezcladores de pastas son:

Mezcladores intermitentes de dos brazos.- Maneja suspensiones, pastas y masas plásticas ligeras. En este tipo de máquinas, el mezclado se obtiene por medio de dos cuchillas pesadas, montadas sobre ejes paralelos horizontales que giran uno hacia otro en la parte superior, arrastrando la masa sobre el fondo y luego cortándola entre las paredes del canal. Los círculos de rotación de las cuchillas son generalmente tangenciales, de modo que las cuchillas pueden girar a diferentes velocidades con cualquier relación deseada. En la figura 5.9 se muestra un esquema de este tipo de mezclador.

Hay varios modelos de cuchillas amasadoras según su forma: de sigma, de doble arrastre o cola de pez, de dispersión y las batidoras.

Este tipo de mezclador cae dentro de la clase de las de intensidad media y es adecuada para mezclas que estén comprendidas entre 5.0 y 500 poises.

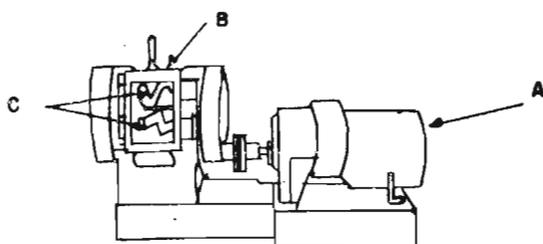


Figura 5.9 Esquema de una mezcladora de dos brazos. (A) Motor - (B) Canal en posición inclinada (C) Cuchillas en forma de sigma.

La descarga de la mezcla terminada frecuentemente es engañosa, - de aquí que se hayan desarrollado diferentes técnicas de acuerdo al tipo de mezcla que se tenga. Las mezclas líquidas o que fluyen libremente se -- descargan por válvulas en cada porción de la recámara de mezclado. Las mez -- clas viscosas y pastas se pueden descargar a través de una puerta con bisa gras, en el caso de las intermitentes se puede ayudar la descarga accionando los brazos mezcladores.

Mezcladores Banbury.- Este tipo de mezclador es usado cuando la- consistencia es extra pesada, ya que es capaz de trabajar gomas y sólidos- plásticos, batir goma virgen, desvulcanizar trozos de caucho y preparar -- dispersiones acuosas y soluciones de caucho.

La cámara de mezclado es en forma de "8". En cada mitad de la cá- mara se encuentra un rotor con aletas en espiral, que giran a velocidades- ligeramente diferentes de tal forma que le proporcionan a la masa un es--- fuerzo cortante tanto entre ellas, como entre los rotors y las paredes de la cámara. Un esquema de este tipo de mezclador se encuentra en la figura- 5.10.

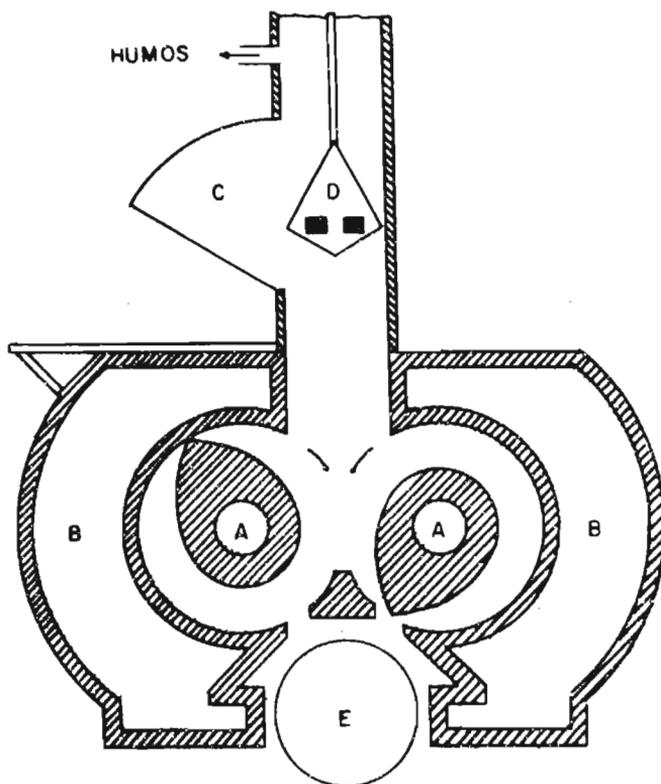


Figura 5.10 Representación esquemática de una mezcladora tipo Banbury. (1), (2), Rotores de forma especial. (3), (4). Cámaras de enfriamiento, (5) Tolva de alimentación, (6) Flotador de doble declive, (7) Puerta para descarga con mando mecánico.

Los rotores tienen el núcleo preparado para calentamiento o enfriamiento. Para los mismos fines, el mezclador está provisto de una cámara, la cual puede enfriarse por aspersión. La carga entra por un canal superior y la mezcla final es retirada por el fondo.

Mezcladores continuos.- Este es un tipo de mezclador desarrollado recientemente. El tipo Banbury usa los mismos elementos de mezclado y forma de acción que el tipo intermitente, pero la carga fluye continuamente a lo largo de los rotores como en un transportador de tornillos gemelos. Los rotores se extienden desde un extremo en donde pequeños tornillos alimentan el material a la zona de mezclado, al extremo opuesto donde se descarga el producto a través de una rendija ajustable. Otro tipo de mezclador continuo es el Ko-Kneader, que se usa para materiales menos viscosos.

Molino de rodillos.- Son ampliamente usados en las industrias del hule y plásticos, para incorporar plastificantes y colorantes a la base del hule o del polímero. Estos molinos pueden ser del tipo de dos rodillos con una distancia ajustable entre ellos o tener tres o cuatro rodillos, cuando se requiere molienda, como en el caso de la industria de la pintura. Según el tipo de operación los núcleos de los rodillos pueden ser adaptados para calentamiento o enfriamiento. La velocidad diferencial y la compresión entre los rodillos desarrolla un esfuerzo cortante extremadamente alto sobre pequeños volúmenes de materiales, pero la calidad del mezclado depende de la experiencia del operador, del tiempo de mezclado y la velocidad de alimentación de los materiales.

Mezcladores de cubetas intercambiables.- Estos aparatos operan con líquidos viscosos o pastas ligeras, especialmente de productos alimenticios o en la fabricación de pinturas.

Hay dos tipos de diseño cuando operan intermitentemente; Cuando la

cubeta está en una posición fija y las placas verticales son las que giran en este tipo se combina generalmente tanto movimientos rotatorios como planetarios, de tal forma que hay un mezclado por todas partes del recipiente; y cuando las placas verticales son las que están fijas y la cubeta es la -- que gira por medio de una plataforma.

Mezclador de cintas en espiral.- Este es un aparato especializado para el mezclado de fluidos altamente viscosos. Es similar al mezclador de cintas espirales para sólidos. Su característica es que produce un flujo axial más alto que cualquier otro tipo. Su ventaja sobre los impulsores de tipo turbina de flujo radial es la baja potencia que necesita; otra ventaja es que pueden mezclar materiales que no fluyen cuando están sujetos a la influencia de impulsores convencionales. Las variables de diseño de este aparato son el diámetro total, la anchura y el ángulo de inclinación de las hojas y la velocidad del eje. A esto hay que agregar el número de vueltas, - las cuales controlan la velocidad de circulación, y la dirección de la rotación, lo que controla la dirección de flujo.

El rango de operación de este aparato va de 20 000 cps. hasta 5 - millones de cps. de viscosidad aparente, sin embargo la espiral no produce un esfuerzo cortante alto y por lo tanto, no puede reemplazar el equipo convencional como el de doble movimiento, el planetario a los mezcladores de brazo en forma de sigma.

5.2.3.b Potencia.

Se necesitan grandes cantidades de energía mecánica para mezclar masas plásticas pesadas. Los materiales deben cortarse, doblarse, recombinarse, y volverse a dividir en el interior de elementos que tienen movimientos relativos entre sí. En los mezcladores continuos también debe desplazarse

se al material a través de la máquina. Solamente una parte de la energía su-
ministrada al mezclador es directamente útil para el mezclado y, en muchas-
máquinas, la fracción utilizada es pequeña. Probablemente, los mezcladores-
que trabajan intensamente sobre pequeñas cantidades de material, dividiéndo
lo en elementos muy pequeños, hacen uso más efectivo de la energía que las-
que trabajan más lentamente sobre cantidades grandes. Las máquinas de poco-
peso por kilogramo de material tratado desperdician menos energía que las -
máquinas pesadas. En igualdad de condiciones, cuanto menor sea el tiempo de
mezclado necesario para llevar la partícula al grado de uniformidad deseado,
mayor será la fracción útil de energía suministrada. Sin embargo, sin tener
en cuenta el diseño de la máquina, la potencia necesaria para accionar un -
mezclador de pastas y sólidos deformables es muchas veces superior a la que
requiere un mezclador de líquidos. La energía suministrada aparece como ca-
lor, que generalmente debe eliminarse para evitar daños en la máquina o en-
el material.

5.2.3.c Selección del equipo.

En el caso de un producto nuevo, se deben efectuar estudios preli-
minares muy bien detallados, por lo que se requiere de pruebas a nivel labo-
ratorios y planta piloto, para determinar los factores controlantes y selec-
cionar así el tipo de equipo que opere con un costo total mínimo.

Un procedimiento recomendable es el siguiente:

1.- Hacer una lista detallada de todos los materiales que van a -
ser manejados en esa parte del proceso, así como una descripción de sus ca-
racterísticas principales como: la forma en que se va a recibir la unidad-
por procesar (en bolsas, barriles, tambores, etc.); el sitio y la forma --
donde se van a almacenar y a pesar, la forma física, la gravedad específica,

el tamaño de las partículas o su distribución, las propiedades corrosivas, abrasivas, venenosas o explosivas, así como que tan irritantes son a la piel, ojos o pulmones; si el material es sensible a la exposición al aire, a la molienda o al calor, etc., etc.

2.- También se debe hacer una lista pertinente de los datos de producción como: la cantidad que debe ser producida cada turno, la formulación del producto terminado, la exactitud requerida del análisis, el tiempo en el cual se debe limpiar el equipo, la independencia de la operación o que tan sincronizada debe estar con el resto del proceso, si se requiere de calentamiento o enfriamiento, la temperatura recomendable de operación, la forma del producto terminado, la forma de descarga del aparato, etc.

3.- Por último describir detalladamente las características controlantes del producto terminado como: la estabilidad de la emulsión o de la dispersión, el grado de mezclado de los materiales, el color final requerido y la uniformidad de la dispersión de los ingredientes activos.

La información obtenida con respecto a los puntos anteriores, de terminará el tipo de equipo más recomendable.

Así, por ejemplo, si la cantidad que va a producirse es muy pequeña, no se debe considerar un mezclador continuo. Si hay un cambio en el estado físico del material durante el proceso, entonces el cálculo de la potencia, debe hacerse para cuando el estado es más pesado o más viscoso. Si uno de los ingredientes debe mezclarse en pequeñas proporciones, entonces es recomendable pensar en un premezclado de ese material que una parte de alguno de los ingredientes de la mezcla y entonces agregarlo así a la dispersión final.

Un estudio cuidadoso de todas estas cuestiones que son factores

controlantes, pueden servir en la selección del equipo y salvarlo de alteraciones costosas y de tiempos de residencia muy grandes.

5.3 CRITERIOS DE SELECCION.

Debido a la forma en que fue tratada esta operación, los criterios de selección de los equipos de mezclado, ya fueron incluidos en la descripción de cada uno de los sistemas de mezclado descritos anteriormente.

Sin embargo, como quizá una de las variables más importantes en la selección de un mezclador es la viscosidad, en la tabla 5.2 se dan los rangos de operación de los principales tipos de equipo en función de esta propiedad, con el fin de tener una idea de la aplicabilidad de los mismos.

5.4 ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE SELECCION.

La operación de mezclado persigue muy diferentes fines, ya que en algunas ocasiones es la operación principal de un paso productivo, como es la disolución de sólidos, suspensión de sólidos emulsiones, etc., pero en otras ocasiones es un servicio el que se pretende cubrir, como por ejemplo la transferencia de calor y masa en un reactor; es por esto que las condiciones de operación y las propiedades de los componentes del sistema varían grandemente de caso a caso. Este hecho aunado a los diversos dispositivos y accesorios que se tienen para mezclar, han convergido en la creación de tipos de mezcladores diferentes, optimizados para casos específicos.

Por lo tanto la selección de un mezclador depende en primer lugar de la naturaleza del problema y del grado de mezclado, y después, pero no por ello menos importante; del tipo de régimen de operación, de las pro

propiedades de los materiales durante la operación, y del diseño económico de la máquina y de la instalación, o de la operación como un todo.

Como se dijo anteriormente, una forma simple de tratar esta operación es separarla de acuerdo a los posibles sistemas que se tengan por mezclar, y que son: mezcla de líquidos, mezcla de sólidos y mezcla de pastas o masas viscosas. Esta separación se hace debido a que los mecanismos por medio de los cuales se efectúa la mezcla de cada uno de estos sistemas es diferente; y por lo tanto los equipos de mezclado serán de características diferentes para cada uno de estos sistemas.

Sin embargo, como puede verse en la tabla 5.2, el rango de operación de los diferentes mezcladores en cuanto a viscosidades es bastante amplio, debido a las modificaciones mecánicas que se le pueden hacer a los diferentes tipos de equipo. Así por ejemplo, unos diseños de turbinas son competitivos con las hélices y las paletas en rangos de viscosidades bajas, y en rangos de viscosidades altas, también son competitivos con mezcladores de cintas o con los amasadores, pero lógicamente los diseños son diferentes. Con esto queremos enfatizar en que en la selección adecuada de un mezclador se requiere de un análisis minucioso del paso productivo en el cual interviene, para que el diseño del mezclador sea el que proporcione la mayor eficiencia global.

5.4 COSTOS DEL EQUIPO DE MEZCLADO.

Los costos de los principales tipos de mezcladores, obtenidos en la literatura se muestran en las figuras 1 y 2 del apéndice A.

5.6 IMPORTACIONES DEL EQUIPO DE MEZCLADO.

Las importaciones de los principales mezcladores se pueden observar en la tabla 1 y en la figura 1 del apéndice B.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Ludwig, E., E., "Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants". Gulf Publishing Company, Houston, Texas. 1964, vol. 1.
- (2) Drew, T., B., Hoopes, J., W., "Advances in Chemical Engineering". 1a. edición, vol, 3. Academic Press, New York, 1962.
- (3) Jordan, D., S., "Chemical Process Development". 1a. edición vol. 1.- Interscience Publishers, 1968.
- (4) Anónimo, Ingeniería Química. junio, 1967.
- (5) Parker, H., N., Chemical Engineering.
- (6) Su. Y., S., Holland, F., A., Chemical and Process Engineering. 49 (9), 110 (1968)
- (7) Brown, G., G., "Unit Operations", 8a. edición, John Wiley & Sons, Inc. 1964.
- (8) Perry, J. H., "Manual del Ingeniero Químico". 1a. reimpresión, vol. 2, UTHEA. 1974.
- (9) Perry, J., H., "Chemical Engineers' Handbook", 4a. edición, McGraw Hill Book Company, New York. 1963.
- (10) Anónimo. Chemical & Process Engineering. 50 (3), 59 (1969).
- (11) Shofield, C., Zaidi. H., R., Chemical & Process Engineering. 52 (7), 62 (1971)

- (12) McCabe, W., L., Smith, J., C., "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", edición en español, vol. 1 y 2, edit. Reverté S. A., 1969.
- (13) Uhl, W., W., Gray, J., B., "Mixing, Theory and Practice", 1a. edición, vol. 1 y 2, Academic Press, New York, 1966.
- (14) Considine, D., M., "Chemical and Process Technology Encyclopedia", - 1a. edición, McGraw Hill, Inc., 1974.

6 SECADO

El término secado significa eliminar un líquido de un sólido por procedimientos térmicos. Esta definición nos permite distinguir el secado de la extracción de la humedad de sólidos por medios mecánicos, pero no nos permite distinguirla de la evaporación. La evaporación y el secado se diferencian, principalmente, porque en la evaporación se eliminan, generalmente, cantidades mucho mayores de líquido por hora que en los procesos de secado.

Además, en la mayor parte de los casos, el secado implica que la eliminación del líquido se efectúa a temperaturas mucho menores que su temperatura de ebullición; en las operaciones de secado se presta, comúnmente, la mayor atención al producto sólido. En su acepción más general, el término secado se aplica cuando existe una transferencia de un líquido contenido en un sólido a una fase gaseosa no saturada.

En un gran número de operaciones de secado el agua se elimina por circulación de aire u otros gases sobre el material que se va a secar. El proceso de secado puede enfocarse desde dos puntos de vista; 1.- las relaciones de equilibrio, y 2.- las relaciones de velocidad.

Como en las operaciones de secado nos encontramos con una gran variedad de materiales, y muchos de ellos pueden ser sistemas complejos, como los jabones, madera, tejidos, etc., no es de sorprender que las relaciones de equilibrio sean mucho más complicadas que las encontradas en otras operaciones. El estudio del secado y los cálculos del tamaño del secador deben considerar una serie de problemas de áreas, mecánica de fluidos, química de superficie, estructura de sólidos, de mecanismos de transferencia que tienen que ver con la humidificación, etc.. Estos fenómenos fisicoquímicos son tan complicados, además de no estar aún completamente

comprendidos, que hacen el diseño cuantitativo de un secador sumamente pro
blemático. Asimismo, es de esperarse que a medida que varía el mecanismo-
por el que el agua se difunde a través del sólido, varíen también las ecu
aciones de velocidad.

Cuando se seca un sólido húmedo mediante un gas con temperatura-
y humedad fijas, se presenta un patrón general de comportamiento. Inmediat
amente después del contacto entre la muestra y el medio secante, la tempe
ratura se estabiliza. La temperatura del sólido y la proporción de secado
puede aumentar o disminuir hasta alcanzar la condición del estado estable.
En el estado estable, la temperatura de la superficie húmeda del sólido --
es igual a la temperatura de bulbo húmedo del medio secante.

Las temperaturas dentro del sólido que se seca, tenderán también
a igualar la temperatura de bulbo húmedo del gas, pero ahí el acuerdo será
imperfecto debido al movimiento de la masa y el calor.

Una vez que estas temperaturas alcanzan la temperatura de bulbo-
húmedo del gas, se encuentra que son bastante estables, y que la proporción
de secado permanece constante también. A esta parte del proceso se le llama
período de secado a velocidad constante.

Este período termina cuando el sólido alcanza el contenido críti
co de humedad. Más allá de este punto, la temperatura de la superficie au
menta y la velocidad de secado disminuye rápidamente. Este es el período -
de velocidad decreciente y puede tomar un tiempo bastante más largo que el
período de velocidad constante, aún cuando la cantidad de humedad almacena
da pueda ser bastante menor.

La velocidad de secado se aproxima a cero para un cierto conteni
do de humedad en equilibrio, que es el contenido más bajo de humedad que -
se puede obtener en el sólido bajo las condiciones de secado que se estén-

empleando (figuras 6.1 y 6.2).

6.1 CLASIFICACION Y DESCRIPCION DEL EQUIPO.

Existen en la actualidad muchas y muy diversas clasificaciones de los equipos utilizados en las operaciones de secado, la mayoría de las cuales están basadas en muchos años de experiencia empírica.

Una clasificación útil está basada en la forma en que se maneja el material durante el proceso de secado:

- I. Materiales en hojas o masas, transportadas por bandejas o --- transportadores.
 - A. Secadores intermitentes.
 - 1.- De compartimentos a presión atmosférica.
 - 2.- De bandejas al vacío.
 - B. Secadores continuos.
 - 1.- De túnel
- II. Materiales granulares o sueltos.
 - A. Secadores rotatorios.
 - 1.- Rotatorios normales.
 - 2.- Roto-Louvre.
 - B. Turbosecadores
 - C. Secadores de transportador.
- III. Materiales en hojas continuas.
 - A. Cilindros tambores secadores.
 - B. Secadores de festón.
- IV. Pastas, lodos o tortas cristalinas.
 - A. Secador agitador.

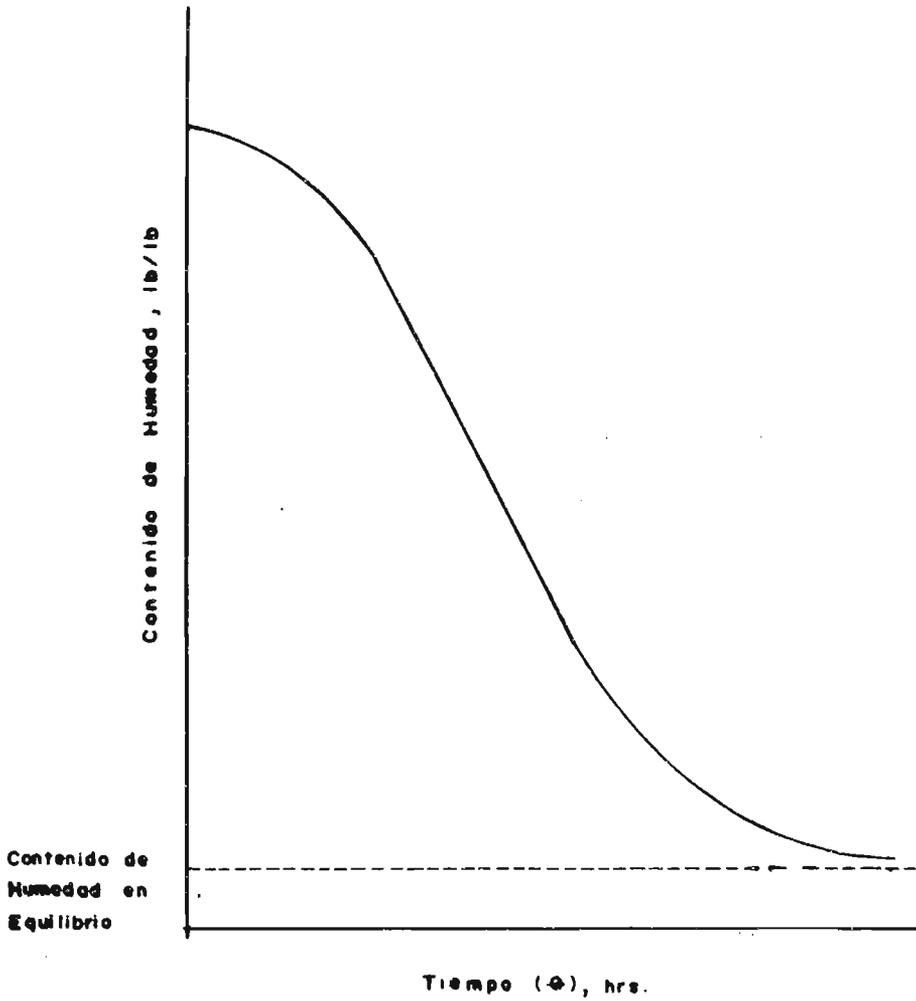


Fig.6.1 Curva Típica de Secado para Condiciones Constantes, El Contenido de Humedad como Función del Tiempo (2)

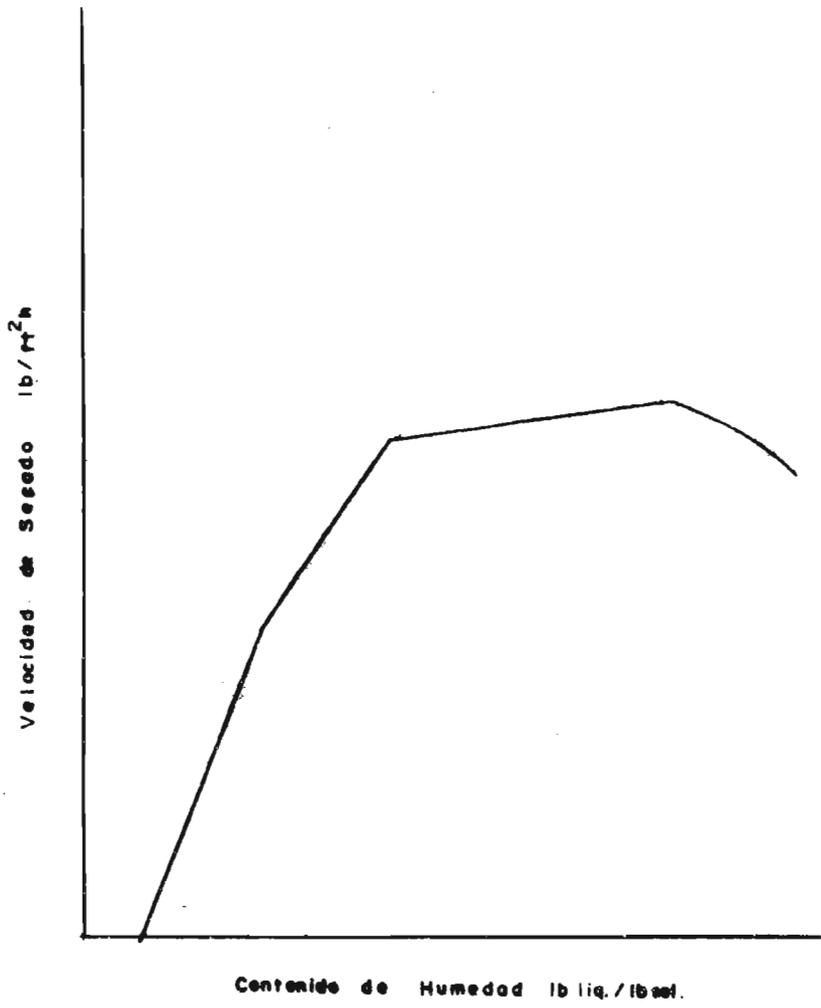


Fig 6.2 Curva Típica Para la Velocidad de Secado, Para Condiciones Constantes, la Velocidad (2)

1.- Atmosféricos.

2.- Al vacío.

V. Materiales en solución.

A. Tambores secadores.

1.- Atmosféricos.

2.- Al vacío

B. Secadores por pulverización.

En la figura 6.3, se muestra otra clasificación más detallada, basada en el procedimiento de transmisión de calor.

A continuación se describen los principales equipos que se utilizan en operaciones de secado:

6.1.1 Descripción del equipo de secado.

a).- Secadores de compartimientos a presión atmosférica.

A estos secadores se les llama también secadores de charolas o bandejas y se utilizan cuando el material a secar y el producto ya seco tienen una consistencia tal que puedan manejarse en bandejas o charolas, como sustancias mojadas o plásticas y materiales cristalinos, pastas y precipitados; se pueden manejar también otro tipo de materiales como madejas y materiales textiles. Se emplean también para secar productos valiosos o en pequeñas cantidades, debido a que cuando el material está sobre la bandeja es fácil de manejar, tanto en la carga como en la descarga.

El aparato consta de una cámara rectangular y puede estar constituido en dos formas: con estanterías sobre las que pueden deslizarse las bandejas o bien, de forma que una vagoneta cargada con bandejas pueda recorrer el secador. En este último tipo existe un dispositivo para calentar el aire

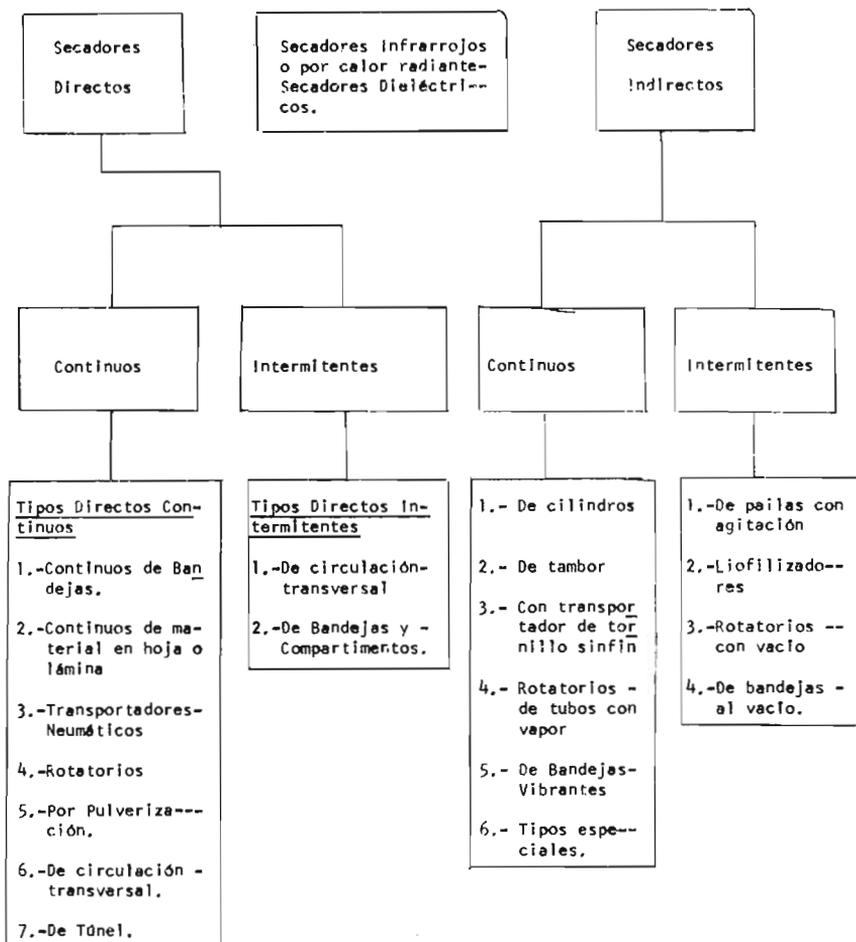


Fig. 6.3.- Clasificación de los Secadores basada en los Procedimientos de Transmisión de Calor. (4)

en el interior de un secador en lugar de fuera de él, como en el caso de las estanterías. El aire circula por medio de un ventilador, el objetivo -- del cual es proporcionar una velocidad relativamente alta a fin de obtener una buena distribución de aire. Esto implica un tiempo de contacto corto y la cantidad de agua que toma el aire a lo largo de un paso sobre el mate rial a secar es pequeña, de tal forma que, en la mayor parte de los casos -- del 80 al 90% del aire descargado por el ventilador se recircula, haciéndo lo volver sobre las bandejas y únicamente de 10 a 20% se toma como aire -- fresco. El número de charolas puede variar, pudiendo tener el fondo perfo-- rado o inclusive ser de malla, con lo cual el aire circula a través del ma terial. Este tipo de secador es el más sencillo, ya que no es más que una cámara dentro de la cual se colocan unas charolas que contienen el mate--- rial a secar y que están colocadas sobre soportes. Se trata de una unidad -- de producción intermitente de pequeña capacidad. (figura 6.4).

b).- Secadores de bandejas al vacío.

Generalmente están formados por una carcasa de fundición, de sec ción rectangular, en cuyo interior se encuentra un cierto número de estan-- terías. Estas estanterías están huecas y durante la operación se llenan de vapor de agua o de agua caliente. El material que ha de secarse se extien-- de sobre unas bandejas que se colocan sobre las estanterías. Se hace el va cío por medio de una bomba. El vapor de agua que hay en las estanterías ca lienta gradualmente el material de las bandejas a una temperatura tal que -- el agua se evapora a la presión que existe en el secador.

Estos secadores se utilizan para secar materiales, como los pro-- ductos farmacéuticos, que no pueden someterse a altas temperaturas. Son -- útiles también para materiales que no deben tener contacto con aire u ----

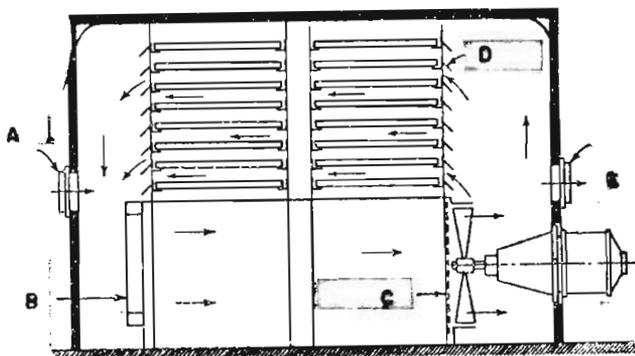


Fig. 6.4 Secador de compartimientos, atmosférico

A.- Entrada de aire fresco. B.- Calentador

C.- Pantalla del ventilador. D.- Persianas

Ajustables. E.- Salida.

otros oxidantes. Tienen la ventaja de que si la temperatura a la que ha de secarse el material es tan baja que no pueda usarse vapor, puede utilizarse agua caliente, a cualquier temperatura que se desee, en lugar del vapor.

Este calentador está adaptado principalmente para: materiales caros, cuando los costos de las operaciones de carga y descarga son relativamente insignificante, y cuando se emplea para secar materiales de muy di-versas clases en el mismo secador. Es un equipo muy flexible, pero más caro de instalar que el secador atmosférico.

El liofilizador es una modificación del anterior, en donde los -materiales que se van a secar primero se congelan y luego se subliman a bajo vacío y a temperaturas muy bajas. Este es, fundamentalmente un método poco económico de secado que resulta costoso únicamente para secar productos de alto valor unitario.

c).- Secadores de túnel.

Los secadores de compartimentos, descritos anteriormente, se utilizan para operaciones intermitentes y capacidades relativamente pequeñas; cuando, de secar grandes cantidades de material con humedad y propiedades -uniformes, se trata, es más conveniente usar un secador continuo.

Los secadores de charolas pueden convertirse en un equipo de operación continua, moviendo los sólidos húmedos a través de la cámara secadora. Esto puede hacerse sobre una banda transportadora, o bien, si se trata de material en forma de hojas, desplazando la hoja húmeda a través del secador, sobre rodillos.

Este tipo de secador está construído en forma de túnel de gran -longitud. Dentro del túnel se transporta el material sobre vagonetas, ya -sea en forma contínua, o bien, cuando una vagoneta sale por el extremo de-

descarga, otra entra por el extremo de carga. El flujo del aire puede ser en paralelo, a contracorriente o en ángulo recto a la trayectoria de las vagonetas. Este último método es útil para tener sistemas de calentamiento separados para diferentes secciones del secador.

Este tipo de secador se utiliza principalmente para secar ladrillos, productos cerámicos, maderas serradas y otros materiales que deban secarse lentamente, pero en grandes cantidades (figura 6.5).

d).- Secadores rotatorios.

Este tipo de secador se utiliza para materiales granulares o cristalinos, que deban manejarse a granel y secarse al principio de la operación lo bastante para ser manejados por los métodos ordinarios de transporte. No puede usarse para materiales muy pegajosos que se adhieran a las paredes del secador.

Están constituidos por una envoltura o carcasa cilíndrica colocada con su eje formando un cierto ángulo con la horizontal y montado sobre rodillas de forma que pueda girar.

El material que se va a secar se introduce por el extremo más elevado del secador y, debido a la rotación de éste, avanza gradualmente hacia el extremo inferior, generalmente auxiliado por paletas, por donde se descarga. El aire que circula a lo largo del secador es el que proporciona el calor, (secadores de calentamiento directo). El calor también puede comunicarse por el exterior de la carcasa. En cualquiera de los dos casos, el calor puede generarse por combustión de un combustible conveniente, o si sólo se aplica sobre el aire, puede obtenerse por vapor de agua,

Los secadores rotatorios de calentamiento indirecto son aquellos en los cuales el calor se aplica por el exterior de la carcasa, puede usar

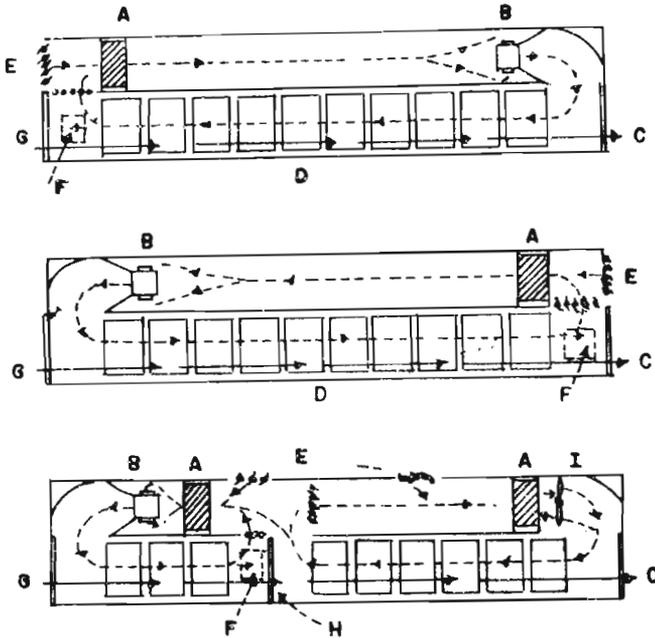


Fig. 6.5 Secadores de túnel. De arriba a abajo: A contracorriente, a corrientes paralelas y de escape central. A.- Calentador, B.- Soplante, C.- Salida del material seco, D.- Carretillas, E.- Entrada del aire nuevo, F.- Chimenea para el escape de aire, G.- Entrada del material húmedo, H.- Tabique móvil, I.- Ventilador.

se fuego directo. El aire se introduce por un extremo y pasa por un paquete de tubos aletados calentados por vapor de agua, después pasa por una cámara inmóvil conectada a la carcaza por un cierre flexible.

La carcaza se mueve por medio de un engranaje, accionado por algún dispositivo reductor y regulador de velocidad. La velocidad de rotación solo alcanza unas cuantas revoluciones por minuto. La carga se introduce por medio de una tolva. A la cámara está acoplado un ventilador que produce la corriente de aire a través del secador y normalmente descarga en un separador de polvos. Los materiales en polvo que fluyen libremente son muy difíciles de mantener sobre una banda transportadora metálica o de cualquier otra índole.

Los gases combustibles, así como el vapor sobrecalentado o aún los medios eléctricos, se utilizan para calentar el aire como el medio de secado. En algunos secadores, los tubos calentados con vapor van en el interior del cilindro en toda su longitud, manteniendo la temperatura del aire y actuando como superficies de secado.

Existe una modificación del secador rotatorio, llamado Roto-Louvre, cuya única diferencia con el rotatorio consiste en que el aire se inyecta a través del lecho que forma el material que ha de secarse.

Tiene algunas ventajas sobre los secadores rotatorios comunes: como el material no se eleva ni cae en su trayecto por la carcaza sino que únicamente rueda sobre el fondo, hay menor tendencia a que se disgreguen los materiales frágiles.

También, debido a que el aire caliente pasa realmente a través del lecho del material, el aire llega más próximo al equilibrio con el material, la velocidad de secado es mayor y, por tanto, el secador puede ser más corto que los secadores rotatorios comunes. (figura 6.6) y (6.7)

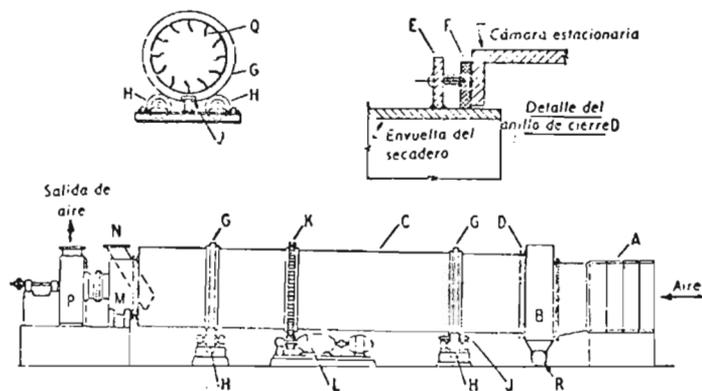


Fig. 6.6 Secador rotatorio. A.- Calentador de aire; B.- cámara estacionaria; C.- envuelta del secador; D.- anillo de cierre; E.- soporte de cierre; F.- anillo de guarnición de cierre; G.- anillos forjados; H.- rodillos soportes; J.- rodillos de empuje; K.- engranaje de movimiento; L.- motor y reductor de velocidad; M.- cámara de descarga de aire; N.- tolva de alimentación; P.- ventilador de descarga; Q.- aletas.

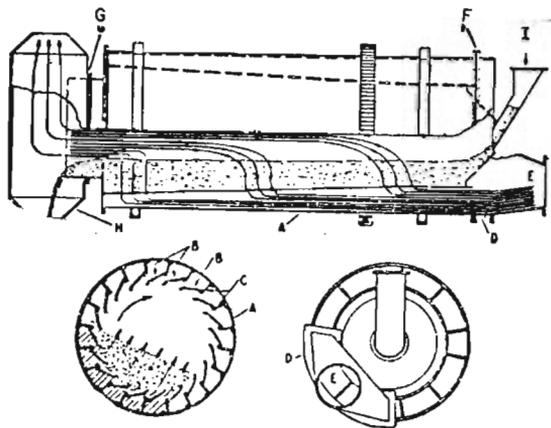


Fig. 6.7 Secador Roto-Louvre; A.- envuelta cilíndrica; B.- alas; C.- costillas; D.- cámara de distribución del aire caliente; E.- entrada de aire caliente; F, G.- ciérrres rotativos; H.- descarga del producto.

e).- Turbosecadores.

Este secador está formado por una carcasa cilíndrica o poligonal, en cuyo fondo hay una base movida por un engranaje. De ésta base se elevan unas barras verticales. Alrededor de estas barras existen unos anillos metálicos a los cuales están unidas unas bandejas en forma de cuña, el conjunto gira como una unidad.

La alimentación llena las bandejas, las cuales, a medida que giran, van pasando debajo de un nivelador fijo. Después de dar una revolución completa pasan debajo de un rascador que envía la carga sobre una bandeja inferior, por medio de unas ranuras. Existe un nivelador y un rascador para cada fila de bandejas. El material se envía finalmente a una tolva y se descarga sobre un transportador sinfín.

El aire se introduce por diversas aberturas que hay en el fondo de la carcasa. En el centro del secador existe un eje vertical que lleva montados varios ventiladores. Estos ventiladores descargan radialmente sobre las bandejas opuestas a ellos y el aire retorna al eje central por los espacios que hay entre los ventiladores. Existen unos paquetes con tubos aletados que sirven para recalentar el aire continuamente a medida que circula.

Este secador ocupa un espacio horizontal muy reducido por unidad de producto, y es más apto para materiales frágiles que un secador rotatorio, siendo bajo el consumo de potencia. Si el líquido eliminado en el proceso de secado es diferente al agua y debe recuperarse, se pueden conectar directamente a la carcasa, los condensadores que sean necesarios.

f).- Secadores de transportador.

A pesar de que este secador se ha clasificado como apto para ma-

teriales en hojas o masas, transportados a través del secador sobre transportadores o bandejas, en algunos casos se usa para secar sólidos granulados.

Los sólidos granulados se pueden secar en un transportador de tela metálica sinfín, con una apertura de malla adecuada para retener el sólido, mientras que el aire puede pasar a través del transportador y del sólido mismo.

El aire entra por el fondo, pasa hacia arriba a través de los productos a secar y sale a través del techo del túnel; normalmente se recircula a través de un recalentador. En algunos casos el flujo puede ser hacia abajo a través del material.

g).- Cilindros secadores.

Estos secadores se utilizan para secar hojas continuas de papel o tejidos. Consisten en un considerable número de cilindros calentados por vapor, sobre los que pasan las hojas continuamente. Los cilindros están colocados en dos o tres filas a distintos niveles por donde pasan las hojas.

Los cilindros pueden moverse por distintos métodos. Normalmente los cilindros de la fila inferior están engranados unos con otros y movidos por motores que se colocan en varios puntos del tren del secador. Los cilindros superiores pueden ser movidos por los inferiores mediante ruedas locas de engranaje o por una cadena. Una máquina de secar papel puede estar formada por un tren de 50 a 75 cilindros. (figura 6.8).

h).- Secadores de festón.

Este tipo de secador se utiliza en tejidos y algunas clases de papel usado para imprimir fotograbados. La hoja húmeda pasa por una serie de cilindros y cae hacia abajo para formar una serie de rizos. Un transpor

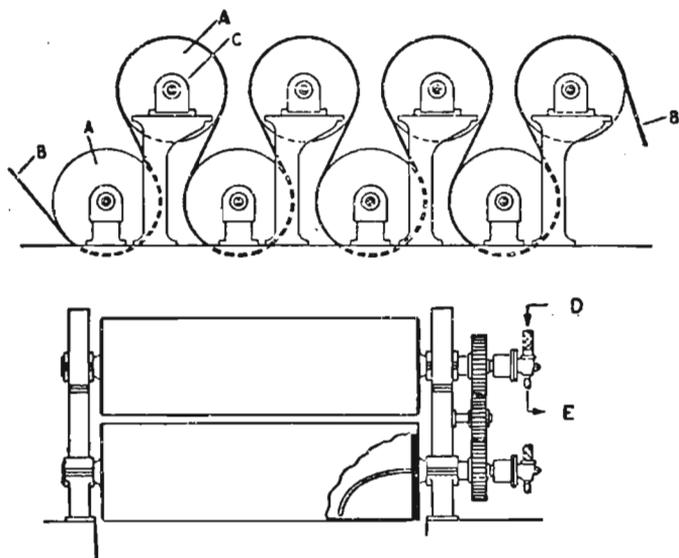


Fig. 6.8 Secador de cilindros: A, cilindros, B, lámina continua; C, cojinetes D, vapor de agua; E, condensada.

tador continuo de cadena transporta una serie de barras cruzadas, regulado con respecto a la velocidad de la hoja de tal manera que el rizo caiga en un momento determinado para que el próximo cilindro tome la hoja formando un nuevo rizo. Para asegurar que el rizo está formado adecuadamente, un ventilador sopla aire a través de un orificio y abre el rizo. Cuando el material está completamente seco, sale a través de una serie de rodillos y finalmente se enrolla sobre un tambor. (figura 6.9).

i).- Secador agitador.

Este tipo de secador se utiliza para secar materiales que son muy pegajosos para ser manejados en secadores continuos rotatorios, pero que no son tan valiosos como para emplear secadores de bandejas o compartimientos.

Existen muchas variantes de este secador; existe uno que es un cilindro horizontal provisto de una camisa de calentamiento. En el interior lleva un eje central soportado por cojinetes. En este eje va montado un agitador con paletas helicoidales, de forma que cuando un juego de paletas mueve al material en una dirección, el otro juego de paletas lo mueve en dirección contraria. En algunas versiones de este aparato la carcasa es estática, mientras que en otras la carcasa es giratoria.

Para capacidad pequeña, con agitación durante toda la operación existen secadores intermitentes que consisten esencialmente de una caldera de fundición de poca altura, con una camisa de vapor y un eje central que lleva montadas unas paletas rascadores. Este secador puede quedarse abierto y operar a la presión atmosférica o, cerrado herméticamente, trabajar al vacío. Normalmente se utiliza para pequeñas cargas de materiales granulados o pegajosos.

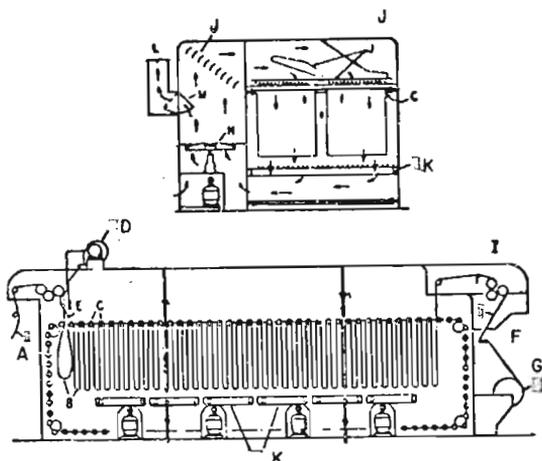


Fig. 6.9 Secador de festón: A, entrada de la lámina; B, festones o rizos; C, barras transversales, D, soplador para formar rizos. E, tobera de aire, F, salida de la lámina; G, producto enrollado; H, ventiladores, J, pantallas; K, calentadores; L, descarga de aire; M, válvulas de mariposa para control del aire.

j).- Secadores de tambor.

Este tipo de secadores se utiliza para materiales muy viscosos - tipo coloides, que se cristalizan a partir de sus soluciones. La eliminación final de la humedad que contienen las soluciones concentradas se efectúa normalmente en secadores de tambor. La característica de este grupo es que se aplica una película delgada de la solución viscosa sobre la superficie anterior de un tambor que gira lentamente y que interiormente se calienta con vapor de agua. La velocidad y temperatura del tambor se regula, para que el tiempo que tarda el material en efectuar menos de una revolución sea suficiente para que esté seco y puede desprenderse de la superficie por medio de una cuchilla. Existen dos versiones a presión atmosférica o al vacío para materiales sensibles al calor, (figura 6.10).

k).- Secadores por pulverización.

Si se desea secar una solución, este secado puede efectuarse pulverizando la solución en finas gotas en el seno de una corriente de gases calientes. En este caso, el secado puede ser extremadamente rápido y la capacidad del aparato muy grande. Las ventajas del secado por pulverización se basan en que no sólo es muy rápido (el tiempo total de permanencia del sólido en el secador puede ser menor de 30 segundos), sino que se obtiene un producto formado por esferas casi uniformes. Otra ventaja importante del secador por pulverización es que puedan usarse gases calientes para el secado y, sin embargo, el material no se calienta mucho por encima de su temperatura de bulbo húmedo. Esto hace posible pulverizar extracto de café, jugos de frutas, leche y materiales similares sin perjudicar el sabor, debido a la baja temperatura a que se efectúa el secado y al cortísimo tiempo que el producto está en el secador. Posiblemente la mayor parte de-

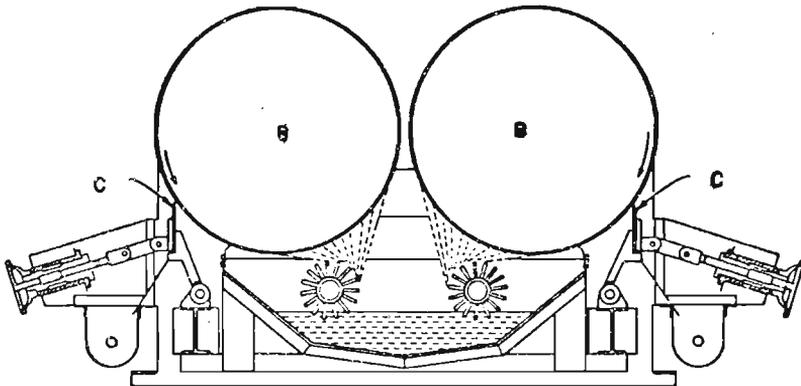
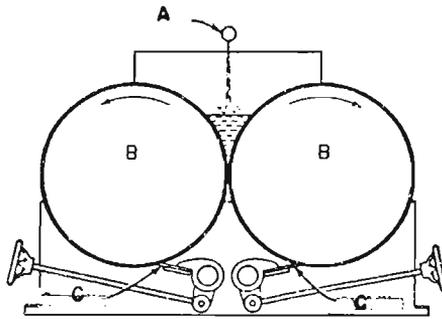


Fig. 6.10 Secadores de tambor. A.- Tubo de Carga. B.- Tambor
C.- Cuchilla.

Los materiales trabajados en este tipo de secadores son: leche, productos lácteos y otros alimentos.

1).- Secador neumático o flash.

En este tipo de secador, se realiza la eliminación de la humedad dispersando el material a secar en una zona de gases calientes y transportándolo después a velocidades elevadas. El secador consta básicamente de un dispositivo para dispersar un sólido húmedo en los gases salientes, un conducto por el cual dichos gases arrastran las partículas dispersas, y un sistema colector para separar el producto seco de la corriente de aire. En una instalación de este tipo se realizan simultáneamente la desecación, la desintegración y la molienda, el transporte neumático y la clasificación.

Los materiales granulados, se dispersan haciéndolos caer simplemente en la corriente de aire caliente (figura 6.11). Los lodos, las tortas de los filtros-prensa y otros materiales análogos no granulados tienen que desintegrarse en un molino de jaula o en algún desintegrador semejante por el cual circula aire caliente. (figura 6.12). Este sistema puede emplearse para secar granos empleados en la destilación, lodos fecales, gluten de maíz, arcilla, diatomita, pigmentos, carbonato de calcio, etc.

Cuando se precisa que el producto esté finamente molido y seco, un molino de cilindros o martillos pulveriza el material húmedo en contacto con aire caliente que arrastra el producto fino y seco hasta ciclones y colectores de sacos (figura 6.13). Este equipo tiene la ventaja de producir un material seco y fino en un sólo paso, eliminando la manipulación adicional requerida cuando la molienda y la desecación se hacen por separado. El sistema representado en la figura 6.12 se utiliza para secar y pulverizar arcilla, sulfato de cobre, huesos tratados con vapor, estearato de aluminio, resinas sintéticas, etc.

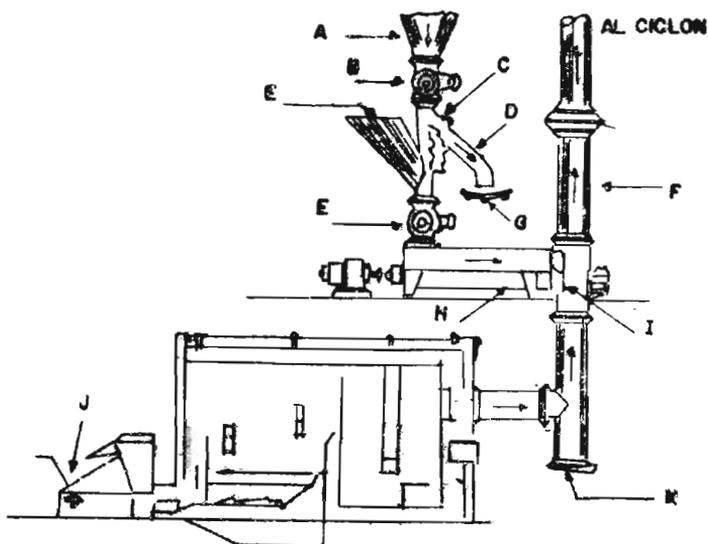


Fig. 6.11 Secador Flash. A.- Descarga de ciclón. B.- Válvula de aire giratoria, C.- Separador automático del producto seco, D.- Producto acabado, E.- Válvula de aire giratoria, F.- Conducto de secado y transporte, - G.- Transportador, H.- Mezclador, i.- Entrada de la Alimentación, J.- Cargador mecánico, K.- Puerta de limpieza.

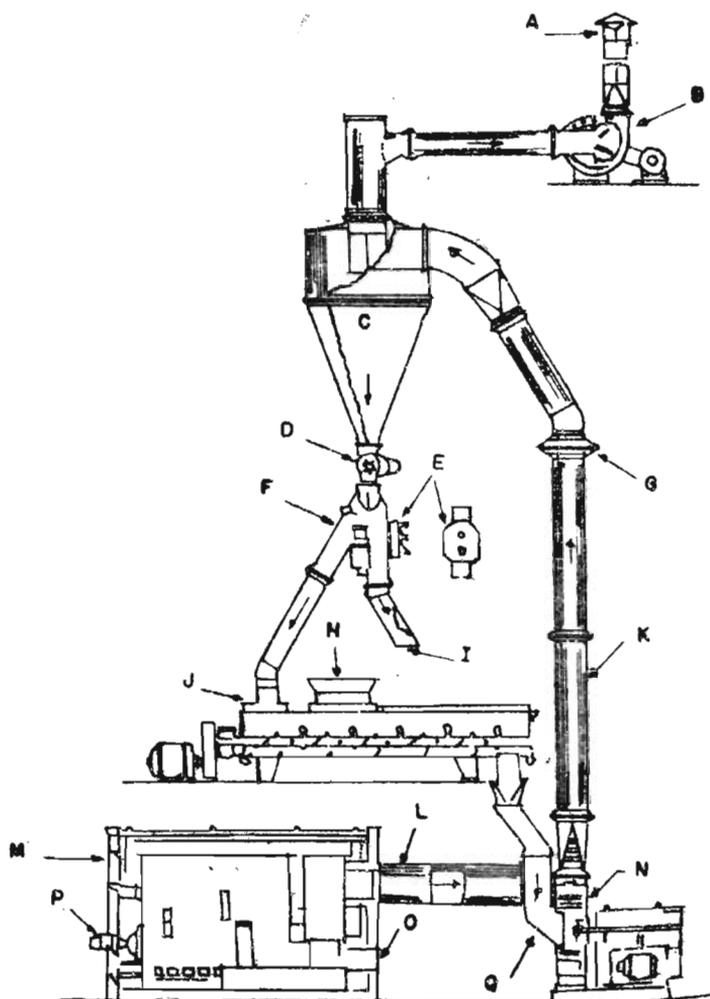


Fig. 6.12 Secador flasch. A.- Salida del gas de escape, B.- Ventilador, C.- Ciclón, D.- Cierre de aire, E.- Regulador del producto seco, F.- Separador del producto seco, G.- Junta de dilatación, H.- Alimentación húmeda, I.- Producto acabado, J.- Mezclador, K.- Conducto de transporte neumático, L.- Conducto del gas caliente, M.- Calentador de aire, N.- Desintegrador centrífugo, O.- Registro del aire complementario, F.- Quemador de gas o petróleo, Q.- Entrada del gas caliente y la alimentación.

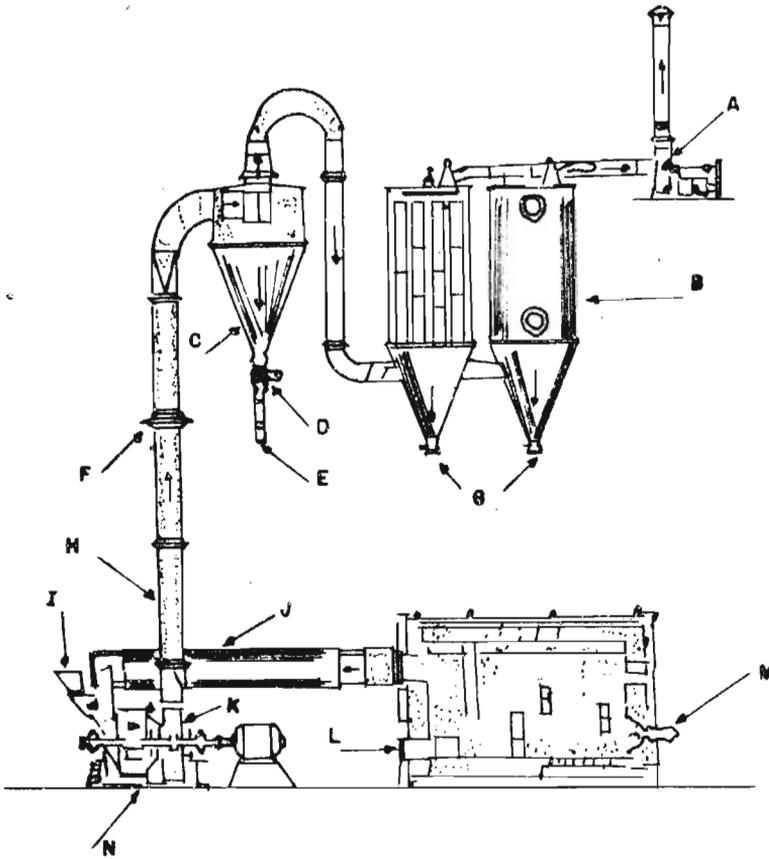


Fig. 6.13 Secador flash. A.- Ventilador, B.- Filtros de saco, C.- Ciclón, D.- Cierre de aire, E.- Producto acabado, F.- Junta de dilatación, G.- Producto acabado, H.- -- Conducto de Transporte neumático, I.- Alimentación húmeda, Conducto del gas caliente, K.- Molino de martillos.- L.- Puerta del aire complementario, M.- Quemador de gas o petróleo, N.- Molino de martillos.

m).- Métodos especiales de secado.

.Radiación infrarroja.- Se utiliza en el secado de pinturas en capas delgadas sobre objetos tales como automóviles. La radiación generalmente es suministrada por lámparas infrarrojas en un túnel que va provisto de bandas de estas lámparas.

.Calentamiento dieléctrico.- Se efectúa pasando el objeto que ha de secarse a través de un campo electrostático de muy alta frecuencia (de 2 a 100×10^6 ciclos). Esto genera calor uniformemente sobre el objeto. Se utiliza casi exclusivamente para polimerización de resinas que forman el enlace entre las capas de las maderas contrachapadas. Se ha sugerido para secador, pero es muy caro para cualquier aplicación importante.

.Liofilización.- Consiste en una vaporización a partir de hielo.- La presión de vapor de agua del hielo es 4,6 mm. Por lo tanto, si una sustancia que contiene agua se somete a un vacío menor que el indicado, se helará y el agua se sublimará desde el hielo sólido. El método es lento y caro y precisa de un equipo muy grande. Se utiliza para el secado de productos biológicos que no deben exponerse a elevadas temperaturas o a oxidaciones.

6.2 CRITERIOS DE SELECCION.

Para seleccionar el secador más apropiado para una aplicación da da es necesario considerar cuidadosamente muchos factores. La situación se complica debido a la gran variedad de secadores que existen en el mercado. Los principales puntos que deben considerarse son:

6.2.1 Factores Críticos.

Si las características del proceso por sí solas no dictaminan el tipo de secador que deba utilizarse (continuo o intermitente), deben consi

derarse otros factores, como son:

a).- Los secadores intermitentes tienen bajos costos de inversión, especialmente si no se trata de instalaciones al vacío.

b).- Asimismo, los secadores intermitentes tienen altos costos de operación, especialmente secadores de charolas (compartimentos) y secadores de tambor.

c).- Los secadores intermitentes, tienen bajas capacidades y tiempos de retención altos.

d).- Ciertos tipos de secador se adaptan mejor a una determinada alimentación.

Otro factor sumamente importante, de hecho el determinante, es el tipo de alimentación que se va a secar; existen muy diversos tipos de alimentación, sin embargo, los tres tipos más comunes son:

.Soluciones: suspensiones coloidales y emulsiones, suspensiones que contengan sólidos finamente divididos y que tengan que ser bombeados, - pastas y lodos. Ejemplo de este tipo de alimentación son: café en polvo, arcilla coloidal, leche (normal o desnatada), sangre, pigmentos, etc.

.Polvos, sólidos granulares, cristalinos o fibrosos capaces de soportar tratamiento mecánico: alimentos de soya, guijarros de fosfato, carbón de antracita, fibras de asbestos, cemento, etc.

.Sólidos incapaces de soportar tratamiento mecánico, debido a su tamaño, forma o fragilidad: ladrillos, formas de cerámica, etc.

Como puede observarse en la Guía de Selección (figura 6.14), casi siempre existen dos o más tipos de secadores que pueden manejar una condición dada de alimentación. Algunos secadores pueden, bajo ciertas condiciones manejar más de un tipo de alimentación.

Otro de los factores críticos para la elección de un secador es -

Fig. 6.14

Forma de operar	Tipo Genérico	Condiciones de alimentación tolerables (ver clave)			Tipo de Secador Específico	Enchasetado	Adecuado para materiales sensibles al calor	Adecuado para servicio al vacío	Tiempo de retención o ciclo	Método de transferencia de calor	Capacidad
		1	2	3							
Intermitente	Estacionario	[Barra sólida]			1. Anaquel 2. Gabinete 3. Compartimento	SI	SI	SI	6-48 hrs.	Radiación y Convección	Limitada
		[Barra sólida]			De intercambio	NO	SI	NO	6-48 hrs.	Convección	Limitada
		[Barra sólida]			1. Caldera 2. Caldera	SI	NO	SI	3-12 hrs.	Conducción	Limitada
		[Barra sólida]			Anaquele rotatorio	SI	SI	SI	4-48 hrs.	Conducción	Limitada
		[Barra sólida]			Rotación interna	SI	SI	SI	4-48 hrs.	Conducción	Limitada
Continua	Rotatorio	[Barra sólida]			Cono Doble	SI	SI	SI	3-12 hrs.	Conducción	Limitada
		[Barra con diagonal]			1. Tambor único 2. Tambor doble 3. Tambor gemelo	NO	SI	SI	Muy corto	Conducción	Medio
		[Barra sólida]			Rotatorio color directo	NO	NO	NO	Largo	Convección	alta (1.0 (b))
		[Barra sólida]			Rotatorio color indirecto	NO	NO	NO	Largo	Convección	media (0.7 (b))
		[Barra sólida]			Rotatorio va. por en tubos	NO	Depende del material	NO	Largo	Convección	alta (3.0 (b))
		[Barra sólida]			Rotatorio, color directo e indirecto	NO	NO	NO	Largo	Convección y Convección	alta (1.35 (b))
		[Barra sólida]			Panorama de Ventilación	NO	Depende del material	NO	Largo	Convección	alta
		[Barra sólida]			Túnel Banda, criba	NO	SI	NO	Largo	Convección	media
		[Barra sólida]			Anaquele rotatorio	SI	Depende del material	NO	Medio	Convección y Convección	media
		[Barra sólida]			Artesa	SI	Depende del material	SI	Variable	Convección	media
Partículas suspendidas	Transportador	[Barra con diagonal]			Vibratorio	SI	Depende del material	NO	Medio	Convección y Convección	media
		[Barra sólida]			Turbo	NO	Depende del material	NO	Medio	Convección	media
		[Barra sólida]			Rocio	NO	SI	NO	Corto	Convección	alta
		[Barra sólida]			Flash	NO	SI	NO	Corto	Convección	alta
[Barra sólida]			Lecho Fluidizado	NO	SI	NO	Corto	Convección	media		

[Barra sólida] Aplicable a las condiciones de la alimentación
 [Barra con diagonal] Aplicable en ciertos casos

Clave: 1. Soluciones, Soluciones Coloidales y Emulsiones, Suspensiones, Pastas y Lodos
 2. Polvos, Sólidos Granulares, Cristalinos o Fibrosos que soportan manejo mecánico
 3. Sólidos que soportan manejo mecánico

Notas: a) Capacidad expresada como lb H₂O/hr/ft² de área de transferencia de calor
 b) Capacidades comparativas de secadores rotatorios, Tomando como 1 la capacidad del secador rotatorio directo

la sensibilidad del producto ya que este criterio es determinante para seleccionar entre un secador atmosférico, o bien un secador al vacío para -- operar a temperaturas menores a las cuales el producto podría descomponerse.

En las operaciones continuas de secado, la sensibilidad del producto al calor representa un grave problema, ya que el tiempo de retención debe ser corto. Si el tiempo de retención es corto, puede emplearse un secador atmosférico para secar productos sensibles al calor, en lugar de tener que emplear un secador al vacío.

La naturaleza de la transferencia de calor puede influir también en la selección de un secador, por ejemplo, la convección presenta las siguientes desventajas: la eficiencia térmica es baja; hay una excesiva formación de polvo; el método es costoso para aplicaciones en las cuales haya que recuperar solventes.

La conducción presenta las ventajas de una mayor eficiencia térmica, hay poca producción de polvo y hay economía en la recuperación.

6.2.2 Especificaciones de los secadores.

Para poder especificar un secador deben tomarse en cuenta ciertas consideraciones importantes, como son: las condiciones generales y las características físicas del material, limitaciones específicas de la temperatura, el comportamiento del material, limitaciones de construcción y --- fuentes disponibles de calor, combustible y potencia. Una vez definidas -- las condiciones de operación, puede usarse la Guía de Selección (figura -- 6,14) para determinar el tipo de secador que debe tomarse en cuenta,

Debe hacerse hincapié en que para la selección de un secador, la variable más importante a considerar es el tipo de material que se va a se

car así como sus características. En esto difiere del criterio más importante en la selección de un mezclador, por ejemplo, ya que para seleccionar un mezclador el criterio más importante es el servicio a realizar.

Debido a que las características de la alimentación es el principal criterio en la selección de un secador, lo primero que debe llenarse al hacer la especificación de un secador (figura 6.15), es la sección correspondiente a la alimentación.

La capacidad, juega también un papel de cierta importancia en la selección de un secador, por ejemplo para decidir si se requiere un equipo continuo o intermitente.

Cuando se tratan productos inflamables, la temperatura debe mantenerse dentro de ciertos límites, por lo que se recomiendan secadores flash. Sin embargo, estos secadores que emplean altas velocidades del aire crean exceso de polvo, lo cual no deja de ser una desventaja. Lo anterior nos da una idea de que la selección de un secador puede ser bastante compleja, ya que un equipo puede ser ideal para algunas características de la alimentación (inflamabilidad) pero por otras razones (excesiva producción de polvo), no ser adecuado.

Todas estas consideraciones se pueden evaluar mejor con ayuda de las figuras 6.14 y 6.15.

Resumiendo, para seleccionar un secador, deben responderse las siguientes preguntas:

i) ¿Cuál es la naturaleza del proceso? ¿Es posible modificar las propiedades físicas de la alimentación?

ii) Considerando la cantidad de material a manejar por unidad de tiempo, ¿debe usarse un secador continuo o intermitente?

iii) Teniendo un conocimiento del producto, se debe seleccionar el-

FIG. 6.15 ESPECIFICACION (5)

APLICACION: Proporcionar y diseñar un equipo de secado para 15,000 lb/hr de heces de cerveza, como se describe a continuación.

RESPONSABILIDAD: El vendedor debe responsabilizarse por el diseño mecánico y garantizar el funcionamiento, así como de entregar un -- producto que cumpla con esta especificación.

(1) DATOS DE PROCESO -

I.- Servicio: intermitente _____ continuo _____
ciclo de operación: _____ hrs/día.

II.- Alimentación:

- (A) Material a secar: _____
 (B) Capacidad requerida: _____
 (C) Características de la alimentación:
 Suspensión () _____ % de sólidos.
 Solución () _____ concentración.
 Torta () Gránulos húmedos ()
 Superficie seca () lodo ()
 (D) Características físicas de los sólidos:
 Contenido total de la mezcla (%): _____
 Calor específico, Btu/lb.°F: _____
 Densidad: _____ lb/cu.ft.
 Rango de tamaño de partícula: _____
 (E) Líquido que se va a remover:
 Composición química: _____
 Punto de ebullición (1 atm.): _____
 Calor de vaporización, Btu/lb: _____
 Calor específico Btu/lb.°F: _____
 (F) El material alimentado es:
 Selladura () Abrasivo ()
 Corrosivo () Explosivo ()
 Tóxico () Otro ()
 (G) Fuente de alimentación:
 Filtro de vacío rotatorio _____ continuo prensa _____
 centrífuga continua _____ pila de almacenamiento _____
 centrífuga intermitente _____ bodega de almacenamiento _____
 otro (especificar) _____

III.- Producto:

- (A) Contenido final de la mezcla (%) _____
 (B) Densidad, Lb/cu.ft. _____
 (C) Características del material seco:
 Granular () Escamas ()
 Otro (especificar) _____
 Rango de partícula: _____

IV.- Limitaciones especiales de diseño:

- (A) Temperatura máxima: _____
 (B) Tipo de degradación que una temperatura excesiva puede inducir:
 color () cambio químico ()
 cambio físico (). Descripción: _____
 (C) Problemas de manejo de material:
 Estado húmedo (especificar): _____
 Producción de polvos por el producto seco: _____
 (D) Especificar si los productos de la combustión -
 contaminan el producto: _____
 (E) Disponibilidad de espacio: _____

V.- Servicios:

- (A) Presión del vapor disponible: _____ psig.
 cantidad: _____ costo: _____
 (B) Otro combustible (especificar): _____
 (C) Características eléctricas:
 volts: _____ a.c. ciclos: _____
 fases: _____ costo por Kwh: _____

(2) CUALQUIER OTRO DATO DISPONIBLE DE LABORATORIO, PLANTA PILOTO O PRODUCCION

(3) MATERIAL DE CONSTRUCCION

tipo de secador que sea capaz de manejar la alimentación húmeda y el producto seco satisfactoriamente.

iv) Una vez conocida la masa total de agua a evaporar por unidad de tiempo se puede estimar el tamaño del secador.

6.3 ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE SELECCION.

Como puede concluirse del inciso anterior, el criterio fundamental para seleccionar el tipo de secador idóneo para una determinada operación lo es la alimentación. Sin embargo, aún cuando la alimentación presente sus características bien definidas, se presenta el problema de que puedan usarse diferentes tipos de secador para un mismo tipo de alimentación.

En la Guía de Selección (figura 6.14) se observa que por ejemplo, para materiales granulados o sólidos cristalinos o fibrosos que soporten -- tratamiento mecánico, puede emplearse prácticamente cualquier tipo de secador.

O sea que no basta sólo el tipo de alimentación para seleccionar un secador, sino que además deben considerarse los factores que ya se mencionaron en el inciso anterior que son: capacidad, continuidad o discontinuidad del proceso, tiempos de retención, formación de polvo, costos de -- mantenimiento y operación, etc., entre otros.

Por ejemplo, los secadores intermitentes estacionarios presentan ciertas características que los hacen capaces de realizar operaciones semejantes; si se analizan los secadores de carcaza, de gabinete o de compartimientos y se comparan con los de carcaza rotatoria, de rotación interna o de cono doble podemos observar que sus características son idénticas: todos son enchaquetados, todos son recomendables para materiales sensibles -- al calor, todos pueden trabajar al vacío, su tiempo de retención es apro-

ximadamente el mismo (exceptuando los de doble cono), el método de transferencia de calor es el mismo y su capacidad es limitada. Estos secadores -- muy bien podrían emplearse en operaciones similares.

Otro caso es el de los secadores rotatorios con calentamiento directo, indirecto y calentamiento directo-indirecto, en los cuales no son encaquetados, no son aptos para materiales sensibles al calor, no funcionan con vacío, su tiempo de retención es largo y el método de transmisión de calor es básicamente la convección.

Son varios los casos en que se pueden encontrar varios tipos de secadores que sirvan para una misma operación, puede ser interesante analizar las condiciones de operación de cada proceso, así como los costos del equipo en sí, costos de operación y mantenimiento para producir los secadores que resulten más adaptables.

6.4 COSTOS DEL EQUIPO DE SECADO.

Los costos de los principales tipos de secadores se muestran en las figuras 3 y 4 del apéndice A.

6.5 IMPORTACIONES DEL EQUIPO DE SECADO.

Las importaciones de los principales secadores, se pueden observar en la Tabla 2 del apéndice B.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Badger, W. L., Banchemo, J. T., Introducción a la Ingeniería Química, 1a. Edición, p. 484, Ediciones Castilla, S. A., Madrid, 1964.
- (2) Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump C. W., Maus L., Andersen, L.B., --- "Principios de Operaciones Unitarias". 4a. edición, p. 409, Compañía Continental, S. A., México, 1970.
- (3) Mac Cabe, W. L., Smith, J. C., "Operaciones básicas de Ingeniería -- Química", 1a. edición en español, p. 433. Editorial Reverté, S. A.,- Barcelona, 1968.
- (4) Perry, J. H. "Manual del Ingeniero Químico", 1a. reimpresión en español, p.p. 1239-1381, Editorial UTEHA, México, 1974.
- (5) Parker, N.H., Chemical Engineering, Vol. 70 (13), p. 115, (1963).

7. SISTEMAS DE SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO.

En la práctica se presentan muchos problemas de separación y el ingeniero debe elegir el método más conveniente en cada caso.

Los procedimientos para separar los componentes de las mezclas son de dos clases:

a).- El primero incluye métodos, llamados operaciones de difusión, que implican cambios de fase o de transferencia de materia de una fase a otra.

b).- La segunda clase comprende métodos, llamados separaciones mecánicas, que son útiles para separar dos o más fases previamente formadas.

La separación mecánica se puede aplicar a mezclas heterogéneas, pero no a soluciones homogéneas. Las técnicas se basan en aprovechar las diferencias físicas entre las partículas, como el tamaño, la forma, o la densidad. Se emplean para separar líquidos de líquidos, sólidos de gases, líquidos de gases, sólidos de sólidos y sólidos de líquidos.

Un sistema de separación sólido líquido puede consistir de una o más de éstas etapas:

1).- Tratamiento previo para incrementar el tamaño de la partícula.

2).- Concentración de sólidos en espesadores y clarificadores.

3).- Separación de sólidos en filtros y centrífugas.

4).- Tratamiento posterior para remover solubles y reducir el contenido de humedad.

La fig. 7.1 muestra la relación entre éstos pasos, e indica las pruebas que a nivel de escala de laboratorio o planta piloto deben llevar-

se a cabo con cada operación.

Los sistemas de separación sólido- líquido caen dentro de dos -- clasificaciones: Aquéllas que involucran clarificación y aquellas en las -- que hay formación de torta y separación. La clarificación involucra peque-- ñas cantidades de sólidos que frecuentemente son coloidales por lo que se-- dificulta la filtración. Para ésta se emplean usualmente filtros granula-- res de lecho profundo, cartuchos, clarificadores de tambor con capa previa, centrífugas e hidrociclones.

En la actualidad, la filosofía del diseño, control y modifica--- ción de los sistemas de separación sólido - líquido está gobernada por los siguientes factores:

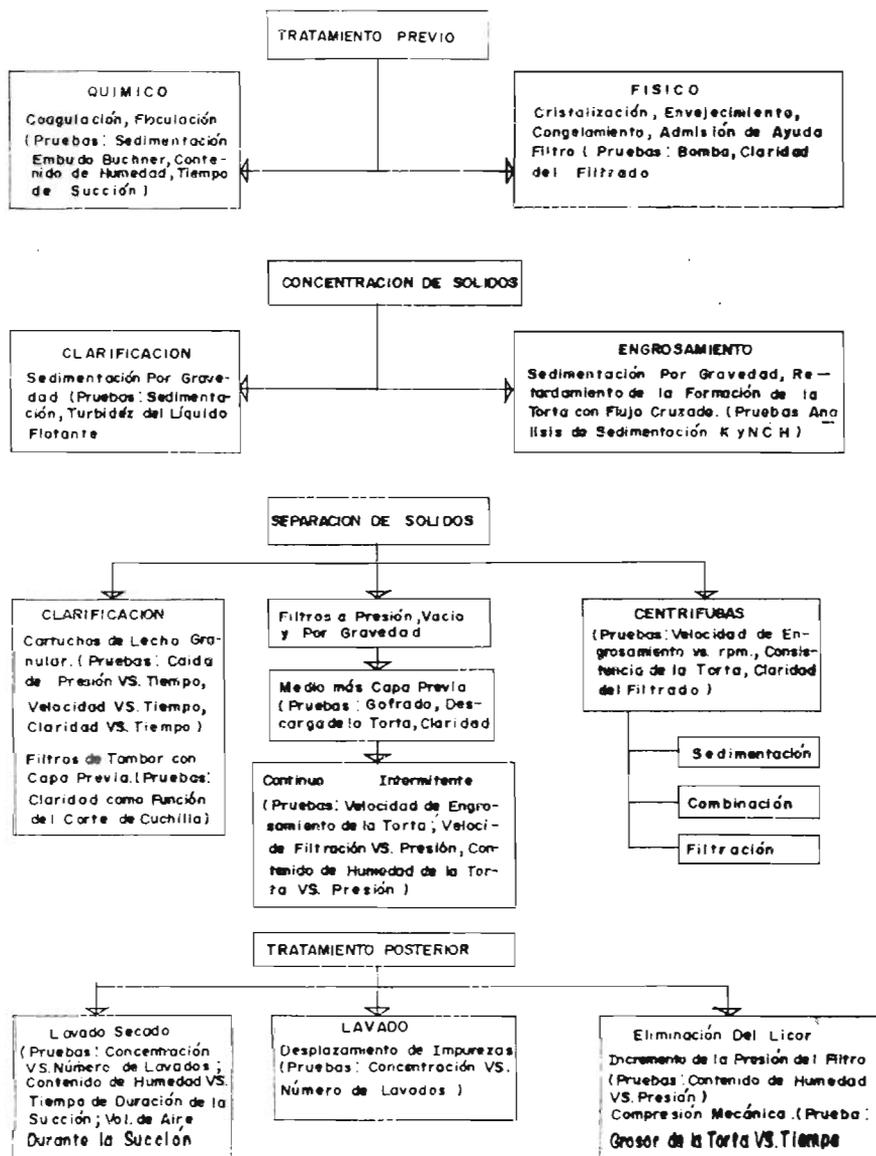
1.- Muchas combinaciones de equipo son capaces de hacer un trabajo dado. El número de alternativas satisfactorias de seleccionar floculantes, ayudas de filtro, fiitros y centrífugas es tan grande que es prácticamente imposible pretender escoger la solución óptima.

2.- La teoría prácticamente no se usa. La complejidad de los fe-- nómenos de separación sólido - líquido hace que frecuentemente el análisis matemático resulte inadecuado. Por consiguiente las pruebas y las experiencias juegan un papel predominante en el diseño.

3.- Las suspensiones son fácilmente alterables, debido a que los sistemas partícula - líquido cambian con el tiempo y el tratamiento. Los - parámetros, como la velocidad de asentamiento, la permeabilidad y la poro-- sidad, no son propiedades termodinámicas; sino que dependen de la historia de la suspensión. Consecuentemente es importante el control de la opera--- ción.

4.- En general, el conocimiento y la experiencia se concentra en

Fig. 7.1 Pasos y Métodos de Separación Sólido-Líquido



manos de los fabricantes y no de los usuarios de sistemas de separación sólido-líquido. La mayoría de los proveedores manejan una lista muy estrecha de equipo, por lo que se hace necesario consultar diferentes fuentes para floculantes, coagulantes, extendedores, ayudas de filtro, medios, cartuchos, filtros continuos, filtros intermitentes, centrífugas, etc.

El mercado tiende a ser dominado por un gran número de pequeñas-firmas independientes. Para buscar recomendaciones los usuarios de equipo de separación sólido-líquido proporcionan a los vendedores muestras de la suspensión. Esto es peligroso por los posibles cambios en las suspensiones debido a la acción del tiempo y porque dicha práctica no desarrolla expertos en el uso del equipo.

5.- Para el escalamiento, algunas pruebas (tales como la velocidad de sedimentación para la evaluación de floculantes, diseño de espesadores, la presión de la bomba o experimentos al vacío para determinar la velocidad con que crece el espesor de la torta) son fáciles de efectuar a escala de laboratorio.

Por el contrario, solo pueden ser obtenidos criterios aproximados para el diseño de centrífugas en estudios a pequeña escala. Para éstas es necesario usar una planta piloto o una planta a escala normal para el diseño final.

Las especificaciones del filtrado y de los sólidos que abandonan el sistema son esenciales para las pruebas y el diseño. Tres puntos principales necesitan considerarse para el producto final:

- 1.- Claridad del filtrado.
- 2.- El contenido de licor de la torta.
- 3.- Material soluble en la torta.

El contenido final de licor (o porosidad promedio) de la torta hú

meda está directamente relacionado al proceso posterior, que sería el lavado o el secado (todo depende de lo que sea más importante; los sólidos o el licor). En general, es mejor remover líquidos por medios mecánicos en lugar de térmicos.

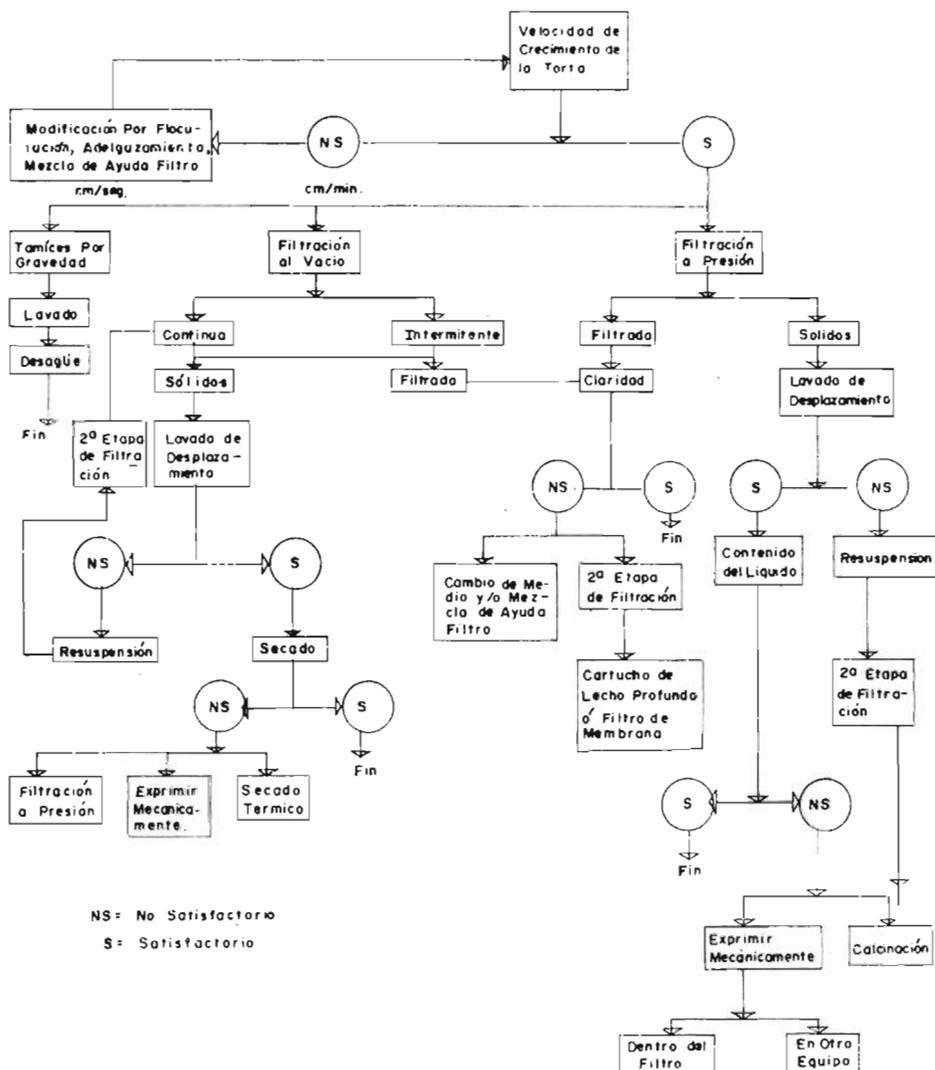
La velocidad de crecimiento del espesor de la torta es quizá la guía más importante en la selección del equipo. Esta velocidad de crecimiento determina cual equipo es el indicado, ya sean filtros de presión, filtros de vacío, filtros de gravedad o centrífugas. La selección inicial de equipo se muestra en la tabla 7.1. Para tomar una decisión basándose en el comportamiento de la torta puede seguirse el patrón de la fig. 7.2. Las preguntas que necesariamente deben hacerse en cada etapa se relacionan con: velocidad de crecimiento de la torta, claridad del filtrado, lavado de la torta y contenido de humedad final de la torta.

TABLA 7.1

SELECCION DE EQUIPO PARA LA SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO CONFORME AL ENGROSAMIENTO DE TORTA. FUENTE (1)

Tipo de Separación	Velocidad de Engrosamiento de la torta	Equipo usado
Filtrado rápido	cm/seg.	Colector de gravedad, tamises, filtro de banda horizontal, filtro de tambor alimentado por arriba; filtro centrífugo.
Filtrado intermedio	0.05 - 5 cm/seg	Filtro de tambor de vacío, filtro de discos, filtro de banda horizontal, filtros colectores, centrífugas sedimentadoras.
Filtrado lento	cm/h	Filtros a presión, centrífugas tubulares y de discos.
Clarificación	Torta despreciable	Cartuchos, lechos granulares, filtro de tambor con capa previa, mezcla de ayuda de filtro.

Fig. 7.2 Modelo de Decisión Que Indico los Pasos a Seguir en la Solución De Un Problema de Separación Sólido Líquido



Partiendo de los resultados del capítulo anterior sólo nos ocuparemos de la separación sólido-líquido y, dentro de ello, sólo analizaremos los equipos de filtrado y centrifugación, debido a que de las 63 separaciones sólido-líquido que resultaron la gran mayoría se referían a equipos de filtración y centrifugación.

7.1 FILTRACION

La filtración es la separación de partículas sólidas contenidas en un fluido pasándolo a través de un medio filtrante sobre el que se depositan los sólidos. La finalidad de la filtración en la industria es la separación del líquido de los sólidos suspendidos en él. Tanto aquél como éstos, pueden ser productos valiosos.

7.1.1 Tipos de filtros, sus características y modelos.

En algunos casos la separación de las fases debe ser prácticamente completa; en otros, sólo se desea una separación parcial; por consiguiente, se han desarrollado numerosos filtros para resolver los diferentes problemas.

Los filtros industriales se dividen en cinco grupos:

- 1.- Filtros por gravedad.
- 2.- Filtros intermitentes a presión.
- 3.- Filtros continuos a presión.
- 4.- Filtros intermitentes a vacío.
- 5.- Filtros continuos a vacío.

1.- FILTROS POR GRAVEDAD,

Nutsche Intermitente,

Estos filtros son muy simples; consisten solamente de un tanque que tiene fondo doble para el desagüe y soporte del medio filtrante. Estos pueden operar por gravedad, vacío o presión y se emplean con mayor frecuencia para la producción de razones bajas de materiales de filtrado libre. Son baratos y pueden ser fabricados de cualquier material.

El removido de la torta seca es normalmente laborioso. Algunas veces estos filtros son muy voluminosos y pueden estar inclinados para remover la torta. También se pueden equipar con agitador para homogeneizar la torta.

2.- FILTROS INTERMITENTES A PRESION.

Los tipos más comunes de filtros intermitentes a presión son:

Filtros prensa.

Filtros de hojas de carcasa

Filtros de cartucho.

2.A.- Filtros Prensa.

Un filtro prensa contiene una serie de placas diseñadas para formar una serie de cámaras o compartimentos, en los cuales pueden recogerse los sólidos. Las placas están recubiertas con un medio filtrante, como una lona. La suspensión entra a presión en cada compartimento; el líquido pasa a través de la lona y sale por un tubo de descarga, dejando detrás una pasta húmeda de sólidos.

Las placas de un filtro prensa pueden ser cuadradas o circulares, verticales y horizontales.

En un filtro prensa la suspensión se introduce en un rango de presión de 3 - 10 kg/cm².

Ventajas: sencilla construcción, bajo costo, simplicidad de fun-

cionamientos y bajo contenido de humedad. Ocupan menos espacio por unidad de área comparados con otros tipos de filtros. A presiones altas se pueden obtener la filtración rápida y económica de líquidos viscosos o sólidos finos. Cuando se trata de filtrados ácidos, las placas y los cuadros se hacen de madera, acero inoxidable, acero recubierto de caucho, vulcanizado y productos semejantes.

Desventajas: Los costos de operación para la descarga y limpieza son relativamente altos. El consumo de tela filtrante es elevado, debido a que se estropea fácilmente en las juntas al abrir y cerrar la prensa. El lavado es imperfecto y el porcentaje de tiempo ocioso en el ciclo es elevado, debido al tiempo necesario para abrir y cerrar la prensa. El sellado es un problema serio con líquidos tóxicos y volátiles.

Actualmente se le han hecho algunas mejoras a éstos filtros como es la descarga automática.

MODELOS DE FILTRO PRENSA

Filtro prensa Shriver

Es un filtro de placas y cuadros verticales que proporciona tortas secas. La suspensión entra a presión en el medio o tela filtrante y la descarga es manual, Fig. 7.3.

Prensa Merrill

Es un filtro de placas y cuadros con dispositivo hidráulico automático que permite descargar la torta sin abrir la prensa, ésto se hace mediante chorros de agua a presión.

Prensa Merrill de precipitación.

Son prensas de sección rectangular con una serie de sacos o costales cilíndricos de tela. La descarga se lleva a cabo soplando los sa--sacos con aire comprimido.

En la tabla 7.2 se muestra el área aproximada, la capacidad de torta y la presión de operación máxima para varios tamaños de placas.

2.8.- FILTROS DE HOJAS Y CARCASA.

La hoja filtrante es una placa hueca, la cual se encuentra permanentemente cubierta con el medio filtrante. La suspensión que va a ser filtrada, llena el espacio comprendido alrededor de la hoja y, por medio de presión, es forzada a fluir a través de la hoja. La torta se deposita sobre la parte externa de la hoja y el filtrado pasa hacia el interior y de ahí al sistema de descarga del filtrado. Cuando se deposita una torta del espesor deseado sobre las hojas, el filtro se abre y las hojas se renuevan para limpieza o bien se limpian sin quitarlas de su lugar, manualmente o enjuagando los sólidos.

Se emplean cuando se desea filtrar a presiones superiores a las que no es posible filtrar en filtros prensa de placas y cuadros, cuando se desea economizar mano de obra, realizar un lavado más efectivo de la torta, o llevar a cabo una filtración que emplee coadyuvantes.

Los filtros de hojas generalmente son altamente mecanizados, de tal manera que un solo operador puede manejar la torta descargándola ya sea mojada o seca.

Las hojas verticales son más usuales, aunque las hojas horizontales son más prácticas para aquellas tortas difíciles de guardar entre las hojas.

Los filtros de hojas verticales tienen la misma aplicación que los filtros prensa. Usualmente se fabrican de acero fundido y son más caros por pie cuadrado de área que los hechos de hierro colado o madera comprimida. Si se requieren materiales especiales de construcción el filtro de ho-

TABLA 7.2

AREA Y CAPACIDAD DE TORTA PARA VARIOS TAMAÑOS DE PLACA. FUENTE (6)

Tamaño de Plato cm.	Area efectiva de Trabajo, M. cuadrados		Capacidad de torta por centímetros de espesor, M. cúbicos		Presión de Operación máxima para tamaños-standard ATM.	
	Metal	Madera	Metal	Madera	Metal	Madera
18	0.05		6.4×10^{-4}		13.6	
30	0.17	0.09	19.5×10^{-4}	11×10^{-4}	10.2	6.8
46	0.39	0.23	44.5×10^{-4}	28×10^{-4}	10.2	6.8
61	0.70	0.48	80.6×10^{-4}	56×10^{-4}	6.8	6.8
66	0.80		91.7×10^{-4}		6.8	
76	1.06	0.73	122×10^{-4}	83×10^{-4}	6.8	5
81	1.21	0.83	139×10^{-4}	94×10^{-4}	6.8	5
91	1.56	1.05	180×10^{-4}	119×10^{-4}	6.8	4.4
110	2.22	1.51	258×10^{-4}	175×10^{-4}	6.8	4.4
122	2.80	1.97	322×10^{-4}	222×10^{-4}	6.8	3.75
142		2.84		328×10^{-4}		3.4
162	4.90		567×10^{-4}		6.8	

jas normalmente no es más caro que el filtro prensa. Pueden ser construidos de la mayoría de los metales y de acero recubierto de caucho. La capacidad es más alta y algunas veces el costo inicial es más alto.

Los filtros de hojas normalmente son construidos para operar a temperaturas bajas y para presiones no mayores de 5 atm. Cuando se emplean presiones más elevadas se obtiene una resistencia mayor empleando planchas de acero más gruesas para el recipiente y haciendo la tapa de éste de acero fundido; funcionan con presiones de hasta 17 atm, y se adaptan a temperaturas altas o inferiores a 0°C debido a la facilidad con que pueden aislarse.

Los filtros de hojas se pueden enchaquetar con mayor facilidad que los filtros prensa, lo cual es especialmente útil cuando se manejan materiales peligrosos. El costo de mantenimiento es bajo.

MODELOS DE FILTROS DE HOJAS Y CARCASA

Filtro Kelly, Fig. 7.4

Filtro Sweetland, Fig. 7.5

Filtro Vallez.

Filtro Burt, Fig. 7.6

Las características más importantes de estos filtros se dan en la tabla 7.3.

2.C.- FILTRO DE CARTUCHO.

Se emplea principalmente para separar pequeñas cantidades de sólidos de un fluido. El cartucho filtrante es una serie de discos metálicos delgados de 8 a 25 cm. de diámetro. Colocados verticalmente y dejando espacios muy estrechos y uniformes entre ellos, Los discos se disponen sobre un eje vertical hueco y se introducen en un recipiente cilíndrico cerrado. El líquido entra en el recipiente a presión, fluye por entre los discos has

TABLA 7.3

MODELOS DE FILTROS Y SUS CARACTERÍSTICAS MAS IMPORTANTES

FUNCION PUNTA SECA	LOGO	CLARIFI- CACION	MODELO	FORMA GENERAL	FORMA DE DESCARGAR	FUERZA TRANSMITIDA			TIPO DE MEDIO			USOS
						GRAVEDAD	VACIO	PRESION	TELA TEXTIL	TELA META- LICA	OTROS	
				FILTROS PRENSA								
X			Prensa Shirver	Placas y cuadros verticales	Manual			X	X			Lodos, pigmentos, tñ- tes, arcillas de car- bon, Químicos varios.
	X		Prensa Merrill	Placas y cuadros verticales	Automática con chorros de agua			X	X			
X			Prensa Merrill de precipita- ción	Sección rectángu- lar de sacos	Automática con chorros de aire comprimado			X	X			
				FILTROS DE HOJAS Y CARCASA								
X	X		Filtro Kelly	Horizontal de ho- jas	Manual o automática			X	X	X		Lodos, ardoar de resm lacha, refinación del petrolio, desparafinado aceites lubricantes, refinación de azúcar de caña, refinarias electrolíticas, agua, químicos, bebidas, re- sinas, pigmentos, ja- bones, farmacéuticos, arcilla y zinc. Muestras químicas in- dustriales.
X	X		Filtro Sweetland	Horizontal de ho- jas	Manual o automática con chorros de agua o corriente de aire			X	X	X		
X			Filtro Valler	Circulares Verti- cales.	Manual o automática con chorros de agua o corriente de aire			X	X	X		
		X	Filtro Durt	Horizontal de dis- cos anulares.	Idráulica o con co- rriente de aire			X	X			
			Filtros de car- tucho	Cilindro Rotacio- nario	Gravedad y chorros de agua			X	X			
				Cilindro Vertical con discos	Manual			X				
				FILTROS INTERMITENTES A VACIO								
X			Filtro Moore	Gastidor rectan- gular	Gravedad y aire a presión			X	X		Filtro ayuda	Lodos
			Filtro Butters	Hojas rectángu- lares en un tan- que.	Gravedad, aire a presión y chorros de agua.			X	X		Filtro ayuda	Lodos
				FILTROS CONTINUOS A VACIO								
X		X	Filtro Oliver	Tambor rotatio- rio de varios compartimientos	Rascadores, Rodillos aire y chorros de agua.			X	X	X	Filtro	Lodo de aguas, quími- cos varios, catalisis, polvo de celulosa, lodo de caña, arcilla, polvo de horno eléctrico, re- siduo de zinc, carbon- nato de calcio, almidón, gluten, antibiófi- cos, jugos, petróleo, fibras, molinos de pa- pel, salmueras y mate- riales cristalinos, concentrados metalúrgi- cos.
X		X	Filtro Oliver con capa pre- via.	Tambor rotatio- rio	Rascadores			X	X	X	Filtro	
X		X	Filtro Feinc	Tambor rotatio- rio	cuerdas sin fin			X	X	X	Filtro	
X			Filtro Durco	Tambor Rotatorio	Gravedad y Aire a presión.			X	X	X	Filtro	
X			Alimentado por arriba	Tambor Rotatorio	Gravedad y aire a presión			X	X		Filtro	
X			Filtro Mild Young	Tambor rotatio- rio.	Aire a presión			X	X		Filtro	
X			Nopper Dewate- rea	Tambor rotatio- rio varios con partimentos.	Eliminación de va- cío y gravedad			X	X		Filtro	
			Filtro America- no.	Rotatorio de Dis- cos	Rodillos Cónicos			X	X		Filtro	Suspensiones metalúrgi- cas, carbón, cemento, recuperación de fibras lodo de papel, sólidos de escatado rápido (arena, carbón, sal, pe- sol, fibras de palma, ácido fosfórico, sólidos de cuarzo, fibras.
X	X		Filtro oliver horizontal	circulo horizon- tal de varios secciones	Chorros de agua o co- rriente de aire			X	X		Filtro	
X	X		Filtro Burgi	Correa horizon- tal	Gravedad, rascador Chorros de agua			X	X		Filtro	

ta una abertura del recipiente. Los sólidos son retenidos entre los discos y permanecen en el filtro, debiendo ser descargados periódicamente.

3.- FILTROS CONTINUOS A PRESION.

Muchas veces la filtración continua a vacío no es posible o no resulta económica, como ocurre cuando los sólidos son muy finos y filtran muy lentamente, el líquido tiene una presión de vapor alta, una viscosidad mayor de 100 cp., o es una solución que cristaliza si se le enfría. Con suspensiones que filtran lentamente, la diferencia de presión a través del medio filtrante debe ser mayor que la que puede obtenerse en un filtro de vacío; con líquidos que se vaporizan o cristalizan a presión reducida, la presión a la salida del medio filtrante no puede ser menor que la atmosférica. Es por esto que los filtros continuos de tambor giratorio están adaptados para operar bajo presiones positivas hasta 3 Kg/cm^2 ; sin embargo, los problemas mecánicos de la descarga de sólidos, su costo y complejidad, así como su pequeño tamaño (alrededor de 15 m^2 para tambor y 40 m^2 para discos) limitan su aplicación a problemas especiales. Los costos de mantenimiento son más altos que para filtros de vacío. En este caso hay que considerar otros medios de separación, tales como filtros continuos centrifugos.

4.- FILTROS INTERMITENTES DE VACIO.

El tipo intermitente consiste, por lo general, de una serie de bastidores u hojas sobre las que se tiende el medio filtrante, con canales para la evacuación del líquido.

Varias hojas están conectadas a una misma cámara colectora que está, a su vez, unida a una tubería de vacío por medio de una manguera flexible.

Sumergiendo por completo las hojas en un tanque del material por filtrar y aplicando vacío, se forma la torta. Tan pronto como se forma torta suficiente, se sacan las hojas fuera del tanque y, mientras persiste todavía en ellas el vacío, se transportan a un tanque que contiene agua de lavado o bien al punto de la descarga. Esta se efectúa cortando el vacío o inflando las hojas con aire comprimido.

MODELOS DE FILTRO INTERMITENTE DE VACIO

Filtro Moore Fig. 7.7

Filtro Butters

Las características más importantes de estos filtros se dan en la tabla-3.

3.- FILTROS CONTINUOS DE VACIO

5.A.- Filtros de tambor rotatorio

5.B.- Filtro de disco rotatorio

5.C.- Filtros horizontales contínuos

En todos los filtros contínuos de vacío se aspira el líquido a través de un medio filtrante móvil, depositándose una torta de sólidos; ésta se saca de la zona de filtración, se lava, se seca por aspiración y se descarga del medio filtrante, el cual entra nuevamente en la suspensión para tomar otra carga de sólidos, cerrando el ciclo. En todo momento una parte del medio filtrante se encuentra en la zona de filtración, otra en la zona de lavado y otra en la zona de descarga de sólidos, así que tanto la descarga de sólidos como de líquidos son contínuos.

5.A.- Filtros de tambor rotatorio.

El tipo de tambor es un cilindro cuya periferia forma la superficie filtrante; esta superficie puede ser externa o interna y se divide en compartimentos. Cada compartimento está independientemente conectado a -

una válvula de control automático que regula el período de vacío para formar la torta y el de aplicación de aire comprimido para descargarla.

Los filtros de tambor rotatorio, pueden ser de compartimento múltiple o de compartimento único. Debido a que el filtro rotatorio de compartimento múltiple es el más común de los filtros continuos, su variación en rasgos y diseños es la más grande. Se construye en un gran rango de tamaños; de áreas de 0,5 metros cuadrados (50 cm de diámetro x 30 de lado) a 100 metros cuadrados (4m x 8m).

Pueden ser fabricados de madera, casi cualquier metal, metales recubiertos de caucho y algunos plásticos. El diámetro de 4 metros es una limitación impuesta por los embarques de ferrocarril.

Como antes se mencionó, su variación en rasgos y diseños es muy amplia. Para hacer notar esa situación se ha incluido la tabla 7.4 en la cual los tipos de filtros de tambores rotatorios están dados para hacer notar la característica más importante que los distingue; en la misma tabla se incluyen ventajas, desventajas y aplicaciones típicas de los mismos.

En cuanto a las ventajas de los filtros de tambor rotatorio con compartimento único podemos mencionar; su capacidad elevada por unidad de área (puede descargar la torta a velocidades de 30 rpm), superior capacidad para el lavado de la torta y caída de presión interna baja. (La caída de presión a través del filtro es menor que para tambores de filtrado convencional, porque la tubería interna no está presente, lo cual también contribuye a, lograr capacidades altas cuando los flujos son altos).

Los filtros de tambor con compartimento único han sido construidos de casi todos los materiales, excepto madera, y se emplean en diámetros de 0,33 m a 2m; longitudes de 10 cm a 2,7 m y áreas de filtrado de 0,1 a 14,7 metros cuadrados.

TABLA 7.4

FORMAS VARIANTES DE LOS FILTROS DE VACIO ROTATORIO. FUENTE (4)

TIPOS	VENTAJAS	DESVENTAJAS Y LIMITACIONES	APLICACIONES TÍPICAS
Descarga de Cinta	Descarga tortas delgadas si no están demasiado pegajosas; conviene para sólidos de filtrado lento	No siempre pueden descargarse tortas pegajosas; Mantenimiento de la banda; Limitado a tortas relativamente delgadas; medio de descarga delicado y consumo de tiempo.	Gluten, almidón, antibióticos.
Alimentado por arriba	Capacidad alta para manejo de cristales y sólidos gruesos; diseñado para secado con aire caliente.	Capacidad limitada de lavado; finos (especialmente bajo 5 μ m) debe ser minimal.	Sal, concentrados de hierro, carbón de hueso, sulfato de sodio.
Vacío con capa previa.	Clarificación alta para la dificultad de filtrar sólidos finos o gelatinosos a concentraciones bajas.	Costos de los materiales de recubrimiento; ciclos relativamente cortos (12-48).	Jugos, vinos, antibióticos, aceite lubricante, aceite de agua sucia.
Rodillo o espiral móvil.	Medio de vida larga; rodillos o espirales inoxidables, filtro de medio de lavado continuo.	Corriente alta en sólidos; retención pobre de finos.	Lodos de agua, lodos de molinos de papel.
Banda Móvil	Medio de filtrado rugoso para lavado continuo, tortas descargables más delgadas.	Clarificación irregular debido a ranuras en bordes y uniones de junta, ciclo efectivo más corto, costo más alto, mantenimiento mayor.	Lodos, sólidos orgánicos e inorgánicos.
Alimentación Interna	Alta capacidad para sólidos de asentado rápido; sin tanque de suspensión, construcción y operación simplificada.	Longitudes limitadas (Diámetros no excedidos); no se acostumbra para lavado.	Concentrados de hierro Metalúrgicos varios.
Tambor cerrado	Permite manejar suspensiones con solventes volátiles y químicos peligrosos en atmósferas de gas inerte o activa.	Costo elevado, auxiliares extensos y operación compleja.	Desparafinado de petróleo polímeros, insecticidas, materiales radioactivos.

Otros filtros de tambor rotatorio han sido ocasionalmente usados para mejorar la capacidad de los filtros de tambor convencional en el manejo de suspensiones de filtrado rápido,

Están arregladas de tal manera que la gravedad ayuda a mantenerla torta en el tambor, eliminando la necesidad de bombas grandes de vacfo.

MODELOS DE FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO.

Filtro Oliver.

En un filtro de tambor rotatorio horizontal compuesto de varios-compartimentos. Para descargar la torta de la superficie del tambor pueden emplear rascadores colocados en posición vertical y aire a baja presión o rodillos; puede también emplearse vacfo aplicado exteriormente y, o a forma, es por medio de chorros de aire o de aguas de baja presión por debajo de la hoja. Puede usarse una gran variedad de medios ya sea de materiales textiles, telas metálicas textiles, telas metálicas y planchas metálicas finamente perforadas. Se utiliza ampliamente. Fig. 7.8.

Filtro Oliver contfnuo con capa previa.

Este modelo puede emplearse para filtraciones o clarificaciones de soluciones con sustancias pastosas, gomosas o coloidales, o en soluciones con pequeñas cantidades de sólidos en suspensión, o cuando una torta delgada es prácticamente impenetrable. También es útil cuando la torta formada en una cantidad razonable de tiempo es demasiado delgada para ser descargada de otros filtros contfnuos. Fig. 7.9.

El filtro está limitado a manejar materiales de baja viscosidad. Desde luego, los sólidos quedan contaminados con el material de recubrimiento.

Los materiales de construcción pueden ser; aleaciones y acero forrado de hule. Los filtros de vacfo con recubrimiento vienen en el mismo-

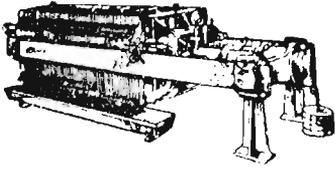


Fig. 7.3

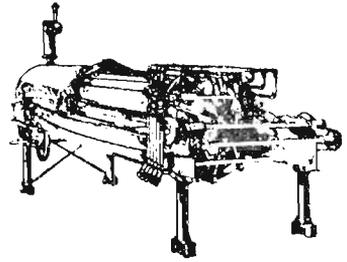


Fig. 7.4



Fig. 7.5

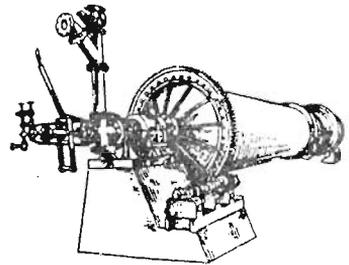


Fig. 7.6

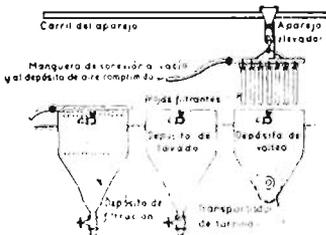


Fig. 7.7



Fig. 7.8

rango de tamaños que las unidades convencionales de tambor.

Filtro Feinc

Como los anteriores es del tipo continuo, con tambor rotatorio y de vacío, semejante al Oliver descrito anteriormente pero difiere de éste en que la descarga de la torta se efectúa por un sistema de cuerdas sin fin que pasan alrededor del tambor y sobre un rodillo para levantar la torta y desprenderla.

Filtro Darrco

El filtro Darrco es un filtro de vacío de tambor rotatorio horizontal, con compartimento múltiple, en el que el medio filtrante se coloca en la superficie interior del tambor. El mecanismo de gravedad de descarga emplea aire a presión y la ayuda de la fuerza de gravedad para descargar la torta sobre un transportador de correa cóncava.

En algunos casos se saca la torta por medio de un transportador en espiral puesto en una artesa. La tela filtrante puede ser de algodón o metálica. Fig. 7.10.

Debido a su simplicidad de diseño y construcción es barato, además tiene un bajo costo de mantenimiento. Puede ser construido de la mayoría de los materiales ordinarios. Es fabricado en diámetros de 1.2 a 4.3 m longitudes de 0.5 a 5.5 m y áreas desde 1.65 hasta 72m cuadrados. Su mayor aplicación ha sido en asentado rápido, suspensiones de filtrado rápido que forman tortas fácilmente descargables.

Filtro de Doble Tambor.

Este modelo tiene dos tambores rotatorios horizontales con ejes paralelos y superficies tangentes y se asemeja a dos filtros alimentados por arriba.

Filtro de Tambor alimentado por arriba.

Es un filtro de tambor horizontal giratorio de compartimento múltiple, modificación del filtro Oliver Robinson o filtro de tambor estándar, en el que no se tiene un tanque de asentamiento para la suspensión. En su lugar, la suspensión se alimenta a un distribuidor de caja colocado arriba del filtro.

La mayoría de estas unidades son operadas con una combinación de filtro y secador. Para ello se emplea aire caliente y vapor directo o gases de combustión, con la cual pueden producirse cristales completamente secos. Se emplea para tratar materiales de asentado rápido que no puedan ser tratados en filtros de tambor convencional. Fig. 7.11.

El costo de mantenimiento es bajo, comparable al de un filtro de tambor convencional. Los materiales de construcción son: hierro fundido o acero, bronce fundido y acero inoxidable o monel. Se fabrican en diámetro de 1 a 2 m. longitudes de 0.30 a 2.4 m y áreas de 1 a 11 m cuadrados.

Filtro Bird - Young.

El filtro Bird-Young es un filtro de tambor horizontal en el cual todo el interior del tambor es sometido a vacío, la descarga de la torta se consigue por una contracorriente de aire pulsante, sin la ayuda de rasca-dores ni cuerdas. La finalidad de este filtro es la manipulación de lodos de filtrado lento, debido a su capacidad para funcionar con tortas muy delgadas. Para esta operación son muy convenientes las cubiertas filtrantes de fibras sintéticas con tejidos lisos y cerrados.

Filtro Hopper Newater.

Es un filtro de tambor rotatorio y fue desarrollado para sólidos de drenado y asentamiento rápido que no puedan ser tratados en filtros de tambor convencional.

Es relativamente barato debido a la simplicidad de su diseño y construcción. Se encuentra en diámetros de 1 a 3.5 metros, longitudes de 0.30 a 3 m y áreas de 1 a 30 m cuadrados.

Este filtro generalmente se limita a drenaje sencillo (con la asistencia de un vacío bajo) cuando la humedad de la torta no es importante. El área efectiva está limitada al 50% de la superficie total.

5.B.- Filtro de discos rotatorio.

Este filtro es continuo, rotatorio y a vacío, compuesto básicamente de varios discos filtrantes montados a intervalos regulares alrededor de un eje hueco. Para descargar la torta, en la parte superior del tanque se encuentran montados rascadores o rodillos cónicos de descarga para cada disco. En algunos casos, la descarga se efectúa por medio de chorros finos de agua a presión o chorros suaves de aire.

Es relativamente barato por metro cuadrado de área de filtrado, comparado con los filtros de tambor. Requiere menos espacio por metro cuadrado. Una sección puede ser rápida y fácilmente reemplazada por un repuesto si la tela falla.

Una limitación del disco convencional es que la agitación no se lleva a cabo en el tanque de filtrado; éste puede producir una torta irregular y alta en humedad, lo cual baja la capacidad, acorta la vida de la tela y causa descarga deficiente. Sin embargo, los filtros de disco son útiles con un agitador del tipo de paletas montado en un tanque de fondo V, un arreglo que elimina tales dificultades.

Estos filtros se hacen generalmente de madera, acero y bronce pero pueden ser construídos de la mayoría de los otros materiales, incluyendo acero inoxidable y hule. Su construcción típica y mantenimiento son se-

mejantes a la de los filtros de tambor. Se emplean en diámetros de 1 a 4 m; hasta con 16 discos y con áreas hasta de 220m cuadrados.

Modelos

Filtro Americano, Fig. 7.12

5.C.- FILTROS HORIZONTALES CONTINUOS.

Estos filtros se emplean en dos tipos básicos. Aquéllos cuya área de filtración se mueve en un círculo horizontal y aquéllos cuya superficie de filtración viaja entre dos rodillos.

Tipos de Filtros Horizontales Continuos.

a).- Filtro horizontal rotatorio con descarga de rodillo .

Es un filtro continuo de vacío cuya superficie gira en un plano horizontal. Esta superficie está dividida en varios segmentos, cada uno de los cuales está conectado a la válvula automática central. Después de formada, lavada y secada la torta, ésta se separa con un descargador de rodillo .

El filtro con descarga de rodillo es más caro por unidad de área que cualquiera de las unidades convencionales de tambor. Por ello, debe ser justificado su empleo en base de sus ventajas sobre otros tipos de filtros.

Este filtro está limitado a suspensiones que pueden formar por lo menos 2 cm de torta en un período razonable de tiempo (alrededor de 30 a 60 seg). Este espesor es necesario para tener una descarga de rodillo eficiente. Puede ser construido de metales cubiertos de hule.

Su mantenimiento es tal vez un poco más difícil que el de filtros de tambor convencional debido a la inaccesibilidad de la válvula del filtro.

Modelos

Filtro Oliver Horizontal, Fig. 7.13

b).- Filtro horizontal rotatorio con colector inclinado.

La diferencia más importante entre éste y el anterior es la forma

de descargar la torta. Este filtro además de contar con las ventajas de -- descarga de rodillo, permite remover la torta en forma más completa, lo --- cuál reduce la recirculación de torta. Sin embargo es más caro por unidad - de superficie que los filtros de tambor convencional y debe ser justificado por sus ventajas.

Normalmente se emplean para suspensiones que forman 1.25 cm. de - espesor de torta en alrededor de 30 a 60 seg. Su velocidad máxima está limi- tada a un rango de 1/3 a 1 rpm debido al mecanismo de descarga del colector inclinado. La unidad requiere más espacio de piso que los filtros de tambor convencional. Su rango de tamaños va de 6 a 18 m de diámetro y de 8.25 a -- 156 m cuadrados de área total. Fig. 7.12.

c).- Filtro de banda.

Este filtro difiere de otros contínuos de vacfo en que filtra y- lava sobre una correa horizontal sin fin, de caucho. Esta lleva al medio-- filtrante sobre cajas de aspiración y alrededor de una polea en el extre-- mo, en la cual la torta es descargada por gravedad, por un rascador o por- chorros de agua que la desprenden.

Tiene todas las ventajas de los filtros horizontales de descarga de rodillo y de colector inclinado. Este tipo de filtro es considerable-- mente más caro que los otros tipos horizontales. Otras limitaciones son si- milares a las del filtro con colector inclinado, excepto que la velocidad- no está limitada por el método de descargar la torta. Los requerimientos- de espacio de piso por unidad de área efectiva también son considerablen- te más grandes que para los otros tipos horizontales. Los costos de mante- nimiento para algunos filtros de banda son probablemente más altos que pa- ra las unidades de tambor u horizontales. Los tamaños de banda para éstos- filtros no han sido completamente normalizados.

meda está directamente relacionado al proceso posterior, que sería el lavado o el secado (todo depende de lo que sea más importante; los sólidos o el licor). En general, es mejor remover líquidos por medios mecánicos en lugar de térmicos.

La velocidad de crecimiento del espesor de la torta es quizá la guía más importante en la selección del equipo. Esta velocidad de crecimiento determina cual equipo es el indicado, ya sean filtros de presión, filtros de vacío, filtros de gravedad o centrífugas. La selección inicial de equipo se muestra en la tabla 7.1. Para tomar una decisión basándose en el comportamiento de la torta puede seguirse el patrón de la fig. 7.2. Las preguntas que necesariamente deben hacerse en cada etapa se relacionan con: velocidad de crecimiento de la torta, claridad del filtrado, lavado de la torta y contenido de humedad final de la torta.

TABLA 7.1

SELECCION DE EQUIPO PARA LA SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO CONFORME AL ENGROSAMIENTO DE TORTA. FUENTE (1)

Tipo de Separación	Velocidad de Engrosamiento de la torta	Equipo usado
Filtrado rápido	cm/seg.	Colector de gravedad, tamises, filtro de banda horizontal, filtro de tambor alimentado por arriba; filtro centrífugo.
Filtrado intermedio	0.05 - 5 cm/seg	Filtro de tambor de vacío, filtro de discos, filtro de banda horizontal, filtros colectores, centrífugas sedimentadoras.
Filtrado lento	cm/h	Filtros a presión, centrífugas tubulares y de discos.
Clarificación	Torta despreciable	Cartuchos, lechos granulares, filtro de tambor con capa previa, mezcla de ayuda de filtro.

En las tablas 7.5 y 7.6 se dan las ventajas, desventajas, aplicaciones y rangos de tamaño para los filtros de vacío horizontales. En la tabla 7.3 se encuentran resumidas las características más importantes de todos los modelos mencionados.

7.1.2 CRITERIOS DE SELECCION.

Hay muchos factores que deben ser considerados y muchos los tipos de filtros que pueden ser útiles; esto complica la selección de un filtro para un trabajo particular. Sin embargo, buenos datos de laboratorio facilitan el trabajo.

Los factores generalmente más importantes son los siguientes:

- 1.- El carácter de la suspensión.
- 2.- Velocidad de producción.
- 3.- Condiciones del proceso.
- 4.- Resultados requeridos.
- 5.- Material de construcción.

Uno de éstos frecuentemente contrarresta a los otros en importancia. En la tabla 7.7 se muestra como éstos factores, están relacionados a tipos específicos de equipo.

1.- La torta formada característica de la suspensión indica si puede o no ser filtrada continuamente. Si bajo vacío no se puede formar una torta de 0.3 cm en menos de 5 minutos, la filtración continua no es practicable.

2.- La velocidad de producción indica a menudo si se debe escoger un filtro continuo. Para velocidades de producción altas son mejores los filtros continuos debido a los bajos costos de operación. Para velocidades bajas, las operaciones continuas llegan a ser difíciles de justificar; en-

TABLA 7.5

Ventajas, Desventajas, Aplicaciones Típicas de Filtros Horizontales de -

Vacío, Fuente (4)

Tipo	Ventajas	Desventajas y Limitaciones	Aplicaciones típicas.
Con descarga de rodillo	Ampliamente aplicado para sólidos de asentado-rápido; Etapa de lavado; operación simplificada.	Rango de tamaños limitado, mantenimiento - difícil.	Sal Caústica, arena, hilo--de algodón, - pulpa de madera, yeso, alu--minio hidratado, potasio, - borax, catali--zador, políme--ros.
Colector incli--nado.	Especialmente empleado-- para capacidades muy -- grandes; la descarga de la torta es completa o total; hay lavado del -- medio de filtrar des---pués de cada ciclo.	Costo alto; los requere--rimentos de espacio-- de piso son grandes; - el mantenimiento es - relativamente alto.	Manufactura - de ácido fos--fórico.
Banda Móvil	Ampliamente aplicado pa--ra sólidos de asentado--rápido, fase de lavado--eficiente, los requerim--entos de espacio son - altos.	Vacío usualmente no --arriba de 400 mmHg de--bido a fugas en los bordes; el costo de - mantenimiento es alto cuando se emplean ban--das de caucho; hay li--mitaciones en cuanto--al tamaño.	Sal, aluminio hidratado, pig--mentos, mate--riales cristali--zados, pro--cesos de ali--mentos.

TABLA 7.6

Rangos de tamaño de filtros de vacío horizontales, Fuente (4)

Tipo	Diámetro o Longitud m	Tamaño	Area de Fil--tración activa m ²
Descarga de rodillo	1 - 8 Diam.	18 - 20 secciones	0.4 - 46
Colector Inclinado	6 - 18 Diam.	12 - 30 colectores	1.0 - 180
Banda Móvil	1.5 - 12 Long.	0.3 - 3.5 m de ancho	0.2 - 45

en una planta piloto, el dinero para un filtro continuo puede ser gastado - para rentar y probar diferentes tipos de equipo de filtración e incluso -- otros tipos de equipo de separación sólido - líquido.

3.- Algunas veces las condiciones de los procesos limitan severamente la selección del filtro. Por ejemplo, operar a vacío puede no ser posible debido a la temperatura o a las limitaciones de las presiones de vapor; éste cae más bien dentro de las posibilidades de un filtro a presión - continuo (con o sin capa previa) o en las de una unidad intermitente de presión. La resistencia química y los requerimientos de temperatura pueden limitar la selección del medio de filtración, lo cuál puede influir fuertemente en la selección del tipo de equipo. Los materiales tóxicos, explosivos y volátiles requieren más bien de un filtro continuo sin fugas de vapor o una operación intermitente.

Las características de operación del proceso mismo, si es intermitente o continuo, influyen en la selección entre filtración continua e intermitente, aunque la velocidad de producción es usualmente un factor más importante.

4.- En particular los resultados requeridos son importantes en decidir cuál unidad específica de un tipo general puede ser mejor. Si la filtración continua es la indicada, los requerimientos de lavado, tanto como el grado necesario de filtrado de la separación de lavado, tienen considerable importancia.

Similarmente, si la filtración intermitente parece lógica, los medios permisibles de descarga de la torta (si puede estar mojada o debe ser recobrada seca), así como los requerimientos de lavado llegan a ser significantes.

5.- El material de construcción influye en la selección de un filtro, ya que afecta en gran medida el precio de compra debido a las dificultades de fabricación así como a los costos del mismo material. Por ejemplo, un problema de filtración dentro del rango de aplicación de un filtro de vacío continuo, puede ser resuelto más económicamente por un diseño simple de filtro intermitente, fácilmente fabricado cuando se requieren materiales

especiales.

En años recientes los plásticos han hecho posible la fabricación de filtros económicos de muchos tipos para servicios corrosivos. Son particularmente útiles si la temperatura y la presión no son excesivamente altas. Especificaciones muy detalladas de materiales de construcción son frecuentemente necesarias para evitar dificultades de operación y costos de mantenimiento altos.

El carácter de la suspensión se divide arbitrariamente en cinco categorías, las cuales cubren la mayoría de los materiales normalmente encontrados.

La excepción más notable son los materiales fibrosos, tales como pulpa de papel, los cuales no forman rápidamente torta de espesor por estar muy diluidas. Sin embargo, deben ser colocadas en la categoría de filtración rápida, debido a que su velocidad de filtración es tan alta que la mayoría son tratadas apropiadamente por equipos de filtración rápida.

SUSPENSIONES DE FILTRADO RAPIDO.

Las suspensiones de filtrado rápido se encuentran en la mayoría de los casos en procesos minerales y en productos de cristalización. Forman tortas de espesor de varias pulgadas en pocos segundos.

Asientan rápidamente, pero requieren cuidado especial el recogerlos sobre hojas de vacfo. Si la concentración de la suspensión no es alta, frecuentemente es espesada antes de ser filtrada.

Como se puede notar en la tabla 7.7 existe la posibilidad de emplear diferentes tipos y modelos de filtros dependiendo del tipo de la suspensión. Así para el caso de suspensiones de filtrado rápido pueden emplearse filtros de vacfo de compartimiento único y múltiple, al igual que ver--

TABLA 7.7

SELECCION DE UN FILTRO (5)

CARACTERISTICAS DE LA SUSPENSION	FILTRADO RAPIDO	FILTRADO INTERMEDIO	FILTRADO LENTO	DILUIDA	MUY DILUIDA
Formación de la torta	cm/seg.	cm/min	0.13-0.64 cm/min.	0.13 cm/min	No hay Torta
Concentración Normal	> 20%	10 a 20%	1 a 10 %	< 5%	< 0.1%
Velocidad de Asentamiento	Rápida, Dificultad para suspender	Rápida	Lenta	Lenta	-
Prueba de Vel. de la Hoja Kg./tr. M ²	> 2440	244 a 2440	24.4 a 244	< 24.4	-
Velocidad del líquido filtrado Lt/min M ²	> 204	8.15 a 204	0.41 a 0.815	0.41 a 81.5	0.41 a 81.5
Aplicación de Filtros					
De Vacío Continuos					
De tambor con multicompartimento					
De tambor de compartimento Único					
Dorrco					
Hopper Dewaterer					
Con alimentación por arriba					
Filtros continuos horizontales					
Descarga de Rodillo					
De colector inclinado					
Filtro de Banda					
De discos de vacío continuo					
Continuo de Vacío con capa previa					
Continuo de presión con capa previa					
Filtros intermitentes					
De hojas de vacío intermitente Nutsche					
Filtros de Presión de marcos y placas					
De hojas verticales					
Tubular					
De platos horizontales					
Cartucho					

siones especiales de filtros de vacío de compartimento múltiple como es el caso de los filtros: Dorrco, Hopper Dewaterer y alimentado por arriba; para producciones en gran escala, pueden emplearse también los filtros horizontales de vacío. En producción a pequeña escala se pueden emplear los -- filtros Nutsche y los de Platos Horizontales. En consecuencia, para el caso de suspensiones de filtrado rápido existirá siempre una competencia entre éstos filtros y la selección de cualquiera de ellos dependerá de los 5 factores mencionados al principio, así como de las necesidades particulares-- del cliente.

En éste caso la centrifugación puede ser otra alternativa.

SUSPENSIONES DE FILTRADO INTERMEDIO

Con suspensiones de filtrado intermedio, pueden formarse tortas de 1.25 cm. a 5 cm. con vacío en 1 minuto aproximadamente. Estas suspensiones pueden mantenerse en suspensión con una agitación moderada por medio de un recipiente con paletas.

Para éste caso como puede notarse en la tabla 7.7 existe una competencia entre filtros contínuos de vacío con compartimento múltiple y -- todos los tipos de filtros contínuos horizontales; también se hace notar-- que en tal competencia se encuentran todos los tipos de filtros intermitentes.

Para producción a gran escala, el filtro de tambor de compartimento múltiple es usualmente el más económico. Si los requerimientos para el lavado o separación del lavado son altos, otros tipos pueden ser justificados,

En producción o pequeña escala, se emplean a menudo los filtros-Nutsche o los filtros intermitentes de presión. Si se requiere un alto --

grado de lavado, lo más indicado es un filtro de placas y cuadros.

Usualmente la filtración a presión se realiza con filtros intermitentes de presión, aunque algunas veces son empleadas las versiones de presión del filtro de tambor rotatorio.

Nuevamente, la centrifugación puede ser una alternativa.

SUSPENSIONES DE FILTRADO LENTO.

Las suspensiones de filtrado lento son aquellas que filtran a la mínima velocidad practicable para filtros continuos; una torta de 0,3 cm puede ser formada en aproximadamente 5 minutos con vacío. Estas suspensiones son fácilmente suspendidas con moderada estimulación. Generalmente la concentración de la suspensión va de 1 - 10%. Siendo las tortas delgadas difíciles de descargar.

En éste caso debe notarse la competencia que existe entre filtros de vacío con compartimento múltiple, los de disco de vacío continuos y en general todos los intermitentes.

Para producción a gran escala, el filtro de tambor de compartimento múltiple es usualmente el más económico. La descarga puede ser de uno o varios modos; bandas, cintas o rodillos. El filtro de tambor de compartimento único puede ser mejor, si se requiere lavado considerable. Para producción a pequeña escala se pueden usar filtros intermitentes Nuttall y filtros intermitentes de presión. Frecuentemente es seleccionado un filtro de placas y cuadros si los requerimientos de lavado son altos.

SUSPENSIONES DILUIDAS

Las suspensiones diluidas incluyen aquellas que tienen una substancial cantidad de sólidos pero no forman rápidamente una torta suficien-

te para ser descargada de un filtro continuo. Esto sucede más bien cuando los sólidos son demasiado finos o la suspensión demasiado diluida. Raramente hay problemas de asentamiento.

Los filtros de vacío continuos con capa previa pueden justificarse ocasionalmente, pero los filtros intermitentes de presión son mejores. La selección de algunos de ellos depende de aspectos tales como la escala de producción, las condiciones requeridas para el sólido, y el grado de lavado necesario. En general se puede decir que existirá competencia entre éstos filtros tanto en el caso de suspensiones diluidas, como en el caso de suspensiones muy diluidas.

La centrifugación puede ser económica, especialmente si una suspensión concentrada puede ser tratada a altas velocidades. Las suspensiones muy diluidas pueden ser tratadas con todas las categorías de los filtros empleados en soluciones diluidas, excepto cuando la concentración de sólidos es muy baja, generalmente menor de 0.1%. En éste caso es mejor la clarificación del licor que el filtrado de torta. La viscosidad de la solución y el tamaño de partícula son más importantes. Para separar partículas de gran tamaño (5 micrones o más) pueden usarse: filtros prensa, filtros de platos horizontales de cartucho y cualquier filtro continuo o intermitente con ayuda de filtro. Para soluciones de alta viscosidad son mejores los filtros de platos horizontales, los filtros de cartucho o los filtros prensa.

Para separado de finos (5 micrones o menos) de soluciones de baja viscosidad, son empleados comúnmente los filtros intermitentes de presión con ayuda de filtro, aunque a altas velocidades de producción los filtros continuos de vacío o filtros de presión con capa previa pueden a menudo justificarse. Para soluciones de alta viscosidad, que manejan sólidos--

de menos de 5 micrones, se requiere usualmente un filtro prensa de placas-
y cuadros con recubrimiento de un filtro ayuda.

7.1.3. ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE SELECCION.

El factor más importante para seleccionar a un filtro es el que se refiere al carácter de la suspensión o sea la velocidad de formación de la torta, existiendo otros factores como la velocidad de producción, condiciones del proceso, resultados requeridos y materiales de construcción. En general debe decirse que para encontrar la selección óptima debe hacerse un análisis completo de los cinco factores antes mencionados y además incluir un análisis económico de cada una de las posibilidades de tal manera que se obtenga el mejor rendimiento al más bajo costo con un tipo de filtro de tamaño moderado. Esto es en realidad algo difícil de llevar a cabo sobre todo por la falta de información y conocimientos y además por el hecho de que existe una gran diversidad de tipos de filtros lo que provoca en muchos casos que la separación de una suspensión ya sea de filtrado rápido, intermedio, lento, etc. pueda efectuarse empleando dos o más de estos equipos. Así que podemos decir que existen varios tipos de filtros los cuales son competitivos para efectuar la separación del mismo tipo de suspensión-situación que anteriormente se había puesto de manifiesto al referirnos a la tabla 7.7. A esto debe agregarse además que filtros y centrifugas son equipos competitivos.

Todo esto implica la selección óptima del tipo de filtro por lo que la tabla 7.7 no es concluyente, sin embargo ofrece una comparación la cual puede ser de gran ayuda para una buena selección.

7.1.4 COSTO DEL EQUIPO DE FILTRADO

Los costos de los principales tipos de filtros se muestran en las figuras 5 y 6 del apéndice A.

7.1.5 IMPORTACIONES DEL EQUIPO DE FILTRADO

Las importaciones de filtros se muestran en la tabla 3 y figuras 3 del apéndice B.

7.2 CENTRIFUGAS

Una centrífuga es una máquina diseñada para separar materiales de diferentes densidades o para remover la humedad de los sólidos por la acción de la fuerza centrífuga. La fuerza que actúa sobre una partícula dentro de un campo centrífugo está definida por la ecuación fundamental de fuerza de Newton, $F = ma$.

La aceleración que actúa sobre la partícula, dirigida hacia el centro de rotación, es $a=rw^2$; por lo tanto, la fuerza centrífuga que actúa sobre la partícula es $F=mrw^2$, o, expresada como múltiplos de la gravedad,

$$F = 1.118 \times 10^{-5} m r N^2$$

donde:

m = masa de la partícula, g.

a = aceleración, cm/seg^2 .

r = distancia radial de una partícula en un campo centrífugo desde el eje de rotación, cm.

w = Velocidad angular, rad/seg.

N = velocidad del recipiente, rpm.

Una partícula en una mezcla, al ser introducida dentro de un recipiente circular y obligada a girar, se acelera conforme se mueve de un centro hacia el diámetro máximo (periferia interna) del recipiente.

Las características de una suspensión que afectan la eficiencia de la separación, el grado de separación alcanzable, y la selección del

equipo de separación específico son las siguientes: La distribución del tamaño de partícula; La concentración de sólidos suspendidos en la alimentación; Las densidades de los sólidos y los líquidos; Las propiedades químicas y físicas de los materiales; La superficie y forma de las partículas; y las especificaciones deseadas de los sólidos y líquidos ya separados. También son importantes los costos iniciales y de operación de los diferentes tipos de equipo de separación.

Una multitud de tipos de centrifuga, todas empleando principios de sedimentación o filtración o ambos, están disponibles para las industrias de proceso. Es el uso de la fuerza centrífuga para acelerar el proceso de sedimentación o filtración que distingue este equipo de otros equipos de separación, excepto quizás los ciclones.

7.2.1 TIPOS DE EQUIPO

Los tipos de centrifuga pueden clasificarse dentro de tres importantes categorías, de acuerdo a su función.

- 1.- Sedimentadores
- 2.- Filtros (centrifugas con medio filtrante)
- 3.- Combinación de sedimentadores y filtros.

Las aplicaciones generales de los sedimentadores centrifugos son la clarificación de líquidos, el espesamiento de suspensiones y el escurrimiento de sólidos. Las aplicaciones de los filtros centrifugos son el escurrimiento y lavado de sólidos. Y las aplicaciones de los equipos que combinan ambas funciones son la clarificación de líquidos, el escurrimiento y lavado de sólidos. A continuación se van a describir varios tipos de centrifugas de cada caso.

Sedimentadores Centrifugos:

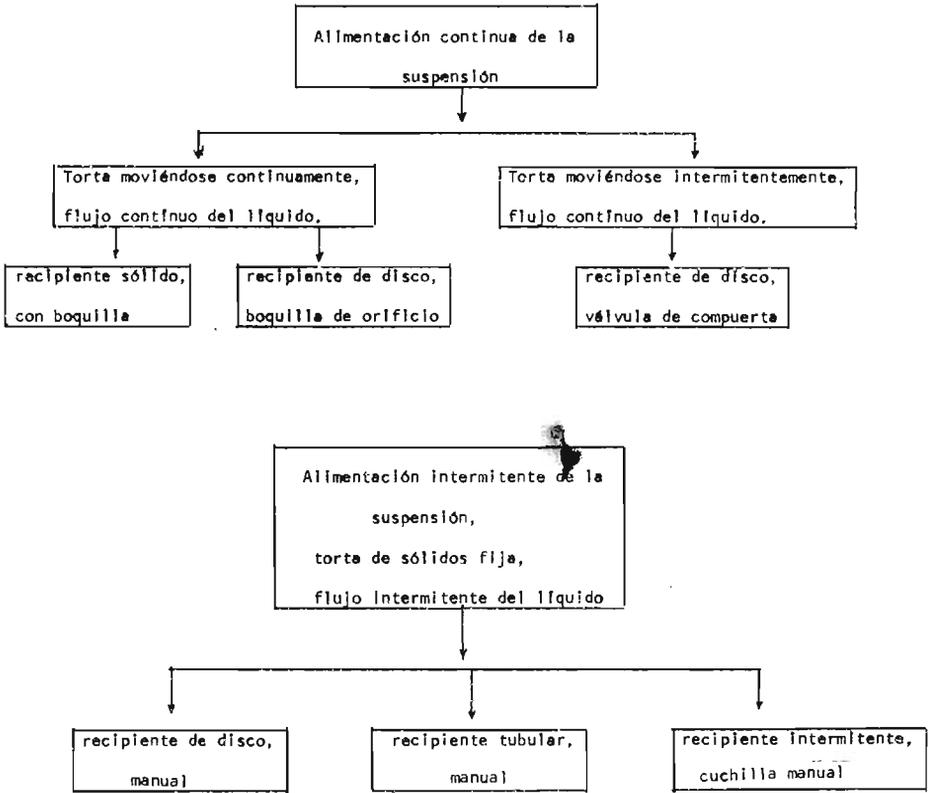


Fig. 7.14.- Sedimentadores centrífugos, Fuente: (5)

Las centrifugas clasificadas dentro de esta categoría son usadas como sedimentadores acelerados para clarificar fluidos por espesamiento y escurrimiento simultáneo de los sólidos suspendidos. La separación es llevada a cabo sedimentando por centrifugación los sólidos a través del fluido. Esencialmente no hay flujo de líquido a través de los sólidos, sino -- una pequeña presión de elevación del líquido hacia fuera del espesamiento-dinámico de la fracción de sólidos. Las centrifugas comerciales que funcionan como sedimentadores centrifugos se muestran en la fig. 7.14. Su descripción es la siguiente:

a) Decantador de recipiente sólido con boquilla de descarga. La centrifuga continua de recipiente sólido, Fig. 7.15, es una de las más útiles y versátiles de los separadores comerciales. Consiste de un recipiente sólido rotatorio, con el extremo final tapado, dentro del cual se encuentra un transportador perfectamente ajustado que se desplaza lentamente a diferente velocidad. La suspensión es introducida a través de un tubo -- alimentador fijo en el centro del transportador y después es conducida al tanque. Esta es la sección sumergida de la máquina. Sedimentados contra la pared del recipiente, los sólidos son conducidos por el transportador hacia la salida de diámetro pequeño, quitándoles el líquido a lo largo de -- una zona de escurrimiento en la orilla. Esta es la sección no sumergida de la máquina, por la que los sólidos separados se mueven hacia la descarga -- final. La fracción líquida que ha sido clarificada se desplaza hacia la -- salida de mayor tamaño de la centrifuga, pasando a través de los canales -- de salida ajustables, los cuales determinan la profundidad del tanque.

b) Centrifuga con recipiente de disco y descarga manual. Esta máquina, Fig. 7.16, está hecha sobre un recipiente cilíndrico sólido en el cual un cierto número de discos de apariencia cónica se encuentran apila--

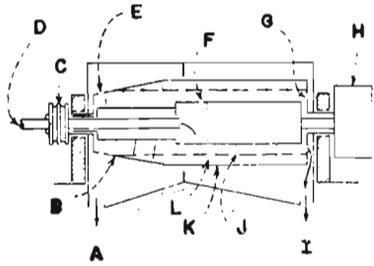


Fig. 7.15 Decantador de recipiente sólido.- A, sólidos; B, orillas; - C, Transmisión; D, suspensión; E, descarga de sólidos; F, - alimentación; G, descarga del líquido; H, engranes; I, lí- líquido; J, transportador; K, recipiente sólido; L, tanque.

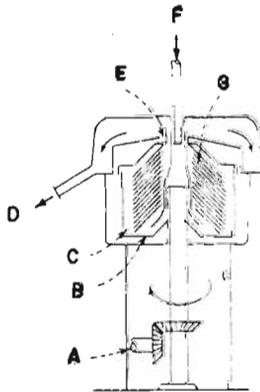


Fig. 7.16 Recipiente de disco, manual.- A, transmisión; B, recipiente; C, sólidos; D, líquido; E, vertedero de descarga del líqui- do; F, alimentación; G, pila de discos.

dos. El equipo gira sobre un eje vertical a una velocidad relativamente alta, desarrollando arriba de 10 000 veces la aceleración debido a la gravedad. La alimentación es bombeada hacia el centro del tubo, debajo de la pila de discos y cerca de la pared del recipiente; de allí, el fluido sale en corrientes paralelas hacia los discos. Los sólidos sedimentan sobre la superficie inclinada del disco, se deslizan hacia abajo y se depositan a lo largo de la pared del recipiente, mientras el líquido se mueve hacia adentro y hacia arriba hasta que rebasa un canal y es descargado continuamente. La experiencia indica cuando la máquina debe pararse y abrirse para remover los sólidos depositados.

c) Centrífuga con recipiente de disco y válvula de compuerta. Esta máquina, Fig. 7.17, es similar a la de recipiente de disco manual excepto que dos cavidades cónicas juntas completan el recipiente. Los sólidos se depositan en la sección triangular entre los dos conos, los cuales periódicamente se apartan para abrir canales a través de los cuales los sólidos son descargados inmediatamente mientras la máquina está girando a alta velocidad. La fracción de líquido es removida cerca de la parte más alta del eje de la máquina.

d) Centrífuga con recipiente de disco y boquilla de orificio. En forma similar a la unidad anterior, ésta sólo tiene dos cavidades cónicas sólidas. Pequeños orificios resistentes a la abrasión están localizados a lo largo del diámetro mayor a través de los cuales los sólidos salen continuamente. Para reducir la pérdida de líquido con los sólidos se seleccionan los tamaños de orificio adecuados para la capacidad de sólidos. En algunos diseños los sólidos espesados son recirculados para satisfacer el flujo del orificio, manteniendo de este modo la cantidad relativa necesaria de sólidos, y simultáneamente, evitar taponamientos por el uso de orificios demasiado pequeños. La mayor parte de las centrífugas de recipiente

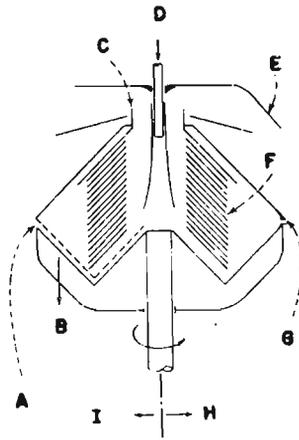


Fig. 7.17 Recipiente de disco y válvula de compuerta.- A, válvula de compuerta para la descarga de sólidos; B, recipiente abriéndose hacia abajo; C, vertedero de descarga del líquido; D, alimentación; E, caja; F, pila de discos; G, boquilla de -- descarga continua de sólidos; H, descarga de orificio; I, - descarga de compuerta.

de disco pueden ser adaptadas con impulsores centrífugos para alejar el desecho del líquido clarificado que está girando hacia el punto de descarga.

e) Centrífuga de recipiente tubular y descarga manual.- El recipiente en esta centrífuga está suspendido de la parte superior y gira a través de un eje de transmisión flexible. La alimentación es introducida a bajo presión en el fondo del recipiente por un tubo fijo. El fluido es acelerado por la rotación del recipiente y fluye hacia arriba en forma anular, descargando a través de vertederos localizados en la parte superior del recipiente. Los sólidos "sedimentan" hacia el interior de la pared del recipiente se recogen en forma de torta estacionaria o fija la cual es removida manualmente cuando el recipiente está próximo a llenarse o cuando se aprecia una separación deficiente.

f) Centrífuga de recipiente intermitente y cuchilla de descarga manual.- Estas centrífugas están acopladas con canastas no perforadas que son impulsadas desde la parte superior o inferior por medio de un eje vertical. La transmisión está usualmente conectada en forma flexible. La alimentación, introducida a través de un tubo fijo en el fondo de la canasta es acelerada rápidamente a una velocidad cercana a la del recipiente. Conforme el líquido se eleva hacia la parte superior de la canasta para rebasar un canal circular los sólidos gravitan al interior de la pared del recipiente reuniéndose como una torta. Cuando la canasta está parcialmente llena de sólidos la alimentación es suspendida y un tubo fijo se mueve al interior del lecho del líquido para sacar el fluido residual. La centrífuga entonces es parada para la limpieza manual o gira lentamente mientras una cuchilla fija es colocada en posición para raspar o desprender la torta sólida. La cuchilla mueve los sólidos a través de las salidas en el fon

do de la canasta. Las máquinas de limpieza manual pueden arreglarse para separar los sólidos de la parte superior o del fondo.

Filtros Centrifugos:

En las centrifugas de esta clase la "filtración" se lleva a cabo por centrifugación directa de una suspensión hacia un medio filtrante o criba. Como el fluido es de este modo conducido a través de los sólidos y a través del medio, resulta un líquido totalmente libre de sólidos, así como una torta totalmente libre de líquido. Después de que la mayor parte de la corriente de fluido ha pasado fuera de la torta se lleva a cabo un secado de la humedad residual conforme los sólidos son escurridos centrifugamente a una condición económica de secado. Algunas situaciones requieren la purificación de los sólidos por medio de un lavado, el cual puede ser aplicado sobre la torta por aspersion, y así desalojar al licor madre original. Las centrifugas comerciales que funcionan como filtros centrifugos se muestran en la fig. 7.18 y una breve descripción se da a continuación:

a) Centrifuga con medio filtrante cónico y deslizador de descarga.- Esta centrifuga, fig. 7.19 consiste de una canasta perforada, rotatoria, cónica, que tiene una forma de introducir la alimentación y el lavado en un alojamiento cerrado. Este alojamiento está arreglado para depositar los sólidos y el fluido en compartimientos separados que están provistos con puertas de salida. Conforme los sólidos se deslizan hacia abajo de la pared rotatoria, el líquido pasa a través del medio filtrante. Existen ambos diseños, de eje vertical y horizontal.

b) Centrifuga con medio filtrante cónico y vibrador de descarga. Esta máquina, fig. 7.20, es similar a la anterior, excepto que el cono perforado está menos inclinado. Por lo tanto, los sólidos no se deslizan cuando la canasta está girando. Por vibración de la canasta a lo largo de sus

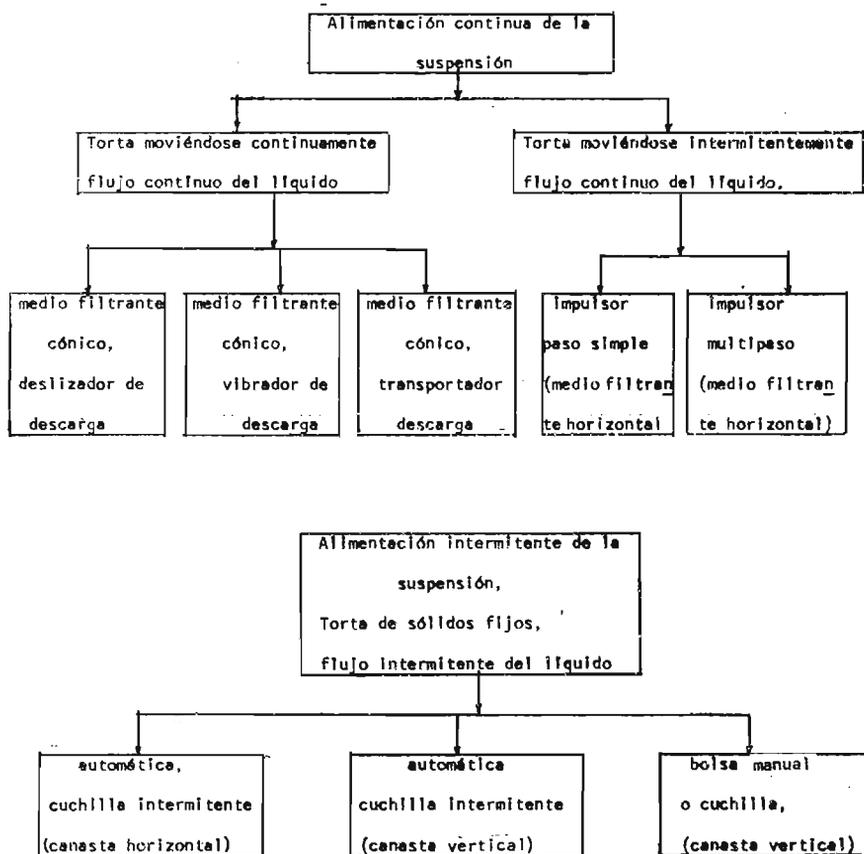


Fig. 7.18.- Filtros centrifugos. Fuente: (5).

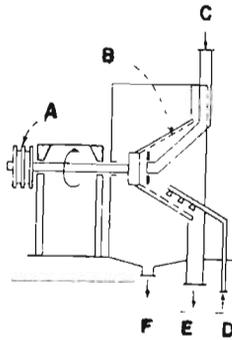


Fig. 7.19 Medio filtrante cónico, deslizador de descarga.- A, transmisión; B, canasta cónica perforada; C, suspensión; D, lavado; E, descarga de sólidos; F, filtrado.

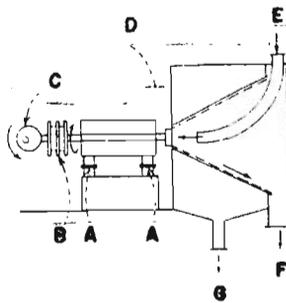


Fig. 7.20 Medio filtrante cónico, vibrador de descarga.- A, aislamiento; B, transmisión; C, impulsor vibratorio excéntrico; D, - movimiento vibratorio; E, suspensión F, descarga de sólidos; G, filtrado.

ejes, los sólidos son fluidizados y conducidos por sí mismos a lo largo del medio filtrante y conducidos por sí mismos a lo largo del medio filtrante hacia el final de la descarga, mientras que el líquido es drenado conforme pasa a través de la canasta.

c) Centrifuga con medio filtrante cónico y transportador de descarga.- Esta centrifuga, fig. 7.21, funciona como lo hacen las otras unidades de medio filtrante cónico, excepto que un transportador mueve los sólidos a lo largo del medio filtrante cónico hasta la salida. El transportador y el recipiente giran en la misma dirección a velocidades ligeramente diferentes, las cuales son fijadas por un interconector de transmisión a través del cual la centrifuga es manejada.

d) Centrifuga de impulsor.- Esta máquina, fig. 7.22, tiene una canasta cilíndrica ranurada y un plato impulsor muy bien ajustado. Todo esto es montado horizontalmente y girado al mismo tiempo, incluyendo al pistón hidráulico que activa el impulsor hacia atrás y hacia adelante. La alimentación entra justo enfrente del impulsor, el cual mueve los sólidos acumulados hacia adelante intermitentemente; el líquido sale a través de las ranuras de la canasta. Cada impulso sucesivo sobre los sólidos nuevamente acumulados es transmitido para empujar la torta entera a lo largo de la canasta hacia la descarga. El golpe y la frecuencia del impulsor pueden ser ajustados para tiempos de residencia apropiados de los sólidos, y el lavado puede aplicarse con muy buenos resultados. El diseño del impulsor de multipaso es algunas veces más complejo debido a que están implicadas dos canastas de diferentes tamaños. Como los sólidos son transportados de una canasta y volteados suavemente dentro de la siguiente, la redistribución mejora el lavado. Los dos pasos también mejoran la ejecución cuando los sólidos presentan dificultad para el transporte a lo largo del medio

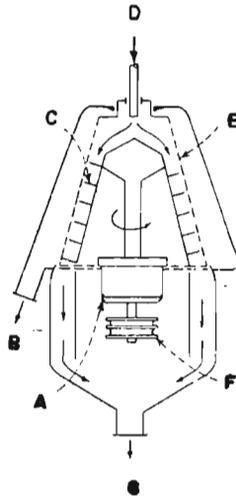


Fig. 7.21 Medio filtrante cónico, transportador de descarga.- A, engranes; B, filtrado; C, transportador; D, suspensión; E, canasta cónica perforada; F, transmisión; G, descarga de sólidos.

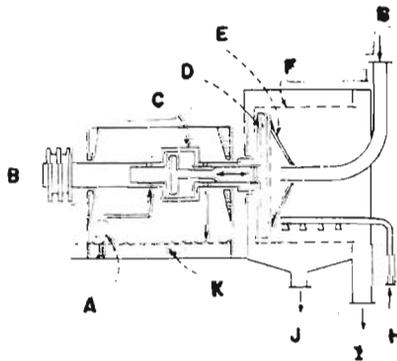


Fig. 7.22 Centrífuga de impulsor.- A, bomba hidráulica; B, transmisión; C, transmisión de pistón hidráulico; D, impulsor de placa; E, cono distribuidor de la alimentación; F, canasta ranurada; G, suspensión; H, lavado; I, descarga de sólidos; J, filtrado; K, pozo colector de aceite.

filtrante, porque son aplicados dos impulsos en lugar de uno para la misma distancia recorrida.

e) Centrifuga de canasta, intermitente, automática, de eje horizontal.- Estas máquinas, fig. 7.23, usualmente tienen una velocidad constante y son de construcción resistente sobre una base pesada. La canasta suspendida está ajustada sobre un eje horizontal con un distribuidor de alimentación, tubería de aspersion para el lavado, y un cortador para la descarga de la torta. El conducto de sólidos está montado sobre el alojamiento fijo. La alimentación es introducida intermitentemente en la canasta, en la cual se acumulan los sólidos como una torta fija, mientras que el líquido pasa continuamente a través de la torta y el medio filtrante de la canasta. Después de un intervalo de tiempo predeterminado y controlado, la alimentación es parada, pero la torta continúa siendo escurrida durante otro intervalo controlado de tiempo. Entonces se lleva a cabo la operación de lavado, seguida por un período final de escurrimiento. En este momento, la pala o cuchilla de descarga se mueve hacia la pared de la canasta cortando la torta y dirigiendo los sólidos fuera de la canasta hacia el conducto de descarga. El ciclo total es generalmente corto, de 30 seg. a 5 min.

f) Centrifuga de canasta, intermitente, automática, de eje vertical.- Este tipo de unidad, fig. 7.24 y 7.25, también opera en forma de ciclo, pero con intervalos de tiempo un poco mayores. Ya que las rpm son variables durante el ciclo, la alimentación puede ocurrir a velocidad máxima y los sólidos son usualmente descargados a una velocidad baja. Puede obtenerse un excelente lavado. Generalmente las máquinas manejadas desde la parte superior son usadas para los servicios más rudos - por ejem, cargas de sólidos pesados y ciclos de tiempo fijo - comparadas con las centrifu--

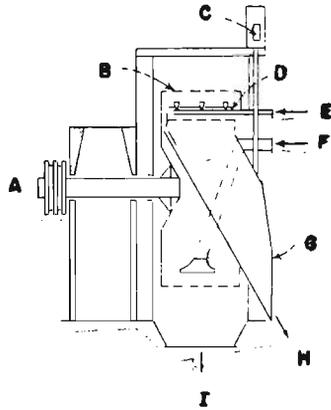


Fig. 7.23 Intermitente, automática, eje horizontal.- A, transmisión;- B, canasta perforada; C, transmisión hidráulica para operar la cuchilla de descarga; D, cuchilla de descarga; E, lavado; F, suspensión; G, conducto de sólidos, H, descarga de sólidos, I, filtrado.

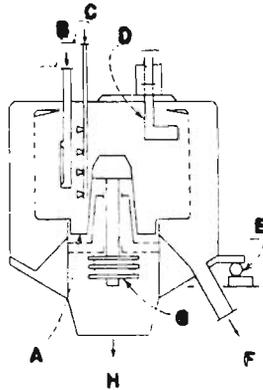


Fig. 7.24 Recipiente intermitente, automática, transmisión inferior.- (A) abertura de descarga de sólidos.- (B) suspensión. (C) lavado. (D) cuchilla de descarga. (E) aislamiento de la Montura. (F) filtrado. (G) transmisión. (H) descarga de sólidos.

gas Intermitentes más comunes y menos caras manejadas desde la parte inferior.

g) Centrifuga de canasta, intermitente, manual.- Esta centrifuga descargada manualmente es común en plantas y laboratorios que tienen cantidades pequeñas de producción. En el tipo de transmisión inferior, fig. -- 7.26 , los sólidos son reunidos en una bolsa de tela removible o son raspados hacia fuera del medio filtrante. En ambos casos los sólidos son sacados a través de la parte superior. Algunas veces los sólidos son removidos del fondo de la canasta después de rasparlos manualmente. Varios niveles de velocidad pueden usarse durante el ciclo para optimizar la ejecución. Generalmente los ciclos de tiempo son relativamente largos comparados con las centrifugas de mayor capacidad descritas anteriormente.

Combinación de sedimentador y filtro centrifugo:

La combinación de sedimentador y filtro centrifugo primero sedimenta los sólidos del líquido y después los escurre (fig. 7.27). El decantador de recipiente sólido, fig. 7.15, opera con este comportamiento dual -- siempre que los sólidos sean lo suficientemente grandes (> 44 micras) para que el líquido fluya hacia abajo a través de la torta y se deposite en el tanque. Entonces ocurre un buen escurrimiento y el lavado es efectivo. El líquido de lavado sale del recipiente sólido, mezclado con el licor madre.

Una centrifuga comercial muy útil y frecuentemente usada en esta categoría es la del tipo de recipiente sólido y cavidad con medio filtrante, fig. 7.28. Esta máquina está construida y es operada en forma muy similar a la de recipiente sólido, excepto que los sólidos son transportados a través de un medio perforado o ranurado para el secado final. Esta unidad puede dar un buen lavado de la torta y las aguas del lavado pueden -

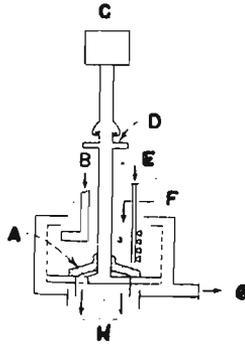


Fig. 7.25 Recipiente intermitente, automático, transmisión superior.-
 A, válvula de la canasta para los sólidos; B, cuchilla de -
 descarga de sólidos; C, transmisión; D, acoplamiento univer-
 sal; E, lavado; F, alimentación; G, filtrado; H, descarga -
 de sólidos.

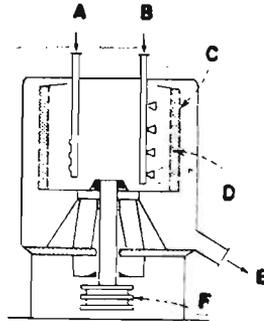


Fig. 7.26 Recipiente Intermitente, Manual.- (A) Alimentación de la --
 suspensión. (B) Lavado. (C) Caja Perforada. (D) Torta de So-
 lidos. (E) Filtrado. (F) Transmisión.

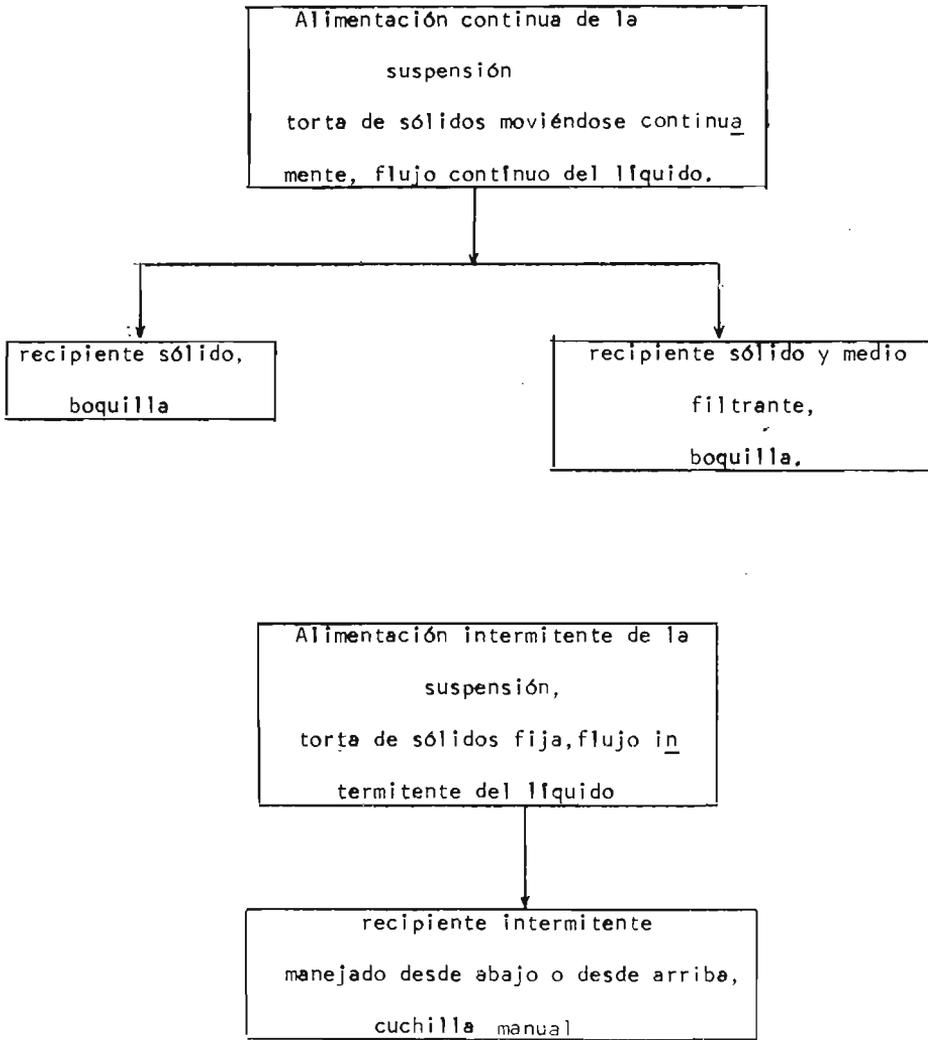


Fig. 7.27.- Combinación de sedimentador y filtro centrífugo. Fuente:(5)

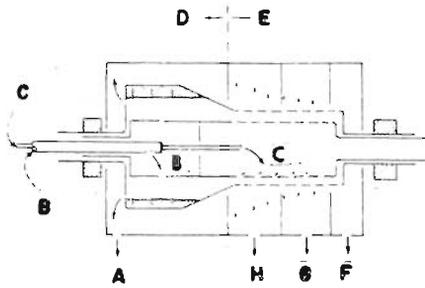


Fig. 7.28 Combinación de recipiente sólido y cavidad con medio fil--
 trante. A, líquido; B, alimentación; C, lavado; D, recipien
 te sólido para la clarificación; E, cavidad con medio fil--
 trante para el lavado y el escurrido; F, descarga de sólí--
 dos; G, drenado final; H, licor de lavado.

ser separadas del licor madre.

Ya que la centrifuga de recipiente sólido y cavidad con medio -- filtrante espesa la suspensión, las partículas finas pueden manipularse -- porque el material situado sobre el medio filtrante llega concentrado. Esta ventaja es única, ya que las suspensiones con algunas partículas de tamaño mínimo de 10 a 15 micras pueden manipularse aún cuando la concentración de la suspensión alimentada sea sólo del 5% de sólidos. Mientras que el primer líquido puede ser claro, los lavados algunas veces conducen sólidos a través de las secciones del medio filtrante, particularmente cuando se tiene material muy fino. Las capacidades de las centrifugas de recipiente sólido y cavidad con medio filtrante son similares a las de máquinas comunes de recipiente sólido.

En ciertas situaciones poco frecuentes, una centrifuga intermitente de recipiente perforado puede ser operada para sedimentar los sólidos sobre el medio filtrante mientras el filtrado acumulado pasa a través de la canasta. Este procedimiento es útil cuando los sólidos cargados y la velocidad de filtración del líquido son bajos, y la velocidad de sedimentación es razonable. Las ventajas del equipo son que las velocidades de proceso pueden ser más rápidas que con el tipo regular de canasta perforada y los sólidos pueden llevarse a un escurrimiento final.

7.2.2 CRITERIOS DE SELECCION:

Frecuentemente en el proyecto o en la ingeniería de una planta se afronta un problema de separación sólido - líquido con poca experiencia previa, por lo que al investigar para encontrar la solución se descubre -- que una buena predicción de la capacidad del equipo a partir de la geometría de la máquina y de las propiedades físicas básicas de líquidos y sólidos

dos, es muy difícil, y que la literatura que describe al equipo de separación y las técnicas de escalamiento se encuentran dispersas, también se encuentra que la posibilidad y las correlaciones de escalamiento han resultado primeramente de conocimientos empíricos desarrollados por los fabricantes y usuarios de equipo. Por lo tanto, para decidir que equipo usar en un problema de separación sólido - líquido se requiere vincular a un número de pasos comunes, así como opiniones y procedimientos de prueba. Las rutas simplificadas intentando cubrir la variedad de problemas que existen y la multiplicidad de equipos que están disponibles son superficiales y pueden conducir a conclusiones erróneas.

Pasar por alto cualquiera de las características secundarias del problema o del equipo pueden dar como resultado una mala elección de la máquina. Esto es particularmente cierto en el caso de las centrifugas, en donde el conocimiento especializado de ingenieros fabricantes generalmente debe ser incluido en el proceso de selección.

En todos los casos deben ser tomadas en cuenta dos características distintas del sistema: cantidad de líquido y comportamiento del mismo, y cantidad de sólidos y comportamiento de éstos. Una u otra característica determinan el tipo y tamaño del equipo. Por otra parte se trata de optimizar la ejecución total y la selección óptima depende de los datos probados empíricamente y de las características del equipo disponible.

En la mayor parte de los casos de separación sólido - líquido -- las centrifugas y los filtros son competitivos; un tipo de recurso de separación no deberá ser descartado en favor de otro sin alguna buena razón. En cada caso, el problema general deberá ser analizado constantemente para que cualquier cambio en las características de la suspensión el cual puede beneficiar la ejecución de algún equipo no sea pasado por alto. Los pasos

a seguir para obtener la solución más económica al problema de separación-son los siguientes:

1.- Investigación del sistema.

El ingeniero debe informarse sobre las propiedades básicas del sólido, del líquido y de la suspensión antes de precipitarse a realizar el trabajo de prueba o de seleccionar el equipo.

a) Características de los sólidos: Cómo son formados los sólidos por ejemp., por vía de una cristalización, de una polimerización, de una precipitación, como producto de una reacción, o por algún otro mecanismo.- Cuánta variación en el tamaño de la partícula puede ser logrado variando las condiciones de operación del paso de formación. Ya que la distribución del tamaño de los sólidos es frecuentemente la variable dominante del proceso, se debe determinar la eficacia del equipo formador de sólidos que más afecta la ejecución del separador sólido - líquido.

Dentro de este punto se encuentran las propiedades de la fase sólida, tales como densidad, punto de fusión, solubilidad en la fase líquida, y fragilidad. Examinar los sólidos bajo un microscopio de alto poder para el tamaño, forma, hábito y aglomeración ayudará a adquirir una apreciación del problema.

b) Características del líquido: Debe determinarse su composición, densidad del licor madre, número de fases, viscosidad y presión de vapor.

c) Características de la suspensión: La corriente de alimentación consiste de ambos, sólidos y líquido, y frecuentemente presenta un carácter peculiar propio. Deben hacerse mediciones de la viscosidad de la suspensión para determinar los requerimientos de bombeo; deben observarse las características de los sólidos sedimentados y la facilidad de resuspensión. Generalmente entre más alta sea la concentración de los sólidos la -

facilidad para la separación es mayor; sin embargo, la densidad de la suspensión acentúa los problemas de bombeo.

d) Temperaturas: La temperatura de operación afecta la viscosidad del líquido, la presión de vapor y la densidad y puede afectar la solubilidad y la composición. Las limitaciones de la temperatura de alimentación serán determinadas anticipadamente.

2.- Determinación de las necesidades del proceso.

El ingeniero de proceso debe familiarizarse completamente con todos los requerimientos del proceso. Se prepararía un diagrama de flujo esquemático que incluyera las necesidades más grandes del proceso, un balance de materia que mostrara las cantidades de flujo conocidas de sólidos y líquidos, composiciones, temperaturas, origen y destino de las corrientes.

a) Alimentación: Establecer el rango de la cantidad alimentada y la concentración de sólidos para proporcionar los requerimientos.

b) Clarificación: Encontrar qué magnitud de líquido debe ser clarificada. ¿Los sólidos en el afluente representan pérdida de producto o -- son simplemente recirculados para mostrarlos como costo de reprocesamiento? ¿Es la clarificación del líquido la principal función del equipo o es una consideración secundaria?. Normalmente, alguna pérdida de sólidos en el -- afluente es tolerable, y una comparación estimada del costo del equipo con alta eficiencia de recuperación contra pérdida de producto será útil.

c) Secado de sólidos: ¿Son los sólidos alimentados a un secador, a un equipo de resuspensión, a un tanque de fusión, etc.? ¿Cuál es el contenido efectivo de la torta de solvente volátil que se requiere del plan de separación?.

d) Lavado: Si el lavado de sólidos es necesario, entonces deben investigarse la naturaleza del material de lavado, su compatibilidad con -

el licor alimentado, los requerimientos del reproceso de lavado, y la cantidad de lavado.

e) Operación: ¿Está planeada una operación intermitente o continua, manual o automática? La corriente superior o inferior de la centrifuga frecuentemente determinará ésto.

Se requieren datos experimentales para completar el balance de materia. El ingeniero de proceso necesita conocer el contenido de liquido de las tortas y la composición del líquido después de cada operación del proceso; también debe considerar que el licor de lavado en algunos casos - debe separarse del licor madre para que sean bombeados a diferentes sitios para un procesamiento subsecuente.

3.- Selección del proyecto preliminar.

El diagrama de flujo establece los limites del proceso pero no limita la selección del equipo de un modo significativo, por lo que la tabla 7.8 puede servir de alguna ayuda. Sin embargo, antes de realizar la -- prueba piloto para poder escalar al equipo se debe examinar lo siguiente:

a) Experiencia previa: El ingeniero de diseño se debe informar acerca del progreso que han tenido las técnicas de separación para el producto. Si el material está ya en producción y se desea encontrar qué técnica emplear, el problema puede resolverse simplemente por el escalamiento del equipo existente, estableciendo un proceso secundario, o por modificaciones del equipo. Si el producto no es nuevo, se debe hallar de que modo procesan el material los vendedores de equipo.

b) Dirección de pruebas a escala de laboratorio: Experimentar con tubos de ensayo simples, con embudos Buchner, o con centrifugas clínicas de canasta, establecerá algunas veces la practicabilidad de la sedimentación o de la filtración centrífuga. Los vendedores tienen procedimientos

Función	Operación	Equipo de clasificación general	Subclasificación de equipo
recuperación de sólidos	continuo	centrífuga de recipiente sólido	recipiente cónico; recipiente de contorno (vertical, horizontal); recipiente sólido con medio filtrante (combinación); transportador de rollo.
		filtro centrífugo	medio filtrante cónico (transportador de hélice, oscilador); medio filtrante cilíndrico (impulsor, transportador).
		filtro a vacío	de tambor con banda rotatoria; recipiente horizontal; banda horizontal.
		otros	varios tamices, ciclones, filtros y centrifugas especiales, tanques de sedimentación
	intermitente, automática	filtro centrífugo	canasta vertical perforada, velocidad constante; canasta horizontal, velocidad variable.
		centrífuga de canasta no perforada	canasta vertical, velocidad constante; canasta horizontal, velocidad variable
	intermitente	filtro de hoja a presión	de placa y marco; hoja vertical u horizontal a presión
		tanque de sedimentación	

Tabla 7.8.- Selección de equipo centrífugo. Fuente: (6)

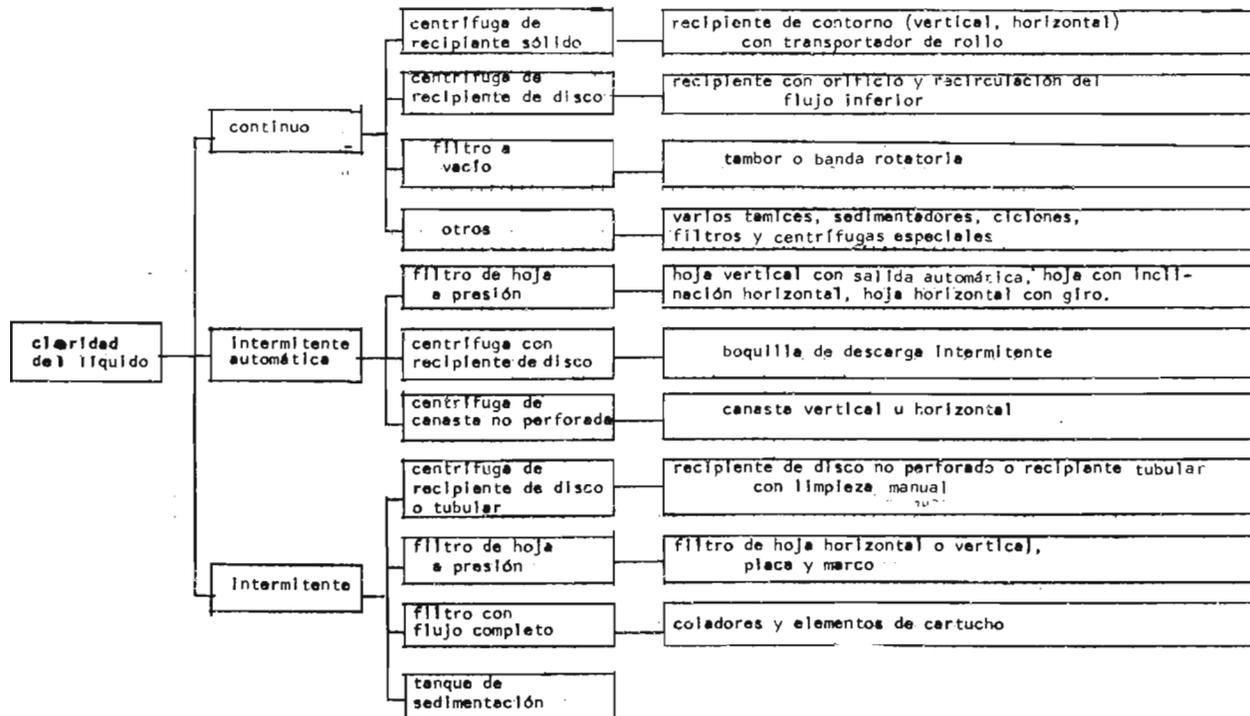


Tabla 7.8 (cont.) - Selección de equipo centrifugo. Fuente: (6)

para conducir pruebas con frascos rotatorios y hacer escalamientos directos, basados en el volumen de sólidos sedimentados, tiempo requerido para la sedimentación, y la fuerza centrífuga empleada. Sin embargo, en este punto de la investigación el objetivo es la selección preliminar del equipo más bien que precisar datos de escalamiento.

La suspensión de alimentación se coloca en un tubo de ensayo o en un frasco y se hace girar hasta alcanzar cerca de 2000 veces la aceleración de la gravedad por varios minutos. ¿Los sólidos sedimentan o flotan?. ¿Algunos sedimentan y otros flotan?. ¿Es el líquido sobrenadante claro?. ¿Cuál es la naturaleza de la torta sedimentada: ¿Es compacta, difícil de penetrar o fácilmente resuspendida?, ¿es blanda o lodosa?.

Si el material no sedimenta, sólo sedimenta parcialmente, o no da un líquido sobrenadante claro, entonces el equipo de sedimentación tal vez no sea la respuesta. Si la torta es fácilmente resuspendida o es lodosa se requiere una técnica cuidadosa para remover la torta. Trabajos preliminares en tubos de ensayo establecerán cualitativamente si una máquina de sedimentación es factible, o los puntos mínimos a explorar durante el trabajo a escala piloto.

Pruebas en un filtro Buchner también guiarán a la selección del equipo. Si la torta del filtro se forma fácilmente, no se rompe o no se contrae, y se seca a un total de sólidos satisfactoriamente, entonces la filtración es posiblemente la respuesta.

c) Evaluación de la suspensión: Una vez que se haya determinado si se va a usar un sedimentador o un filtro centrífugo, o la combinación de ambos; se necesita realizar una evaluación de la suspensión para poder decidir qué tipo de centrifuga, dentro de la categoría seleccionada, es la más conveniente para la prueba a escala piloto.

Sedimentadores centrífugos:

Cuando se considera un sedimentador centrífugo para manejar una suspensión determinada, la facilidad de separación de la partícula debe ser tomada en cuenta. Esto es una función de las variables de la ley de Stokes: $V_t \propto [P^2(\Delta \text{ sp. gr.})] / \mu$, donde V_t = velocidad de sedimentación final; P = tamaño de la partícula; μ = viscosidad del fluido; y $\Delta \text{ sp. gr.}$ = diferencia entre las gravedades específicas de las partículas y el fluido.

Por lo tanto, la determinación de estas variables es el primer paso. Lo más importante por conocer es el tamaño de partícula mínimo, especialmente si es necesaria la clarificación de la suspensión. La tabla 7.9 sugiere ciertos tamaños mínimos de partícula que pueden ser separados por algunos sedimentadores centrífugos. Estos tamaños son para fluidos cuya viscosidad es esencialmente 1 cp., y la $\Delta \text{ sp. gr.}$ es 1.6. Para otras condiciones de la suspensión, la ley de Stokes puede ser usada para substituir el tamaño de partículas conocido a un tamaño efectivo, o bien se puede usar el nomograma que se encuentra en la referencia (5) para transformar los tamaños de partículas conocidos a tamaños efectivos a través de las variaciones de viscosidad y de $\Delta \text{ sp. gr.}$, de este modo se obtendría la aplicación de una centrífuga dada para la suspensión.

Por ejemplo, partículas de sílice de 5 micras ($\text{sp. gr.} = 2.6$), suspendidas en un fluido de 6.4 cp. ($\text{sp. gr.} = 1.0$) actúan como partículas de 0.625 micras; por lo tanto, de acuerdo a la tabla 7.9, la máquina de recipiente sólido no es una buena elección ya que el tamaño mínimo de partícula que puede separar es de 2 micras.

Las consideraciones del contenido de sólidos es también importante porque las diferentes máquinas ofrecen una amplia diferencia en las capacidades de sólidos.

Para confirmar los juicios hechos a partir de datos de la suspen-

Característica de la suspensión:	Tipos de centrifuga					
	recipiente sólido	disco, orificio	disco, válvula de compuerta	disco manual	tubular, manual	intermitente cuchilla manual
tamaño mínimo de partícula *,.....	2	0.25	0.25	0.25	0.1	2
tamaño máximo de partícula	5,000	50	200	200	200	5,000
% de sólidos	2 - 60	2 - 20	0.1 - 5	< 1.0	< 0.1	0.1 - 5
tiempo de giro, min	0 - 3	1 - 10	1 - 10	1 - 10	2 - 20	0 - 3
condición del sedimento...	pasta firme granular	fluida	fluida, pasta	pasta firme	pasta firme	firme
<u>capacidad de proceso:</u>						
cantidad de sólidos $\frac{kg}{hr}$...	45 - 45,000	4 - 1,300	0.4 - 680	0.4 - 45	0.04 - 2	9 - 2,000
cantidad de líquido $\frac{lt}{min}$...	3 - 1,900	3 - 3,000	3 - 750	3 - 1,900	1 - 75	3 - 380
lavado	algo	algo	no	no	no	no
condición de la torta....	pasta, granular	fluida, pasta	fluida, pasta	pasta firme	pasta firme	firme
claridad del líquido....	generalmente	excelente				

* tamaño mínimo de partícula (micras) para una aplicación práctica económica, basada en el diámetro esférico equivalente de Stokes, para sílice suspendida en agua.

tabla 7.9.- Rango de aplicación de centrifugas funcionando como sedimentadores centrifugos. Fuente: (5)

sión, se realizan rotaciones en tubos de ensayo de suspensiones representativas como un medio de ayuda a la evaluación. Un rotor típico es operado a 1000 g's, parándolo para examinar los contenidos en rangos incrementados de tiempo desde 15 seg. a varios minutos, hasta un total de 20 min. A cada intervalo se observa la claridad del líquido separado, se anota el porcentaje de volumen de la torta y el carácter de ésta (dureza o fluidez).

Una clarificación rápida en el tubo de ensayo para los rangos de tiempo de la tabla 7.9, sugiere que son posibles grandes cantidades de procesado. La determinación del contenido en volumen de sólidos en la torta dentro del tubo de ensayo puede ser una ayuda en la conjetura de la capacidad de sólidos necesaria de la centrifuga y de la seguridad de escurrimiento. El carácter de la torta puede sugerir transportación, flujo a través de boquillas, o descarga a través de válvulas de compuerta abiertas.

Estas pruebas, cuando son conducidas por técnicos con experiencia, son muy útiles en la decisión del tipo de centrifuga a usar para obtener datos de operación para el escalamiento; Los planteamientos de las cantidades de sólidos y líquido deben ser revisados a la luz de un equipo comercial idóneo para seleccionar una prueba piloto adecuada a la máquina.

Filtros Centrifugos:

Las centrifugas con medio filtrante son generalmente aplicables cuando partículas de tamaño razonable están presentes en las suspensiones convenientemente concentradas, en las cuales el licor:madre puede ser completamente viscoso. La gravedad específica relativa del líquido y de los sólidos no es muy importante. Sin embargo, sólidos de alta gravedad específica pueden mostrar más dificultad para el transporte a través del medio filtrante que unos más ligeros. La tabla 7.10 es una ayuda en la selección preliminar de un medio filtrante para las centrifugas conforme al ta-

Característica de la suspensión:	Tipos de centrifuga						
	medio filtrante, continuo, desilizador	medio filtrante, continuo, vibrador	continuo, transportador	impulsor, simple/multipaso	horizontal, automática, cuchilla intermitente	vertical, automática, cuchilla intermitente	vertical, manual, cuchilla intermitente
Tamaño mínimo de la partícula*.....	250	500	150	40	20	20	10
Tamaño máximo de partícula.....	10,000	10,000	5,000	5,000	2,000	1,000	1,000
% de sólidos	40 - 80	40 - 80	25 - 75	15 - 75	10 - 50	5 - 20	2 - 10
Tiempo de filtrado, min.....	0 - 3	0 - 3	1 - 5	1 - 10	3 - 20	10 - 30	20 - 60
<u>Capacidad de proceso:</u>							
cantidad de sólidos, $\frac{\text{tons}}{\text{hr}}$	5 - 40	5 - 150	1 - 150	0.5 - 50	0.25 - 20	0.1 - 5	0.1 - 1
habilidad de lavado.....	perfecta	pobre	perfecta	buena	buena	excelente	excelente
condición de descarga de la torta.....	seca, granular	seca, granular	seca, granular	seca granular	seca granular	firme, granular	pasta granular
claridad del líquido...	perfecta	perfecta	pobre	buena	buena	excelente	excelente

* Tamaño mínimo de partícula (micras) para una aplicación práctica económica.

Tabla 7.10.- Rango de aplicación de centrifugas funcionando como filtros centrifugos. Fuente: (5).

maño de la partícula.

Un factor práctico para la evaluación de la centrifuga filtrante es la velocidad con que aumenta de espesor la torta. Esta característica refleja no sólo el tamaño de partícula y la concentración sino también la viscosidad y otros factores más difíciles de medir, tales como la permeabilidad.

La velocidad con que aumenta el espesor de la torta puede ser expresado como el tiempo de filtración necesario para desarrollar un determinado espesor de torta (seg./cm). Tales datos pueden obtenerse fácilmente en el laboratorio usando un embudo Buchner con un buen medio de drenaje inferior, o un aparato típico de prueba de hojas (de 10-15 in. de Hg de vacío diferencial es satisfactorio). Los datos del filtro proporcionan la humedad de la torta y el tiempo de secado que puede ser usado para estimar aproximadamente la ejecución de secado de la centrifuga. Usualmente, las centrifugas con medio filtrante dan tortas secas como lo hacen los filtros particularmente conforme aumenta la viscosidad del licor madre de la suspensión.

Datos más exactos pueden obtenerse por medio de centrifugas de laboratorio manuales, de 6-12 in de diámetro, que operan entre 500 y 1000-g's. Una bolsa de tela o medio filtrante es ajustada dentro de la canasta perforada y cantidades determinadas de suspensión son vertidas lentamente dentro, manteniendo un nivel pequeño de líquido sobre la torta. Después, la torta es escurrida, posiblemente lavada, y llevada a un secado final.

Un camino de fácil desarrollo para precisar datos empíricos convenientes de velocidad es recircular el licor madre claro que ha sido recogido a través de varios espesores de torta. La velocidad a la cual esto es realizado, se mide cuando una capa delgada de líquido permanece sobre -

la torta; tortas compresibles pueden conducir a resultados erróneas. La relación de sequedad y tiempo de escurrimiento puede ser desarrollado por -- muestreo de la torta a varios tiempos, después de que la capa de líquido -- sobre la torta ha desaparecido. Los resultados en el desarrollo del lavado son algunas veces más difíciles porque la distribución presenta algunos -- problemas en aparatos pequeños. Sin embargo, se usan lavados aplicados cuidadosamente por medio de orificios planos de aspersion, a velocidades de -- escurrimiento cercanas al máximo.

Examinando estos datos a la luz del equipo proyectado, las cantidades y la ejecución pueden conducir a una decisión razonable de los tipos de centrifuga que serían considerados. Presentando los datos obtenidos a -- los fabricantes de equipo, o desarrollándolos junto con ellos, podrá resultar un programa de pruebas que permita la selección de una centrifuga apropiada.

Combinación de sedimentador y filtro centrifugo:

La evaluación preliminar de la suspensión para esta categoría de equipo implica observar ambas características de sedimentación y de filtración de la forma anteriormente discutida. En seguida de las pruebas a escala de laboratorio, los estudios del prototipo de centrifuga para una escala mayor son impositivos.

d) Selección del equipo de separación para las pruebas de mayor-escala:

Después de obtener datos de laboratorio preliminares y de establecer los requerimientos del proceso, el ingeniero de diseño debe visualizar el tipo de equipo de separación para la escala de producción que convendría a sus necesidades. Las tablas 7.9 y 7.10, conectarán al diseñador sobre el tipo de equipo de separación; además las referencias de la litera

tura (7), (8) y (9) lo ayudarán a decidir qué equipo explorar más detalladamente.

4.- Planeación de un programa de prueba del equipo:

Ciertas consideraciones deben hacerse para limitar el programa de prueba y para decidir en donde realizar la prueba: En la compañía, con el vendedor, o rentando un equipo.

a) Prueba del material: Si la cantidad de material es limitado, así es el programa. Pruebas en una centrífuga de recipiente sólido y en una centrífuga de canasta pueden correrse con sólo 50 gal.; pero otras unidades necesitan mucho más para que sean dignas de confianza. Entre más grande sea la escala de prueba, el escalamiento es más seguro.

Sedimentadores Centrífugos:

Las pruebas piloto deben plantearse para observar los problemas de remoción de sólidos, también deben tener como objetivo el evaluar la cantidad de líquido contra el resultado de la clarificación, y evaluar la cantidad de sólidos contra la sequedad. Es importante que las suspensiones probadas sean representativas de las condiciones futuras.

Un programa usualmente incluye probar la alimentación de la centrífuga sobre todo el rango de su capacidad, tanto para los líquidos como para los sólidos, así como algunas condiciones constantes de la máquina, tales como la velocidad (fuerza de gravedad), profundidad del tanque, espaciamiento de los discos apilados, tamaño de orificios, ciclos de tiempo, etc.,. En otras corridas a otras condiciones se pueden sugerir posibles mejoras. Cambios en las características de la suspensión y en el contenido de sólidos no deben ser pasadas por alto. Aún los más pequeños incrementos de temperatura del licor en las suspensiones a menudo cambian las viscosidades para mejorar la separación.

Desde el punto de vista de la clarificación, las centrifugas son escaladas por medio de relaciones Sigma (una relación Sigma es el área --- equivalente calculada de un tanque de sedimentación teóricamente capaz de hacer la misma cantidad de trabajo en una unidad gravitacional). Tales métodos de escalamiento son útiles sólo cuando se comparan los mismos tipos de centrifuga, y no obstante, que en el escalamiento la cantidad de sólidos pronosticada es importante, llegar a conclusiones es complicado ya que las relaciones de capacidad de sólidos entre la centrifuga probada y una mayor pronosticada no son solo cuestión de geometría, sino también de la integración del equipo por experiencias pasadas.

Un gran número de características de la torta son difíciles de establecer para proceder a la operación tales como dilatación, tixotropía, densidad de la masa, etc., las cuales afectan el raspado y la transportación. Cambios de estos factores físicos pueden ocasionar problemas para las máquinas grandes con diferente geometría, o que operan a bajas fuerzas gravitacionales.

Filtros Centrifugos:

A menos que el problema haya sido resuelto previamente por alguna máquina centrifuga, es necesario conducir pruebas prototipo para poder extrapolar con confianza a una escala de operación mayor. Se tienen que obtener datos como cantidad contra sequedad, relación de lavado contra pureza, etc.

Igualmente importantes de observar son las características de los sólidos, tales como facilidad de transporte (presión de empuje, facilidad para desprenderlos, habilidad para escurrirse, etc.), cubrimiento (de medio o por inclinación de los sólidos), rotura de los cristales y abrasión. Los requerimientos de potencia para la suspensión y/o las cantidades

de sólidos deben obtenerse, así como las variaciones de los medios filtrantes.

b) Naturaleza del material usado en la prueba; Frecuentemente, - las características del sólido y del líquido dictaminan si y donde pueden ser conducidas las pruebas. Se debe analizar si el líquido es un solvente inflamable y forma mezclas explosivas con el aire, si hay pocos vendedores de equipo de separación que manejen rápidamente grandes cantidades de material alimentado debido a normas locales, ventilación inadecuada, o mala -- protección de motores e instalaciones eléctricas.

Si es necesario llevar a cabo pruebas con los vendedores, entonces el director de laboratorio del vendedor en cuestión estará en contacto para determinar la extensión de la prueba que está permitida por ellos. -- Frecuentemente las pruebas deben realizarse externamente si el riesgo es - demasiado grande para un trabajo interno. Si el licor madre se congela a - temperatura ambiente o por encima de ésta, si hierve a una temperatura baja, o si los sólidos funden a bajas temperaturas, se deben tomar precauciones especiales para controlar las condiciones internas de la centrifuga. - El ingeniero de proyectos debe considerar que el equipo del vendedor está establecido para una naturaleza general y, si tiene un problema de separación no usual propio a la naturaleza de los sólidos o del líquido, se estimará localmente o se trabajará en mutua conformidad con el vendedor para - modificar específicamente su equipo.

c) Pruebas de protección; Si el diseñador no está hasta ahora seguro del tipo de centrifuga adecuada para su proceso, la solución puede -- ser poner el problema en manos de un vendedor que sea capaz de evaluar los tipos de centrifugas.

d) Escalamiento: Después de investigar las variables pertinen--

tes, incluyendo la cantidad de alimentación, fuerza centrífuga, características de la máquina, etc.; dependiendo de los problemas operacionales que se encontraron, debe realizarse una corrida bajo las condiciones más favorables. Los datos obtenidos pueden entonces ser escalados para el equipo - del tamaño de la planta.

5.- Obtención de ofertas para hacer una evaluación final;

Los fabricantes de equipo conocen las ventajas y limitaciones de su equipo y experimentarán para adaptarlos a las necesidades específicas. Puesto que el ingeniero de proyecto conoce su sistema y las características del material, pero probablemente no está familiarizado con los equipos de separación, él y el vendedor deben intercambiar información.

El vendedor necesita el procedimiento completo y las especificaciones mecánicas para valorar al equipo y ofrecer una cotización efectiva. Las conferencias preliminares con los vendedores antes de requerir las cotizaciones proveen de información con relación a especialidades mecánicas, opciones en las formas de control, y disponibilidad de materiales de construcción.

El comprador normalmente requiere del vendedor garantías de ejecución y mecánicas. Las garantías mecánicas son totalmente establecidas, pero las garantías de ejecución para equipos de separación sólido - líquido son de dudoso valor porque se relacionan con la distribución de tamaño de los sólidos suministrada por la prueba de laboratorio. Para una buena ejecución, el comprador debe normalmente contar con la opinión y experiencia del vendedor. El comprador proveerá de datos de diseño al fabricante de equipo, de tal forma que éste último pueda dimensionar al equipo y asumir la responsabilidad de la ejecución. Posiblemente, debe elaborarse un contrato de compra condicional.

La selección del vendedor puede ser difícil, especialmente si se están comparando filtros contra centrífugas, o diferentes tipos de centrífugas. La selección final se basará en la ejecución total, en la eficiencia mecánica, y en las consideraciones de costo de compra, operacional, y de mantenimiento. El ingeniero se asegurará de las estimaciones de capacidad; si la eficacia mecánica es de interés, los vendedores (o la compañía) pueden frecuentemente arreglar contactos con usuarios de equipo.

7.2.3 ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE SELECCION.

En el caso de separación sólido - líquido la aplicación de las máquinas centrífugas se encuentra en la recuperación de los sólidos o bien en la obtención de un líquido claro. El grado de separación requerida, como se ha mencionado, está influenciado por la naturaleza de los materiales que van a ser manejados, la distribución del tamaño, los problemas de procesamiento y la contaminación del líquido.

Debido a lo anterior, se han ido variando los diseños de estas máquinas con el objeto de que puedan ser usadas en una amplia variedad de rangos de partículas y concentraciones. Sin embargo, esto ha ocasionado una gran diversidad de tipos de centrífugas y debido a ello se presentan casos en que dos o más de estos equipos pueden ser usados dentro de los mismos rangos de características de las suspensiones y capacidades de proceso. O sea que varias máquinas, cuya finalidad es la misma (filtración o sedimentación), pueden ser utilizadas para desempeñar una determinada operación de separación ya que presentan zonas en las que son igualmente aplicables. Tal situación puede ser observada en la tabla (7.11) para el caso de los sedimentadores centrífugos, y en la tabla (7.12) para los filtros centrífugos. Estas tablas muestran los rangos de aplicabilidad de --

los diferentes tipos de centrifugas.

Por otra parte, no siempre se requiere una separación completa de los sólidos y el líquido ya que el grado de separación está dictaminada por los requerimientos del proceso y por el rango de aplicación de las distintas clases de equipo de separación. Por lo tanto, no obstante, que la naturaleza de los sólidos y del líquido determina el equipo de separación apropiado para las condiciones específicas, frecuentemente en los casos de separación sólido - líquido se presentan diferentes clases de equipo que son competitivos con las centrifugas para desempeñar una función determinada, principalmente los filtros, y esto hace que la selección del equipo -- más adecuado resulte difícil.

En las tablas (7.13), (7.14), (7.15) y (7.16) se comparan varios criterios físicos e ingenieriles contra diferentes equipos que pueden realizar el trabajo de acuerdo a las condiciones de la suspensión: mezcla de líquidos con algunos sólidos presentes suspendidos; suspensiones con menos del 10% de sólidos por volumen; suspensiones con 10 - 40% de sólidos por volumen; y suspensiones espesas con más del 40% de sólidos por volumen.

Estas tablas no proporcionan una respuesta concluyente sobre -- cuál equipo es el mejor para resolver un problema en particular, ya que ésta también depende de factores individuales del proceso y probablemente se requieran de aspectos técnicos como la pureza del efluente y de consideraciones económicas. Sin embargo, como las tablas establecen una comparación del modo de funcionamiento, capacidades y limitaciones de los diferentes -- equipos, pueden ser de gran ayuda para una buena selección.

7.2.4 Costo del Equipo de Centrifugación.

Los costos de los principales tipos de centrifugas se muestran --

TABLA 7.13 COMO SEPARAR LIQUIDOS INMISCIBLES (CON ALGUNOS SOLIDOS PRESENTES). FUENTE: (11)

CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO Y DEL EQUIPO	SEDIMENTADOR POR GRAVEDAD	SEPARADOR CENTRIFUGO TIPO RETENEDOR	SEPARADOR CENTRIFUGO TIPO EYECTOR	SEPARADOR CENTRIFUGO TIPO ORIFICIO
PROPIEDADES DE LA FASE LIQUIDA				
Diferencia mínima en densidad	2%	2%	2%	2%
Temperatura máxima	No-crítica	Diseño estándar: 170°C	Diseño estándar: 170°C	Diseño estándar: 170°C
PROPIEDADES DE LA FASE SOLIDA				
Concentración en Volumen	No hay límite	< 1%	1 - 10%	> 5%
Tamaño separable de partícula	> 100 µm	0.5-500 µm	0.5-500 µm	0.5-500 µm
COMPORTAMIENTO DEL EQUIPO				
Unidad máxima de flujo	No hay límite	200 m ³ /h.	60 m ³ /h	200 m ³ /h
G. Máxima	1	5,000-11,000	5,500-7,500	6,000-9,000
Descarga	Posible	Cuando se requiera	Cuando se requiera	Cuando se requiera
Seguridad del Sedimento.	Baja	Alta	Alta	Alta
Tiempo de residencia	Horas-días	Segundos	Segundos	Segundos
	Posible	Sistema sellado con líquido ó cubierta con Gastight	Sistema sellado con líquido ó cubierta con Gastight	cubierta con Gastight
Diseño a prueba de explosión	Posible	Si	Si	Si
Materiales resistentes a la corrosión	Posible	Acero Inoxidable para partes húmedas. (estándar)	Acero Inoxidable para partes húmedas (estándar)	Acero Inoxidable para partes húmedas (estándar)
Materiales resistentes a la erosión	No	Posible	Uso de revestimiento Stellite en puntos expuestos.	Uso de revestimiento Stellite.
Automatización	Posible	Posible	Si	Si
Limpieza automática en el lugar	No	No	Si	Si
Sistema de descarga de sólidos	Manual, rascador, espumadera, transportador, etc.	Manual, después de la operación	Automática, intermitente durante la operación	Continua a través de orificio.
FACTORES ECONOMICOS				
Potencia requerida para una instalación de 10 m ³ (bombas)	Nada	6 Kw.	15 Kw.	15 Kw.
Intervalo necesario para limpieza y mantenimiento	Meses	Varias horas	Varias Semanas	Varias Semanas
Duración de los paros para limpieza y mantenimiento	Considerable	Corto	Corto	Corto

TABLA 7.14 SEPARACION DE SUSPENSIONES (CON MENOS DE 10% DE SOLIDOS POR VOLUMEN) FUENTE: (12)

CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO Y DEL EQUIPO	SEDIMENTADOR POR GRAVEDAD	FILTRO A PRESION TÍPICO	SEPARADOR CENTRIFUGO TIPO RETENEDOR	SEPARADOR CENTRIFUGO TIPO EXPULSION DE SOL.	SEPARADOR CENTRIFUGO TIPO ORIFICIO
PROPIEDADES DE LA SUSPENSION					
Diferencia mínima en la densidad de las fases	2 %	No se aplica	2 %	2 %	2 %
Temperatura máxima	No Crítica	No Crítica	Diseño estándar: 170°C	Diseño estándar: 170°C	Diseño estándar: 170°C
Concentración de sólidos por volumen	1-10%	< 10%	< 1%	1-10%	> 5%
Tamaño de partícula separable	> 100 µm	1-100 µm	0.5-500 µm	0.5-500 µm	0.5-500 µm
COMPORTAMIENTO DEL EQUIPO.					
Unidad máxima de flujo	Sin límite	4 mt ³ / hr mt ²	50 mt ³ / hr	60 mt ³ / hr	200 mt ³ / hr
G Máxima	1	No aplicable	5,000-11,000	5,500-7,500	6,000-9,000
Max. filtrado/presión (manométrica) de descarga	0	0-5 bar	Aprox. 5 bar	Aprox. 5 bar.	Aprox. 5 bar.
Volumen del producto en el sistema	Un poco arriba de 5 litros de agua	Depende del tamaño del filtro	60 lts.	50 lts.	100 lts.
Tiempo de residencia de la fase líquida	Un poco arriba de varias horas/días	Minutos ó menos	Segundos	Segundos	Segundos
CAPACIDADES DEL PROCESO DE INGENIERIA.					
Ajuste de la viscosidad de la alimentación	Pre calentamiento	Pre calentamiento	Pre calentamiento	Pre calentamiento	Pre calentamiento
Ajuste de la concentración de la alimentación	Ninguno	Ninguno	Ninguno	Ninguno	Recirculación de la descarga del orificio.
Torta/ajuste de sequedad del sedimento	Ninguno	Ninguno	Ninguno	Volumen y frecuencia de descarga variable	Tamaño de orificio variable y recirculación parcial.
Sistema de descarga de los sólidos	Manual, rascador, espumadera, bombeo, transportador	Manual, empujando, raspando	Manual, después de la corrida	Hidráulica, automático, intermitente durante la corrida	Continuo, por medio de orificios.
Diseño a prueba de explosión (Reventón)	Posible	Posible	Si	Si	Si
Requerimientos de Aditivos	Posiblemente floculantes	Ayuda de filtro si es necesario	Normalmente ninguno	Normalmente ninguno	Normalmente ninguno
Materiales resistentes a la corrosión	Posible	Posible	Acero inoxidable estándar para las partes húmedas	Acero inoxidable estándar para las partes húmedas	Acero inoxidable estándar para las partes húmedas
Materiales resistentes a la erosión	No son necesarios normalmente	No son necesarios normalmente	Uso de revestimiento de stellite en los puntos expuestos	Uso de revestimiento de stellite en los puntos expuestos.	Uso de revestimiento de stellite en los puntos expuestos.
Automatización	Posible	Posible	En algún grado	Si	En algún grado
Limpieza automática en el lugar	No	Dependiendo del tipo	No	Si	Si
FACTORES ECONOMICOS					
Potencia requerida para la instalación	Ninguna	Arriba de 10 Kw. dependiendo del tipo	6 Kw.	15 Kw.	15 Kw.
Intervalo necesario para limpieza y mantenimiento	Meses	Semanas ó menos	Horas	Semanas	Semanas
Duración de los paros para limpieza y mantenimiento	Considerable	Usualmente considerable	Corto	Corto	Corto

TABLA 7.15 SEPARACION DE SUSPENSIONES (CON 10.40% SOLIDOS POR VOLUMEN) FUENTE: (13).

CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO Y DEL EQUIPO	FILTRO AL VACIO, TAMBOR ROTATORIO	SEDIMENTADOR CENTRIFUGO, TIPO DECANTADOR	FILTRO CENTRIFUGO, TIPO DESCORTEZADOR	FILTRO CENTRIFUGO, TIPO PENDULO
PROPIEDADES DE LAS SUSPENSIONES				
Temperatura Máxima	Abajo del punto de ebullición	170°C	170°C	170°C
Contenido de sólidos por volumen	> 10%	Arriba de 40%	> 10%	> 5%
Tamaño separable de partícula (mín-Max).	0.5 - 100 µm	2 µm- 20 mm.	5 µm- 10 mm.	5 µm - 10 mm.
Densidad de la fase sólida relativa a la fase líquida	Inmaterial	Alta	Inmaterial	Inmaterial
COMPORTAMIENTO DEL EQUIPO				
Ciclo de operación	Continuo	Continuo	Intermitente	Intermitente
Capacidad máxima de manejo de sólidos permisibles	5 Ton/hr.	5 Ton/ hr.	2 Ton/batch	0.5 ton/batch
G. Máxima	No aplicable	2,000-5,000	Arriba de 1,500	Arriba de 1,500
Volumen de producto en el sistema	Arriba de 5 m ³	50-100 lts.	60-2,800 lts.	60-380 lts.
Tiempo de residencia	Minutos	Segundos	Minutos	Minutos-horas
CAPACIDADES DEL PROCESO DE INGENIERIA.				
Ajuste de la viscosidad de la alimentación	Pre calentamiento	Pre calentamiento	Pre calentamiento	Pre calentamiento
Ajuste de la concentración de la alimentación	Externa	Recirculación parcial de los efluentes	Externa	Externa
Ajuste de la sequedad torta/sedimento	Ajuste por velocidad en algunos casos	Posible	Tiempo de giro y Rapidez	Tiempo de giro y Rapidez.
Sistema de descarga de sólidos	Sistemas varios de raspado	Continuo por medio de tornillos sin fin	Hoja de arado ancho ó navajas reciprocantes	Navaja rascadora, neumática ó manual
Colección de licor de lavado	Después de la colección del filtrado	ninguna	Después de la colección del filtrado	Después de la colección del filtrado.
Contención del vapor/gas	Posible diseño sellado	Diseño sellado	Recubrimiento con Gastight	Recubrimiento con Gastight
Aditivos	Capa previa si es necesaria	Posible floculante	Ninguno	Ninguno
Materiales resistentes a la corrosión	Si	Acero Inoxidable	Si	Si
Materiales resistentes a la erosión	No aplicable	Cubierta extra-dura en partes expuestas	Cubierta Extra-dura en partes expuestas	Cubierta Extra-dura en partes expuestas.
Automatización	Posible	Posible	Posible	Posible
Limpieza automática	Posible	Posible	Posible	Posible
Diseño a prueba de explosión	Posible	Posible	Posible	Posible
FACTORES ECONOMICOS				
Potencia Instalada requerida	12 Kw	15 Kw	25 Kw	25 Kw
Intervalo para paros de mantenimiento y limpieza	Semanas-meses	500-700 horas	Semanas - meses	Semanas - meses
Características especiales	Bajo costo de instalación	Virtualmente operación continua, condiciones constantes de operación/ períodos largos	Poca humedad residual, bajo costo de secado	Poca humedad residual, bajo costo de secado

TABLA 7.16 SEPARACION DE SUSPENSIONES ESPESAS (MAS DE 40% DE SOLIDOS POR VOL). FUENTE: (14)

CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO Y EQUIPO	FILTRO AL VACIO, TIPO TAMBOUR ROTATORIO	FILTRO CENTRIFUGO, TIPO IMPULSOR.	FILTRO CENTRIFUGO, TIPO DESCORTEZADOR	FILTRO CENTRIFUGO, TIPO PENDULO.
PROPIEDADES DE LA SUSPENSION				
Temperatura máxima	Abajo del punto de ebullición	170°C	170°C	170°C
Contenido máximo de sólidos por volumen	60%	90%	60%	60%
Tamaño separable de partícula (min-max)	0.5 - 1 µm	50 µm - 40 mm	5 µm - 10 mm	5 µm - 10 mm
Densidad de la fase sólida relativa a la fase líquida	Inmaterial	Inmaterial	Inmaterial	Inmaterial
COMPORTAMIENTO DEL EQUIPO				
Ciclo de Operación	Continua	Continua	Intermitente	Intermitente
Máximo de sólidos Manejables	5 ton/hr	80 ton/hr.	2 ton/Batch	500 Kg/Batch
Fuerza G	No se aplica	400-1600	Arriba de 1500	Arriba de 1500
Volúmen del producto en el sistema	Arriba de 5 m ³	1-200 lts. de sólidos	600-2800 lts. de sólido	60-380 lts. de sólido
Tiempo de Residencia	Minutos	Segundos	Minutos	Minutos-horas
CAPACIDADES DE PROCESO				
Ajuste de la viscosidad de la alimentación	Precalentamiento	Precalentamiento	Precalentamiento	Precalentamiento
Ajuste de la concentración de la alimentación	Exterior	Exterior	Exterior	Exterior
Ajuste de la sequedad torta/sedimento	Ajuste de velocidad en algunos casos	Velocidad del Impulsor	Tiempo y velocidad de giro	Tiempo y velocidad de giro
Sistema de descarga de los sólidos	Sistemas rascadores varios	Impulsor reciprocante	Arados anchos o navajas reciprocantes.	Navajas descortezadoras, neumáticas o manuales
Lavado Torta/sedimento	Si	Si	Si	Si
Recolección separada de licor de lavado	Después de la recolección del filtrado	Si	Después de la recolección del filtrado	Después de la recolección del filtrado.
Contaminación vapor/gas	Posible diseño sellado	Gastight casing	Gastight casing	Gastight casing
Materiales resistentes a la corrosión	Si	Si	Si	Si
Materiales resistentes a la erosión	No aplicable	Cubierta Extra-dura de las partes expuestas	Cubierta Extra-dura de las partes expuestas.	Cubierta Extra-dura de las partes expuestas
Automatización	Posible	Posible	Posible	Posible
Limpieza automática	Posible	Posible	Posible	Posible
FACTORES ECONOMICOS				
Potencia requerida para la instalación (excluyendo bomba)	12 Kw	25 Kw	25 Kw	25 Kw
Intervalos entre arranques después de limpieza/mantenimiento	Semanas-meses	Semanas	Semanas-meses	Semanas-meses
Carac. especiales	Bajo costo de instalación	Virtualmente operación continua condiciones constantes en un período largo de operación.	Poca humedad residual bajo costo de secado	Poca humedad residual bajo costo de secado

en las figuras 7 y 8 del apéndice A.

7.2.5 Importaciones del Equipo de Centrifugación.

Las importaciones de las máquinas centrífugas se pueden observar en la tabla 4 y figura 4 del apéndice B.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Tiller Frank M., Chemical Engineering, 81 (9), 116-119 (1974).

FILTROS

- (2) Foust A.S., "Principios de Operaciones Unitarias", 1: Ed., p.p. 607-617, CECSA, México 1970.
- (3) Mc Cabe W.L., y J.C. Smith, "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", 1: Ed., Vol. 11: p.p. 911-921, Reverte S.A., Barcelona, 1969.
- (4) Considias D. M. "Chemical and Proces Technology Enciclopedia", p.p. 487, 503, Mc Graw-Hill, New York, 1974.
- (5) Flood J. E., Porter H. F., Chemical Engineering, 73 (13), p.p. 163-176 (1966)
- (6) Purchos D.B. "Industrial Filtration of Liquid", 2: Ed., p.p. 220, --- Leonor Hill, Londres, 1961.
- (7) Perry J. M. "Manual de Ingeniero Químico", 3: Ed., p.p. 1503-1545, Uteha México, 1974.

CENTRIFUGAS

- (1) Considine D. M., "Chemical and Process Technology Enciclopedia", p.p. - 240-245; 692-2693, Mc Graw-Hill Book Co. New York, 1974.
- (2) Foust A. S., "Principios de Operaciones Unitarias", 4: Ed., p.p. 576-584; 625-632, CECSA, México, 1970.
- (3) Mc Cabe W. L. "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", Tomo 11, p.p. 941-946; 958-969, Reverté S. A., Barcelona, 1969.

- (4) Perry J. H., "Manual de Ingeniero Químico", 3a Ed., Tomo 11, p.p. ---
1548-1582, UTEHA, México, 1974.
- (5) Day Roger W., Chemical Engineering, 81 (10), p.p. 98-104 (1974)
- (6) Moyers Charles G., Chemical Engineering, 73 (13). p.p. 182-189 (1966).
- (7) Flood J. E., H. F. Porter, F. W. Rennie, Chemical Engineering 73 (13)
190-197 (1966).
- (8) Perry J.M., "Chemical Engineers Handbook", 4a. Ed. Section 19, p.p. -
86-100, Mc Graw-Hill Book Co., New York, 1963.
- (9) Lavanchy A. C., Keith F. W., "Kirk-Othmer, Enciclopedia of Chemical --
Tecnology". 2nd. Ed., Vol. IV, p.p. 710-758, Interscience Publishers,
Inc., New York, 1963.
- (10) Davies E., "Selection of Equipment for Solid-Liquid Separations", ----
Trans. Inst. Chem. Engrs., 43: p.p. 256, 1965.
- (11) Alfa-Laval, Chemical Engineering, 80 (9), 60L-60M (1973)
- (12) Alfa-Laval, Chemical Engineering, 80 (12), 64V-64W (1973)
- (13) Alfa-Laval, Chemical Engineering, 80 (16), 30V-30W (1973)
- (14) Alfa-Laval, Chemical Engineering, 80 (23), 62Z-62AA (1973)
- (15) Alfa-Laval, Chemical Engineering, 80 (28), 68V-68W (1973)

3a. SECCION. ESTUDIO DE UN CASO ESPECIFICO:
LA INDUSTRIA AZUCARERA.

8 LA INDUSTRIA AZUCARERA.

En los capítulos anteriores se seleccionaron tres operaciones básicas, analizándose sus diferentes equipos con el objeto de poder establecer las posibilidades de aplicación de los mismos, lo cual nos sirvió de base para realizar el estudio de un caso especial y comprobar la hipótesis planteada en este trabajo: la heterogeneidad tecnológica desde el punto de vista del equipo de proceso, es decir, hacer hincapié en la gran variedad de tipos de equipo empleados para desempeñar la misma función, así como -- también en la diversidad de marcas existentes de un mismo equipo dentro de esta rama productiva.

Para poder efectuar un análisis más detallado hubo necesidad de seleccionar una rama productiva que, además de ser representativa, tuviera facilidad en el acceso de información, que, generalmente, no está disponible.

Se eligió la industria azucarera porque llenó los dos requisitos necesarios: la representatividad, la cual queda de manifiesto en el capítulo 4 en donde puede verse que de las tres operaciones unitarias analizadas (separación sólido-líquido, mezclado y secado), la industria azucarera aparece en primer lugar en dos de ellos; además, se logró reunir la información suficiente como para hacer un análisis más profundo de esta industria.

Existen además otras razones, tales como la importancia de la industria azucarera en México y la obsolescencia del equipo de las unidades productivas, que hacen de esta rama de la industria, un caso de particular interés.

Respecto a la obsolescencia del equipo, cabe hacer algunos comentarios: de acuerdo con un estudio de las Naciones Unidas (1), solamente

10 unidades, con una capacidad de molienda de 104,000 toneladas por día, - estaban equipadas con maquinaria moderna, hasta enero de 1973. Otras 29 -- unidades con una capacidad de molienda de 113,850 toneladas por día tenían equipo semi-obsoleto y 19 fábricas que funcionan con una capacidad de ---- 25,000 toneladas diarias usaban maquinaria obsoleta.

8.1 PROCESO DE OBTENCION Y REFINACION DEL AZUCAR.

8.1.1 Fabricación.

a) Azúcar crudo.

La caña se pesa y es llevada a las cuchillas, en donde es cortada en pequeños pedazos. Estos pedazos son los que se pasan por las machacadoras, formadas por cilindros acanalados que rompen la caña retorciéndola-- cuando pasa entre ellos quedando así, preparada para la extracción subsi-- quiente en los molinos.

b) Extracción.

A medida que pasa la caña por los molinos, la caña desprende su- jugo. Los molinos, por lo general, se encuentran formando un tándem de 4 a 7 molinos.

Cuando la caña ya molida deja el segundo y tercer molino, se riega con agua, la cual es absorbida por la fibra de la caña, facilitando su- extracción por los dos últimos molinos al mezclarse con el jugo remanente.

La pulpa que sale del último molino se denomina bagazo y es ---- transportada a las calderas, en donde proporciona a veces todo el combustible necesario para la operación; en otras ocasiones se vende para fabricar tabla de fibra que es aislante y se emplea para paredes interiores de edi- ficios y en otras aplicaciones. Actualmente el bagazo se usa para obtener- la celulosa para la fabricación del papel. Aproximadamente, con el bagazo-

se pierde el 4% del azúcar presente.

c) Clarificación.

El jugo de la caña, a medida que fluye de los molinos es colado para separar las partículas finas del bagazo. Después se somete a una clarificación por calentamiento y tratamiento con cal (defecación); la cal puede ser adicionada varias veces y en diferentes formas (lechada o en polvo; hidratada u óxido). En muchos molinos se hace una adición preliminar de hidróxido de calcio para neutralizar parcialmente el jugo. El jugo se pesa, se calienta casi hasta ebullición y se pasa a los clarificadores (defecadores), que son tanques de sedimentación con fondo inclinado o cónico y llaves de salida a varias alturas. El jugo caliente contiene coloides coagulados y sales de calcio precipitadas. En estos clarificadores se deja reposar el jugo de 45 a 90 minutos. Las partículas finas de fibra y otras de poca densidad, mezcladas con aire, suben y forman nata, en tanto que las partes insolubles más pesadas forman un sedimento de lodo. La porción central, que es jugo claro, se saca en la mayor cantidad posible por las llaves laterales.

Existen actualmente otros tipos de clarificación: la continua en sedimentadores de bandeja, y la clarificación compuesta que emplea clarificadores continuos y permite el tratamiento separado de los jugos de diferentes molinos. Las espumas y los lodos o cachaza se filtran y las aguas de lavados vuelven a la etapa de clarificación. La torta del filtro sirve como abonos de campos de caña.

d) Cristalización y Extracción.

El jugo claro se hace jarabe (meladura) por medio de cuatro evaporadoras de cuatro efectos. El jarabe se mantiene en una densidad tal que sólo será necesaria una ligera evaporación para cristalizar el azúcar que contiene. Este jarabe pasa enseguida a calderas de vacío de simple efecto-

con serpentín o con cámara de vapor. A medida que el agua se evapora, el jarabe se sobresatura y aparecen en él diminutos cristales de azúcar. A menudo se provoca la formación de los gránulos de azúcar sembrando una pequeña cantidad de azúcar en polvo en el jarabe cuando éste ha alcanzado el debido grado de sobresaturación. Factores determinantes en el rendimiento de cristales de azúcar son la uniformidad en el tamaño de los gránulos así como la densidad del magma cristalino o masa cocida (la cual, al suspenderse la ebullición, no debe contener más que aproximadamente el 10% de agua). A las temperaturas a las que se lleva a cabo la ebullición y las operaciones siguientes de centrifugación, cada kilogramo adicional de agua en el magma impedirá la cristalización de aproximadamente tres kilogramos de azúcar.

Cuando ha terminado la ebullición, se corta el vacío y se deja que el magma salga por la válvula del pie de la caldera y caiga en los tanques mezcladores, provistos de agitación. De estos tanques pasa por gravedad a centrífugas, donde el magma cristalino es vertido mientras ésta gira lentamente. y en seguida se acelera la máquina hasta unas 1,100 rpm. Cuando toda la melaza separable ha salido, se aplica el freno y cuando ha llegado a poca velocidad, la placa o válvula del fondo se levanta y el azúcar, llamado primer azúcar, es separado por un descargador que trabaja como arado. La melaza cae por un canal inclinado a un tanque. Esta se llama primera melaza, y contiene una cantidad considerable de azúcar cristalizabile.

Se devuelve a la caldera la primera melaza para evaporar agua en una segunda ebullición y así queda reducida a un nuevo magma cristalino, del que se recoge el segundo azúcar y la segunda melaza por centrifugación. La segunda melaza, que contiene aún algo de azúcar cristalizabile, es de--

vuelta a la caldera para una tercera ebullición.

La concentración de sustancias no sacáridas en esta melaza es tan grande que el crecimiento de los cristales es mucho mas lento que en la primera y segunda cocción, y la tercera masa cocida queda francamente sobresaturada. Con el fin de obtener de ella el azúcar, se echa en los crystalizadores provistos de agitadores y de camisa de agua o serpentines para refrigeración. En ellos el magma se enfría gradualmente con agitación lenta, para que el azúcar disuelta en el líquido se deposite sobre los cristales ya formados en la caldera. Centrifugando la tercera masa cocida se obtiene el tercer azúcar y la tercera melaza o melaza incristalizable, que se guarda en tanques y se vende para alimentación del ganado vacuno y para la fabricación del alcohol.

El tercer azúcar se mezcla con jarabe del evaporador y el magma resultante se devuelve a la caldera de vacío como núcleo sobre el cual se forman los gránulos del primero y segundo azúcar, o se pasa por la centrifuga. En este caso, el azúcar doblemente purgado resultante se mezcla con los azúcares primero y segundo. Estos dos siempre se mezclan uno con otro, y la mezcla, se haya o no admitido azúcar doblemente purgado, pasa a los depósitos de almacenamiento de los que se toma para los embarques generales.

Este producto se llama en el mercado azúcar morena centrifugada o simplemente azúcar centrifugada.

8.1.2 Refinación

a) Lavado.

La primera etapa en el proceso de refinación, llamada afinación o lavado, separa el revestimiento de melaza o líquido madre que envuelve a los cristales del azúcar crudo. El azúcar se mezcla primero en un largo transportador helicoidal con el agua de lavado de un azúcar anteriormente refinado. La masa pastosa resultante, llamada "magma", gira en una centrifuga y el contenido del cesto se rocía con agua pura. La porción líquida expulsada se recoge, en tanto que los cristales de azúcar permanecen contra el forro perforado del cesto. En ese punto tiene el azúcar una pureza de 99°. El azúcar lavado, sacado de la centrifuga, se disuelve en "agua dulce" caliente y la densidad de la solución se ajusta a 60 - 65% de sólidos.

b) Defecación.

Una vez lavado el azúcar, se envía a los tanques de defecación. El pH del líquido (ligeramente ácido), se neutraliza con una lechada de cal. Se añade diatomita como auxiliar en la filtración, y después de agitarse, se hace pasar el líquido a través de filtros de hojas a presión.

El efluente tiene todavía un color amarillento, porque sólo se han eliminado las impurezas insolubles. La torta depositada sobre las hojas del filtro es arrastrada con agua caliente y la suspensión pasa por un filtro de succión rotatorio o por filtros prensa. El agua dulce así obtenida se emplea para disolver azúcar lavado y la torta final se regenera por calcinación para volverse a emplear, o se desecha.

Una parte de los lavados (levaduras crudas) del azúcar crudo, se disuelve para mezclarlo con más azúcar crudo. El exceso se envía a un nuevo derretido, donde se hierve para convertirlo en azúcar semejante al azúcar crudo que se derrite y refina, o bien una parte o todo el jarabe en exceso (aproximadamente 80° de pureza) se refina separadamente del azúcar lavado.

c) Filtración.

La purificación mayor del líquido de derretimiento del azúcar lavado se efectúa por filtración a través de carbón animal granular (negro de huesos o carbón de huesos), El negro de huesos adsorbe las impurezas, incluyendo la materia colorante y las sales inorgánicas de los caldos azucarados. Este procedimiento de purificación, llamado filtración por carbón, se lleva a cabo en grandes cisternas cilíndricas (filtros de carbón).

El líquido se vierte en ellas por la parte superior, pasa a través de toda la columna de carbón y llega al exterior casi incoloro. Conforme transcurre el tiempo, va dejando de salir incoloro, saliendo después de color pajizo y después sale amarillo cuando la capacidad de adsorción del carbón se va agotando. Cuando el filtro queda completamente agotado, el líquido es desplazado por agua de arriba a abajo; el efluente, cuya densidad disminuye de modo continuo, es evaporado en múltiples efectos hasta que la recuperación del azúcar ya no es costeable.

Se lava entonces el filtro durante varias horas, para eliminar la mayor parte de las sales minerales adsorbidas.

Finalmente, se seca el carbón y se calienta al rojo en retortas cerradas para destruir las impurezas orgánicas y restaurarles su capacidad de adsorción.

En ocasiones, se emplea carbón vegetal activado, sin embargo, el costo de este adsorbente es mayor y las pérdidas en la regeneración son mucho mayores que con el negro de huesos; sin embargo, los costos de instalación son mayores en el caso del negro de huesos, ya que se requiere mayor cantidad que en el caso del carbón activado.

Existe otro proceso de refinación que es la decoloración con hipocloritos, en este método, el azúcar crudo lavado se derrite a temperatu-

ra mucho más baja que la usual (aproximadamente 43°C); se añade al líquido una solución de hipoclorito de calcio y fosfato sódico y se le hace pasar por un clarificador continuo aireado.

También puede purificarse con intercambio iónico, ya sea con zeolitas o con resinas sintéticas.

d) Lavado con metanol.

Un nuevo procedimiento de refinación del azúcar de caña, consiste en el lavado total de azúcar crudo con metanol caliente. Este se lleva a cabo en solución, la envoltura del líquido madre que rodea los cristales de azúcar, las impurezas solubles y una pequeña cantidad de sacarosa; las impurezas insolubles son también arrastradas a medida que se ejecuta el lavado con agitación. Después de centrifugar y secar el azúcar lavado, se obtiene un producto de 99.7° . La materia insoluble arrastrada por el material se separa por sedimentación y el metanol, destilado de los sólidos solubles, deja melaza de la cual se separa una pequeña cantidad de azúcar cristalino de unos 92° .

e) Cristalización.

La evaporación de efecto múltiple del líquido filtrado con negro de huesos, la cristalización en calderas de vacío y la centrifugación del magma cristalino son semejantes a los procedimientos correspondientes en la manufactura del azúcar crudo, exceptuando que los cristales de azúcar granulado y refinado son completamente lavados en las centrifugas con agua pura para separar enteramente el líquido madre restante.

En la figura 8.1, se muestra el diagrama de flujo de la obtención de azúcar.

Los 64 ingenios que existen en la actualidad en el país, se enumeran en la siguiente lista:

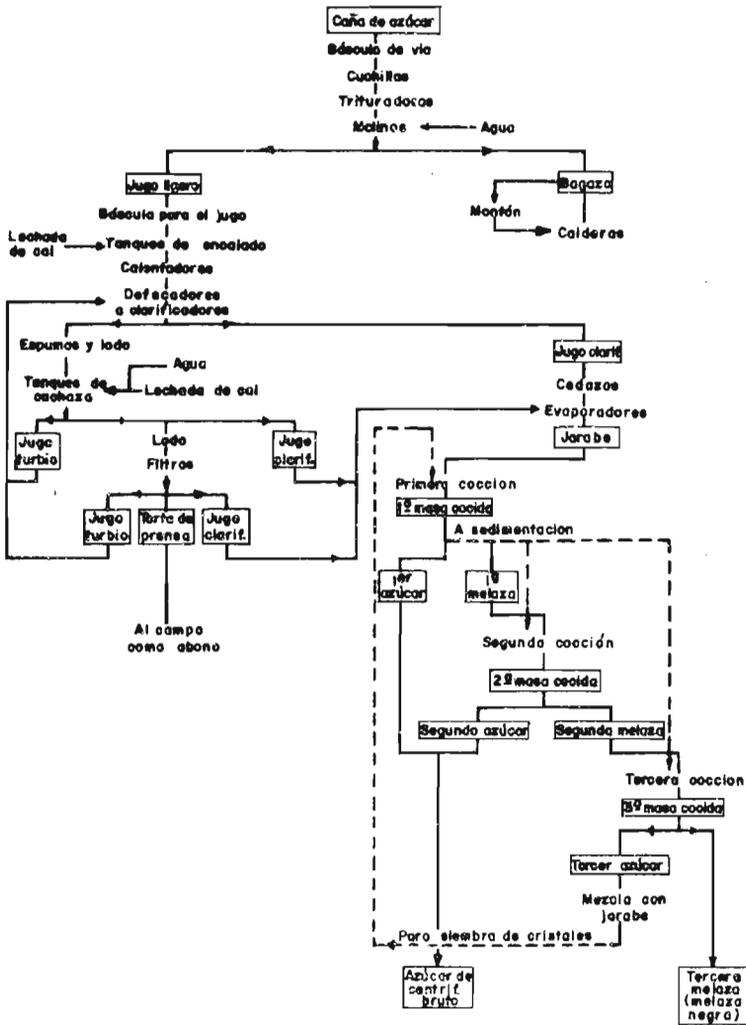


FIG. (8.1) ESQUEMA DE FABRICACION DEL AZUCAR DE CAÑA

No.	Nombre	Razón Social.
1	Adolfo López Mateos	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
2	Agua Buena.	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
3	Atencingo.	Ingenio Atencingo, S. A.
4	Bellavista.	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
5	Calipam.	Ingenio Calipam, S. A.
6	Casasano.	Ingenio de Casasano "La Abeja" S. A.
7	Central Progreso	Central Progreso, S.A.
8	Constancia	Ingenio Constancia, S.A.
9	Cuatotolapam.	Cia. Industrial Azucarera, S.A.
10	Dos Patrias.	Cia. Azucarera de Tecotalpa S. de R. L. y C.V.
11	El Carmen.	Ingenio "El Carmen", S.A.
12	El Cora.	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
13	Eldorado.	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
14	El Higo	Ingenio El Higo, S. A.
15	El Mante	Soc. Cooperativa de Ejidatarios y Obreros del Ingenio del Mante.
16	El Modelo.	Operadora Nal. de Ingenios, S. A.
17	El Molino.	Ingenio El Molino, S. A.
18	El Potrero.	Ingenio "El Potrero", S. A.
19	El Refugio.	Ingenio El Refugio, S. A.
20	Emiliano Zapata.	Soc. Cooperativa de Ejidatarios Obreros y Empleados del Ingenio Emiliano Zapata, S.C. de P.E. de R.S.
21	Estipac.	Ingenio Estipac, S. A.
22	Guadalupe.	Ingenio de Guadalupe, S. A.

No.	Nombre	Razón Social.
23	Hermenegildo Galeana	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
24	Independencia	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
25	José Ma. Morelos	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
26	La Concepción	Cfa. Azucarera La Concepción, S.A.
27	La Gloria.	Ingenio La Gloria, S.A.
28	La Joya.	Ingenio La Joya, S.A.
29	La Margarita	Ingenio "La Margarita", S.A.
30	La Primavera	Cfa. Azucarera Navolato, S. A.
31	La Providencia.	Ingenio "La Providencia", S. A.
32	La Purísima.	Ingenio La Purísima, S.A.
33	Lázaro Cárdenas.	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
34	Los Mochis.	Cfa. Azucarera de los Mochis, S.A.
35	Manuixtlán	Ingenio de Mahuixtlán, S. de R.L. de C.V.
36	Melchor Ocampo.	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
37	Motzorongo	Central Motzorongo, S. A.
38	Nueva Zelandia.	Ingenio Nueva Zelandia, S.A.
39	Oacalco.	Ingenio de Oacalco, S.A.
40	Pedernales.	Ingenio Pedernales, S.A.
41	Plan de Ayala.	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
42	Puga.	Ingenio de Puga, S.A.
43	Pujilic.	Plantaciones Agrícolas Intensi- vas, S. de R.L. de C.V.
44	Puruarán.	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
45	Quesería	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.
46	Rosales.	Operadora Nat. de Ingenios, S.A.

No.	Nombre.	Razón Social.
47	San Cristóbal.	Impulsora de la Cuenca del Papalo <u>pan</u> , S.A. de C.V.
48	San Francisco Ameca.	Azucarera de Ameca, S.A.
49	San Francisco El Na <u>ranjal</u> .	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
50	San Gabriel.	Ingenio San Gabriel, Ver., S.A.
51	San José de Abajo.	Ingenio "San José de Abajo", S.A.
52	San Martín.	Ingenio Cocula, S.A.
53	San Miguelito.	Ingenio San Miguelito, S.A.
54	San Nicolás.	Ingenio San Nicolás, S.A.
55	San Pedro.	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
56	San Sebastián.	Ingenio San Sebastián, S.A.
57	Santa Clara	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
58	Santa Rosalva.	Operadora Nal. de Ingenios, S.A.
59	Santiago.	Ingenio Santiago, S.A.
60	Santo Domingo.	Cfa. Azucarera del Istmo, S.A.
61	Tala.	Ingenio Tala, S.A.
62	Tamazula.	Ingenio Tamazula, S.A.
63	Xicontecatl.	Cfa Azucarera del Río Guayalejo, S.A.
64	Zapopita-Pánuco.	Ingenio Zapopita, S.A.

De aquí en adelante, por comodidad, cuando se haga referencia a alguno de los ingenios anteriormente citados, se indicará el número que le corresponde a dicho ingenio.

8.2 CONCLUSIONES DE LA INDUSTRIA AZUCARERA.

La situación de la industria azucarera en cuanto a la heterogeneidad de marcas y tamaños fue creada sobre todo por el hecho de que perteneció a particulares, los cuales compraban según sus necesidades y al que les ofrecía mejor precio. A esto debe sumarse que esta industria ha atravesado por etapas muy difíciles de comercialización en lo que respecta al precio.

Hoy en día, la industria azucarera cuenta con la participación -- del estado situación que permite poder planearla mejor en el futuro, con objeto de tener un modelo más estandar en cuanto al diseño de una planta en lo que respecta al equipo. Con referencia a lo anterior se puede mencionar que en la actualidad hay un proyecto de 6 ingenios hecho por la Comisión Nacional de ingenios azucareros (C.N. I.A.) en el cual se ha logrado estandarizar bastante equipo dentro del cual se puede mencionar a las turbinas, -- calderas y centrífugas.

En cuanto al equipo aquí analizado se puede concluir en forma resumida lo siguiente para el caso de la industria azucarera:

1) En lo que a mezcladores se refiere se puede concluir que los tipos de agitadores usados primordialmente son los de estrella de aspas. Para esta industria el tipo de agitador no depende de la capacidad del ingenio y en cuanto a una posible normalización de tamaños existirían muchas dificultades que harían de esto algo difícil de lograr.

Respecto a este equipo es posible afirmar que en México ya se fabrica casi cualquier tipo de mezclador, teniendo éstos una integración de partes nacionales hasta de un 95%.

2) El análisis de la industria azucarera en cuanto al equipo de secado mostró que una normalización de este equipo en diámetro es muy posi-

ble, mientras que la posibilidad de ajustar a una longitud estándar sería un tanto difícil debido sobre todo a razones de diseño.

Así que podría resultar interesante un estudio detallado para analizar las posibilidades de normalizar el diámetro de secadores en varias dimensiones que sean las más frecuentes y dejar la longitud para ajustar las condiciones de salida del azúcar. Otra posibilidad sería también fabricar secadores en diámetros y longitudes estándares.

3) Para el caso de los filtros rotatorios al vacío, que son los que se emplean principalmente en la industria azucarera podemos concluir que su fabricación normalizada en tamaño es algo muy factible. Se recomienda analizar con cuidado la posibilidad de emplear sólo una de las marcas de estos filtros para abastecer el mercado, ya que siendo dos las marcas existentes, el emplear una de ellas acarrearía como consecuencia el dejar el mercado sin competencia.

Sería muy conveniente reducir la amplia gama de marcas de filtros empleados en la refinación del azúcar a sólo 2 o 3 de ellas, para lo cual se recomienda realizar un análisis que permita seleccionar la mejor.

4) El análisis del equipo de centrifugación pudo mostrar que aún cuando hay una gran diversidad de tamaños y marcas, una normalización es muy posible ya que las marcas y tamaños más frecuentes son pocos y abarcan un buen porcentaje de las máquinas instaladas. También se puede establecer que la capacidad del ingenio no es un factor determinante para el tamaño.

Sería recomendable que fabricantes y consumidores se pusieran de acuerdo sobre la forma más adecuada de normalizar estos equipos, seleccionando las dimensiones más convenientes y poder reducir así los costos de

inventarios.

Así mismo se recomienda analizar con mayor profundidad el diseño mecánico y las condiciones de operación de los equipos aquí estudiados, para determinar con mayor precisión todas las características fundamentales y así establecer las posibilidades de normalización en tamaño y funciones, cosa que es muy factible por lo que pudo verse.

BIBLIOGRAFIA.

- (1) A team of UNIDO experts, Programming the Developments of the Capital Goods Industry in Mexico, phase I-A; United Nations for Industrial-Development Organization; pp. 143-153, January, 1973.
- (2) Kirk R.E., Othmer, I.D.F. "Enciclopedia de la Tecnología Química", - 1a. edición, volumen II, pp. 860-871 UTEHA, México 1961.
- (3) Manual Azucarero Mexicano 1975, XVIIIa. edición, Cia. Editora del - Manual Azucarero, S.A., México 1975.

9 ANALISIS DE LAS MATRICES.

En este capítulo se encuentra la recopilación y el análisis de la información obtenida en cuanto al equipo usado en la industria azucarera mexicana.

En algunos casos esta información se encontró suficientemente detallada, como en las centrifugas y en los filtros, lo que permitió hacer un análisis bastante profundo de estos equipos. Sin embargo, en otros casos, como con los mezcladores no se encontró la información lo suficientemente disgregada como para hacer un análisis bastante minucioso, que permitiese llegar a conclusiones más definitivas.

9.1 MEZCLADORES.

En la tabla 9.1 se muestran los datos obtenidos acerca de la operación de mezclado en la industria azucarera. Como se puede observar la información ahí recopilada no es muy precisa en cuanto a la especificación del tipo de mezclador o agitador, pues en la mayoría de los casos sólo se reporta sencillamente como un agitador mecánico o un mezclador. Debe hacerse notar que estos dos tipos de mecanismos son estrictamente diferentes, sin embargo, debido a la forma en que se encontraron en la fuente de información, se puede deducir que pertenecen al mismo tipo de operación.

En el proceso del azúcar la operación de mezclado se usa principalmente en la alcalinización del guarapo crudo y en el proceso de refinación del azúcar o para homogeneizar las suspensiones de alimentación a las centrifugas.

A partir de la información obtenida se puede decir que los tipos de agitadores usados son principalmente los de estrella de espas. Estos agi-

tadores pueden estar colocados en dos formas. En forma horizontal, colocados por debajo del tanque y empleados cuando los sólidos son gruesos y por consiguiente fáciles de asentar, éstos son los agitadores rápidos. La otra forma de colocarlos es en forma vertical, en cuyo caso los agitadores generalmente son del tipo de paletas y se usan cuando los sólidos son difíciles de asentar, es decir, cuando los sólidos son finos; éstos son mezcladores lentos y su efectividad no es muy buena, ya que por su posición forman remolinos, con lo cual se introduce gran cantidad de aire en la solución. Otro tipo de agitadores usados en esta industria son los borboteadores de vapor; éstos no son muy eficientes porque no pueden producir un mezclado bastante homogéneo, y además, resultan costosos ya que requieren de grandes cantidades de vapor de alta presión.

De la información obtenida a través de fabricantes de este tipo de equipo, se puede decir que en México es posible fabricar en la actualidad casi cualquier tipo de mezclador o agitador de líquidos de los tipos antes mencionados, teniendo una integración de partes nacionales hasta de un 95 %. Además, se cuenta con suficiente fabricantes para abastecer la demanda interna del país. Sin embargo, la mayoría de estas empresas son subsidiarias del extranjero.

En lo referente al tipo del agitador se puede decir que no depende de la capacidad del ingenio en que se use. Con respecto al tamaño del agitador se puede decir que debido a la gran variedad de servicios en que es empleada la agitación, así como el gran número de factores físicos que influyen en el dimensionamiento del mismo, hacen que la posible normalización de sus dimensiones sea muy difícil.

TABLA 9.1

M E Z C L A D O R E S

INGENIO	NUMERO DE UNIDADES	TIPO DE MEZCLADOR.	CAPACIDAD DEL TANQUE (lt)	OPERACION EN QUE SE USA	CAPACIDAD INGENIO TON CAÑA/24 HRS.
1	1	Agitador de hélice			4 000
	2	Mezcladores	1 300 c/u	para servicio	
2	1	Agitador			1 000
3					5 000
4	2	Agitador	8 091 c/u	Clarificación	2 400
	1	Agitador de aire			
	1	Mezclador	17 500	para servicio	
	1	Mezclador	44 000		
5	3	Agitadores	7 000 c/u	clarificación	2 400
	1	Mezclador (discos)	7 500		
	2	Tolvas mezcladoras			
	3	Agitadores		refinación	
	3	Agitadores		refinación	
6	11	Agitadores	5 000	refinación y clarificación	2 500
7					3 000
8	1	Agitador		clarificación	4 000
9					4 500
10					900
11	2	Borboteadores de vapor	20 000 c/u	clarificación	3 500
12	1	Mezclador		para servicio	1 500
13					4 000
14					3 500
15	4	Tolvas mezcladoras			5 000
	2	Agita.de 3 aspas	16 700 c/u	refinación	
16					4 500
17	1	Agitador		para servicio	
18	1	Agitador		Clarificación	12 500
	1	Agitador helicoidal	76 500	para servicio	

INGENIO	NUMERO DE UNIDADES	TIPO DE MEZCLADOR	CAPACIDAD DEL TANQUE (lt)	OPERACION EN QUE SE USA	CAPACIDAD INGENIO TON CAÑA/24 HRS.
	1	Agitador de aspas	35 760	para servicio	
	1	Agitador helicoidal	63 500	para servicio	
	2	Agitador helicoidal	65 500 c/u	refinación	
	1	Agitador de aspas		refinación	3 800
19					
20	2	Agitadores		Alcalización	6 000
	1	Agitador		para servicio	
	3	mezcladores	28 320 c/u	para servicio	
21	3	Borboteadores	5 000 c/u	clarificación	900
22	1	Mezclador	21 000 c/u	para servicio	600
	1	Mezclador	12 000	para servicio	
23	2	Mezcladores	6391, 7852	Para servicio	1 500
24	1	Mezclador		refinación	4 000
	1	Mezclador		para servicio	
	2	Agitadores	3 500 c/u	refinación	
	4	Mezcladores	3 000 c/u	refinación	
25					3 000
26	1	Mezclador		para servicio	2 000
27					2 500
28					2 500
29					5 000
30	1	Agitador		alcalización	7 500
31					5 000
32	3	borboteadores	3 000 c/u	clarificación	950
33					1 500
34	1	Agitador de aspas	4 626	clarificación	15 000
	2	Mezclador	36 364 c/u	destileria	
35				refinación	1 800
36	2	Agitadores de hélice	50 y 80	refinación	
	1	Agitador		refinación	
	1	Agitador de hélice	6 000	clarificación	
	1	Mezclador		para servicio	

INGENIO	NUMERO DE UNIDADES	TIPO DE MEZCLADOR	CAPACIDAD DEL TANQUE (lt)	OPERACION EN QUE SE USA	CAPACIDAD INGENIO TON CAÑA/24 HRS.
37					9 000
38					950
39	3	Agitadores de propelas	7 115 c/u	refineria	
40	1	Tolva mezcladora.			1 460
41	3	Agitadores		clarificación	5 000
42	1	Agitador	36 195	alcalización	3 600
43	1	Agitador	2 500	clarificación	1 800
44	1	Agitador de aspas	4 626	clarificación	1 200
45					4 000
46	2	Turbo mezcladores		alcalización	4 500
	1	mezclador	30 500	para servicio	
	1	mezclador	35 500	para servicio	
	1	agitador de paletas	110 000	refinación	
47	1	Mezclador	192 000	clarificación	
48	3	Borboteadores	10 000 c/u	clarificación	3 0000
49					6 000
50					3 000
51					3 000
52					400
53					2 250
54					2 000
55	1	Mezclador	56 640		12 000
	1	Mezclador		para servicio	
56	1	agitador		clarificación	3 000
57	1	borboteador		clarificación	3 600
58					4 800
59	3	Mezcladores		para servicio	600
	2	Mezcladoras		para servicio	
60	1	Mezclador	25 000	para servicio	1 250
61	1	Agitador	29 000	clarificación	6 628
62					6 000
63					6 400
64					5 000

* Cuando se establece que se usan "para servicio" significa que son mezcladores que se usan para mezclar bien la alimentación de las centrífugas.

9.2 SECADORES.

Para facilitar este análisis, podemos reunir los diferentes secadores que se encontraron reportados, tomando en cuenta dos criterios: el diámetro y la longitud.

Diámetro.- El diámetro de los secadores reportados varía desde 1.22 mts. hasta 5.48 mts. distribuyéndose de la siguiente manera:

<u>Diámetro mts.</u>	<u>No. unidades.</u>
1.00 - 1.25	2
1.26 - 1.50	3
1.51 - 1.75	17
1.76 - 2.00	21
2.01 - 2.25	5
2.26 - 2.50	1
2.51 - 2.75	1
2.76 - 3.00	1
3.01 - 5.48	<u>2</u>
Sin medidas	53
	<u>13</u>
	66

La mayor incidencia de equipos se presenta en dos rangos: 1.51 -- 1.75 mts. y 1.76 - 2.00 mts., los cuales a su vez se distribuyen:

<u>1.51 - 1.75 mts.</u>		<u>1.76 - 2.00 mts.</u>	
<u>Diámetro, mts.</u>	<u>No. unidades.</u>	<u>Diámetro, mts.</u>	<u>No. unidades.</u>
1.52	14	1.80	1
1.60	2	1.81	1
1.68	<u>1</u>	1.83	18
	17	1.86	<u>1</u>
			21

Como puede observarse, los diámetros más frecuentes son: 1.52 y 1.83 mts., con 14 y 18 unidades respectivamente (32 en total), entre los dos tamaños representan el 48.5% (casi la mitad), del total de equipos reportados.

Después de estos dos tamaños, le siguen en importancia los comprendidos en el rango de 2.01 a 2.25 mts.

El diámetro del secador es una función de la cantidad de aire que se va a utilizar para secar el azúcar, que a su vez depende de la cantidad de azúcar, así como la cantidad de agua que contenga.

Tomando los diámetros comprendidos entre 1.80 y 1.86 mts. como ejemplo, podría pensarse en un sólo diámetro, lo que equivaldría a tener 21 unidades con un diámetro de 1.83 mts. (que es el más frecuente). Las implicaciones que podría acarrear la reducción del aumento de unos pocos centímetros no serían muy importantes. Sin embargo, una variación mayor podría afectar las condiciones de salida del azúcar.

Analizemos lo que sucede en el secador: Al entrar al secador el azúcar, se calienta primero hasta la temperatura de secado, en seguida atraviesa una gran parte del secador a una temperatura aproximadamente igual a la de bulbo húmedo, y, teóricamente, al final de este período sería posible descargarlo como material seco aproximadamente a la temperatura de bulbo húmedo. Esto, en la práctica no es posible, ya que no se puede predecir exactamente el lugar donde el material se ha secado. Esto ocasiona que sea necesario añadir una cierta longitud como factor de seguridad, lo que da una longitud mayor que la necesaria para el secado, ésta longitud adicional permite además absorber variaciones de humedad y sobrecargas adicionales. Por lo tanto, en esta última parte del secador el material eleva su temperatura bastante más allá de la de bulbo húmedo y se aproxima a la del aire que entra.

Consideremos ahora el curso del aire. El aire debe entrar con una temperatura lo suficientemente alta para producir el secado requerido sin tener que utilizar cantidades excesivas de aire. En la parte del secador por donde entra el aire (por donde sale el producto) se produce un enfriamiento por estar cediendo calor para calentar el material que se seca hasta la temperatura de salida. En seguida, se enfría considerablemente, puesto -

que está cediendo el calor necesario para evaporar el agua y, finalmente, el aire llega a la sección de alimentación en la que se está calentando - el material desde su temperatura inicial hasta la de bulbo húmedo.

Analícemos, finalmente, que sucederá si se hace variar el diámetro del secador. El primer factor que se verá afectado, será la masa-velocidad del aire. Debe tenerse en cuenta que una velocidad alta producirá un arrastre de cristales de azúcar y esta situación se presentará si se redujera demasiado el diámetro, por el contrario, si se aumenta el diámetro, la velocidad y la cantidad de aire por unidad de tiempo disminuye, lo que ocasiona que el azúcar salga con más humedad de la requerida. Como consecuencia, la temperatura y la humedad del azúcar y del aire también - se verá afectadas.

Si lo que se requiere para una normalización del equipo es la - disminución del diámetro, una solución podría ser disminuir la cantidad - de aire para mantener la misma velocidad. Si el diámetro aumenta, podría- aumentarse la cantidad de aire, o bien, aumentar la longitud del secador- para aumentar el tiempo de contacto y obtener las mismas condiciones a la salida.

En conclusión, el diámetro es una variable fácil de normalizar, pudiendo fabricarse en los diámetros más comunes, por ejemplo: 1.52 y --- 1.83 mts. y ajustar la cantidad de aire o bien la longitud del secador.

En cuanto a la longitud de los secadores, el rango de variación es: de 5.48 a 11.81 mts. Análogamente al análisis de diámetro, podemos - agrupar a los secadores por longitud.

<u>Longitud, mts.</u>	<u>No. unidades.</u>
5.25 - 5.50	3
5.51 - 5.75	0
5.76 - 6.00	1
6.01 - 6.25	4
6.26 - 6.50	1
6.51 - 6.75	2
6.76 - 7.00	4
7.01 - 7.25	10
7.26 - 7.50	4
7.51 - 7.75	4
7.76 - 8.00	2
8.01 - 8.25	2
8.26 - 8.50	0
8.51 - 8.75	2
8.76 - 9.00	0
9.01 - 9.25	7
9.26 - 9.50	0
9.51 - 9.75	2
9.76 - 10.00	0
10.01- 10.50	1
10.51- 11.00	3
11.01- 12.00	<u>1</u>
	53
Sin medida	<u>13</u>
	66

Como puede observarse, la mayor incidencia se presenta en las medidas comprendidas entre 7.01 y 7.25 mts., así como entre 9.01 mts. y no es tan manifiesta como en el caso del diámetro.

Esto puede deberse a que, como se mencionó antes, siempre se deja una longitud extra como factor de seguridad, lo cual ocasiona que haya pocas longitudes iguales, ya que la sección extra depende más bien del criterio del diseñador, que de un cálculo riguroso.

Analicemos los tamaños que más se presentan:

<u>7.01 - 7.25 mts.</u>		<u>9.01 - 9.25 mts.</u>	
<u>Longitud.</u>	<u>No. unidades.</u>	<u>Longitud</u>	<u>No. unidades.</u>
7.01	4	9.10	2
7.02	$\frac{6}{10}$	9.14	$\frac{5}{7}$

En el caso de las longitudes de mayor frecuencia, la situación -- coincidentalmente se presta para poder normalizarla ya que 1 ó 4 cm., no -- afectan mayormente las condiciones de salida del azúcar.

Sin embargo, una diferencia mayor de la longitud, provocaría un -- mayor tiempo de contacto y un secado mejor, pero a la vez aumentaría los -- costos de adquisición. Esto no es un impedimento ya que siempre se podrían normalizar unas cuantas longitudes si este reporta algún beneficio económico.

En conclusión, la longitud no es tan fácilmente homogeneizable, -- debido a varias razones:

- Por la longitud extra que debe agregarse como -- factor de seguridad.
- Porque un aumento o una disminución afecta direc

tamente las condiciones de salida del azúcar, en mayor proporción que un cambio en las dimensiones del diámetro.

Por lo tanto, pudiera resultar interesante un estudio detallado - para poder normalizar el diámetro de los secadores, en varias medidas que - sean las más frecuentes y dejar la longitud para ajustar las condiciones de salida del azúcar.

Otra alternativa podría ser fabricar secadores en diámetro y longitud estándar (por ejemplo: 1.52 x 7.02 mts. ó 1.83 x 9.14 mts.) y controlar otras variables tales como el gasto y la temperatura del aire.

Si la capacidad del ingenio hace que el secador sea más grande -- que las medidas estándar, siempre existe la posibilidad de colocar varias - unidades en paralelo o, en último caso, fabricarlo como caso especial, como se viene haciendo hasta ahora.

Debe hacerse notar que los secadores rotatorios ya se fabrican en México, lo que hace falta es que fabricantes y consumidores se pongan de -- acuerdo sobre la forma más adecuada de normalizar estos equipos, seleccionando las dimensiones más convenientes y poder así reducir los costos de fabricación, así como los costos de inventarios.

TABLA 9.2 MATRIZ DE TAMAÑO CONTRA MARCA DEL SECADOR

MARCA	HERSEY	CONSOR- CIO IND.	B.M.A.	BUTTNER	STUTER- BAN	LINK BELT	NATIONAL IRON STEEL WORKS	MIRON	OTROS	
1.22x6.00	1									1
1.22x9.72	1									1
1.38x6.12									1	1
1.50x9.10	2									2
1.52x5.48									2	2
1.52x6.71	2									2
1.52x7.02	5									5
1.52x7.31	2									2
1.52x9.14	3									3
1.60x6.10				1						1
1.60x7.00									1	1
1.68x7.62	1									1
1.80x8.00									1	1
1.81x8.65									1	1
1.82x6.90							1		3	4
1.82x7.01									2	2
1.82x8.00	1									1
1.82x11.81							1			1
1.83x5.48	1									1
1.83x6.09	2									2
1.83x6.70										0
1.83x7.00										0
1.83x7.01					2					2
1.83x7.02									1	1
1.83x7.32									1	1
1.83x7.62	1									1
1.83x8.54	1									1
1.83x9.14	1									1
1.86x7.31									1	1
2.06x11.00								1		1
2.12x6.40									1	1
2.14x8.20		2								2
2.18x10.52									1	1
2.59x9.75									1	1
2.69x7.62									1	1
3.00x9.14						1				1
3.05x11.00									1	1
5.48x7.62				1						1
Sin Tamaño (Reportado)	1		1	2		6		1	2	13
TOTAL DE MARCAS	25	2	1	4	2	7	2	2	21	66

9.3 FILTROS.

Para analizar la industria azucarera en cuanto al equipo de filtración se prosiguió a construir matrices. La tabla 9.3 representa el número de filtros de una marca dada en cada ingenio. Se hizo de esta forma porque en el caso de la industria azucarera ésta era la diferencia más importante que podía notarse. Esto es debido a que todos los filtros empleados para filtrar la cachaza, el uso más importante de los filtros en el proceso del azúcar, son del tipo de tambor rotatorio a excepción de algunos del tipo prensa, los cuales son empleados sólo para capacidades bajas como puede notarse en la matriz 1 para el caso del filtro prensa Shriver. (filtro-intermitente empleado sólo para bajas capacidades).

En esta matriz también puede notarse que solo existen tres marcas de filtros empleadas en los 64 ingenios azucareros nacionales, y son los filtros EINCO producidos por Envirotech, S.A. de C.V., los filtros OLIVER fabricados por DORR-OLIVER, y los filtros prensa SHRIVER.

Como puede notarse analizando las frecuencias, los filtros empleados más comúnmente son los EINCO y los OLIVER cuyas frecuencias son 0.443 y 0.481 respectivamente; en cuanto a las prensas SHRIVER empleadas sólo para bajas capacidades, éstas tienen sólo una frecuencia de 0.0759. Este hecho nos permite hacer resaltar la importancia de los filtros rotatorios en lo que toca a la industria azucarera y por tanto, en lo sucesivo sólo nos referiremos a las dos primeras marcas.

Para poder hacer un análisis más a fondo de estas dos marcas hubo necesidad de construir una segunda matriz que particularmente se refiere al tamaño de los filtros, debido a la gran heterogeneidad de tamaños que existe como puede notarse en las tablas 9.4 y 9.5, de ingenios contra -

TABLA 9.3: MATRIZ .INGENIOS CONTRA EL NUMERO DE FILTROS DE UNA MARCA DADA.

MARCA INGENIO	E I M C O	O L I V E R	S H R I V E R	C A P A C I D A D
1				4 000
2	1			1 000
3	3			5 000
4	1			2 400
5		1		2 400
6	1			2 500
7	2			3 000
8	2			4 000
9		3		4 500
10			4	900
11	3			3 500
12		2		1 500
13				4 000
14	1	1		3 500
15	1	2		5 000
16	1	2		4 500
17	2			3 500
18	1	5		12 500
19	2			3 800
20	3			6 000
21	1			900
22			3	600
23		1		1 500
24		2		4 000
25	2			3 000
26	1			2 000
27	1			2 500
28		2		2 500
29	1	1		5 000
30		3		7 500
31	3			5 000
32	2			950
33	1			1 500
34		8		15 000
35	1			1 800
36	1			1 500
37	1	3		9 000
38				950
39	1			2 200
40				1 400
41		5		5 000
42	1	1		3 600
43	1	3		1 800
44	1			1 200
45	2			4 000
46		2		4 500
47	3	13		26 000
48				3 000
49	2	2		6 000
50	2			3 000
51	1			3 000
52			2	400
53		2		2 250
54	1	1		2 000
55	4	2		12 000
56	1			3 000
57	1	1		3 600
58	3			4 800
59			3	600
60	1			1 250
61	2	1		6 625
62	1	3		6 000
63	1	2		6 400
64	1	1		5 000
	69	75	12	
f*	0.44	0.481	0.0769	

f* Frecuencia.

tamaños de filtros para las marcas de filtros de tambor rotatorio antes -- mencionados.

A partir del análisis de estas dos matrices podemos concluir que los tamaños más empleados de la marca OLIVER (matriz 2') son los de 2.44 x 3.66 m , con una área de 28.05 m² y los de 2.44 x 4.88 m , con un área de 37.4 m², mientras que los tamaños más empleados del filtro EIMCO (matriz 2) son los de 2.44 x 4.88 m , cuya área es de 37.4 m², los de 3.04 x 4.88 m , con un área de 46.6 m² y los de 2.44 x 3.66 m , con un área de 28.05 m²; también se puede notar que los más comunmente empleados son los de 2.44 x 4.88 m . para ambas marcas.

Con el objeto de conocer más a fondo la situación comercial de - estos filtros fue necesario visitar a los fabricantes para poder investi-- gar algunos detalles de cada marca y ver si existía alguna diferencia téc-- nica entre ellos que pudiera determinar el uso de una marca u otra. Los re-- sultados de estas entrevistas serán dadas como una comparación entre ambas marcas.

Los primeros filtros de tambor rotatorio fueron fabricados por - DORR OLIVER de ahí que el tipo del filtro sea en general conocido como ti-- po OLIVER. La situación existente de emplear filtros OLIVER o EIMCO indife-- rentemente es una situación creada por el propio usuario, como puede ser - notado en la matriz 1, en donde muchos Ingenios están registrados o cuen-- tan con filtros de ambas marcas. Esta situación nos hace pensar que no de-- ben existir ventajas técnicas importantes de uno con respecto al otro ya - que inclusive los filtros EIMCO que comenzaron a ser fabricados después -- que los OLIVER se basaron en la misma patente y solo se hicieron algunas - innovaciones para darle al filtro una constitución más ligera. Como ejem--

TABLA 9.4: MATRIZ . INGENIO CONTRA TAMAÑO DE LA MARCA EIMCO.

Ingenio	37.40 m ² 2.44x4.88 m	46.6 m ² 3.04x4.88 m	23.3 m ² 2.44x3.04 m	32.65 m ² 2.44x4.26 m	58.44m ² 3.05x6.10 m	28.05 m ² 2.44x3.66 m	56.11 m ² 3.66x4.88 m	40.91 m ² 3.05x4.27 m	10.52m ² 1.83x1.83 m	18.7 m ² 2.44x2.44 m	29.22 m ² 3.05x3.05 m
1											
2	1										
3	3										
4	1										
5											
6					1						
7						2					
8						1					
9								1			
10											
11	2				1						
12											
13											
14	1										
15						1					
16						1					
17	1	1									
18	1										
19	2										
20	1		1			1					
21			1								
22											
23											
24											
25				1						1	
26	1										
27						1					
28											
29		1									
30											
31	2				1						
32						1			1		
33	1										
34											
35	1										
36											1
37											
38											
39											
40											
41											
42						1					
43	1										
44						1					
45	1			1							
46											
47	3										
48											
49	2										
50		1	1								
51		1									
52											
53											
54										1	
55					2			2			
56		1									
57		1									
58		2				1					
59											
60	1										
61	2										
62						1					
63	1										
64							1				
	29	8	3	2	5	12	1	3	1	2	1 $\Sigma=67$
	0.4328	0.1192	0.0447	0.0298	0.0745	0.1788	0.0149	0.0447	0.0149	0.0298	0.0149 f*

f* Frecuencia.

T A B L A 9.5

TABLA 9.5 : MATRIZ . INGENIO CONTRA TAMAÑO DE LA MARCA OLIVER

Inge nio.	m2 28.05 2.44x3.66 m	m2 37.40 2.44x4.88 m	m2 58.25 3.04x6.10 m	m2 46.75 3.05x4.88 m	m2 21 2.44x2.74 m	m2 36.91 2.50x4.70 m	m2 32.73 2.44x4.27 m	m2 34.13 2.24x4.85 m
1								
2								
3								
4								
5	1							
6								
7								
8								
9	1	2						
10								
11								
12					2			
13								
14		1						
15	2							
16		1		1				
17								
18	2			3				
19								
20								
21								
22								
23						1		
24		2						
25								
26								
27								
28	2			1				
29								
30		3						
31								
32								
33								
34		8						
35								
36								
37								
38								
39	1							
40								
41			1					4
42		1						
43								
44								
45								
46		2						
47	2	8	3					
48								
49	1	1						
50								
51								
52								
53							2	
54					1			
55		2						
56								
57		1						
58								
59								
60								
61		1						
62			1				2	
63		2						
64		1						
	12	36	5	5	3	1	4	4
f *	0.17136	0.51408	0.07140	0.07140	0.04284	0.01428	0.05712	0.05712

*Frecuencia.

ESTE VALOR NO CORRESPONDE AL OBTENIDO EN LA MATRIZ 1 DEBIDO A QUE EN ALGUNOS FILTROS NO SE REPORTABA EL TAMAÑO.

plo se puede mencionar el empleo de válvulas de bronce en los filtros EIMCO, mientras que la DORR OLIVER las hace de acero inoxidable ya que afirman que esto da mejores resultados para el caso de la sulfitación, aunque a la EIMCO no le ha dado malos resultados emplear valvulas de bronce. Detalles similares constituyen la diferencia entre ambas marcas.

Aún cuando ambas marcas son extranjeras, los filtros EIMCO son fabricados en el país, con lo que ofrecen mayores garantías en cuanto a la reposición de refacciones y el tiempo de entrega del equipo, mientras que la OLIVER emplea o contrata alguna otra firma para que se encargue de la construcción. Esto es porque al ser fabricado éste tipo de filtro aquí, nadie puede importarlo debido a las políticas proteccionistas implantadas por el gobierno.

Puede mencionarse como dato de interés que muchos de los filtros EIMCO fabricados en el país son exportados sobre todo a Sud-América.

Se puede afirmar en general que no existen diferencias técnicas importantes entre una marca y otra y en consecuencia, la selección entre las marcas de este tipo de filtro sólo depende de las exigencias del cliente, las cuales deben ser llenadas por los fabricantes.

Con referencia a la amplia gama de tamaños, se puede concluir que ésta es una situación creada por el usuario y no por el fabricante ya que éste último tiene que construir o fabricar lo que el cliente pide. Sin embargo los fabricantes establecen que los tamaños más empleados son los de 2.44 x 4.88 m., 2.44 x 3.66 m., 3.05 x 6.10 m y 3.04 x 4.88 m., cosa que puede ser notada también en las matrices 2 y 2' aunque se construyen filtros de otros tamaños cuando así lo requiere el consumidor.

En cuanto a la posibilidad de poder emplear sólo 1 ó 2 tamaños convencionales para reducir costos de fabricación es algo que puede ser factible pero que no depende sólo del fabricante, si no en mayor proporción y en última instancia del consumidor. Como ejemplo de esto podría mencionarse que para una capacidad dada podrían emplearse 3 filtros de 10 x 20 lo que -

daría mayor facilidad en cuanto a parar uno o dos filtros en caso de que la capacidad bajara o en el caso de que alguno de ellos necesitara mantenimiento o refacciones. El tener sólo un filtro en lugar de tres traería -- problemas como el de tener que parar el filtro en caso de que la capacidad bajara o en caso de que sea necesario dar mantenimiento preventivo o correctivo. Sin embargo, por otra parte hay que tomar en cuenta que dos o -- tres filtros cuestan más que uno, además que tal vez habría necesidad de -- aumentar el número de operadores.

Estos filtros son empleados en otras industrias entre las cuales se pueden mencionar: la industria metalúrgica, la industria de los pigmentos, la industria farmacéutica, la industria alimenticia y ampliamente en la industria química.

Todos ellos son del tipo de tambor rotatorio y dependiendo de -- las características del material a filtrar tienen diferentes mecanismos de descarga de la torta. En consecuencia, podríamos decir que para algunos -- materiales sí es posible usar el mismo tipo de filtros como los de las industrias arriba mencionadas, diferenciando únicamente en la forma de des-- carga de la torta.

La tabla 9.6 fue construida para el caso de los ingenios en los -- cuales existe sección para el refinado del azúcar. Puede mencionarse que -- para esta operación se emplean normalmente filtros de hojas y carcaza y -- filtros de carbón los cuales son muy específicos para éste caso. En ésta ma-- triz se tienen marcas de filtros de hojas y carcaza contra ingenios y en -- ella puede notarse que existe una amplia variedad de marcas dentro de las -- cuales pueden mencionarse como más importantes por su frecuencia a los si-- guientes: la Suchar con una frecuencia de 0,34, la Sweetland con una fre-- cuencia de 0,12 y la marca Industrial con una frecuencia de 0,18.

TABLA 9.6: MATRIZ 3. MARCA DE FILTRO CONTRA-INGENIO CON SECCION DE REFINACION DEL AZUCAR

INGENIO	5	6	9	11	15	18	20	24	28	31	34	35	36	39	46	47	48	62	63	Σ	f	
MARCA																						
BMA	2				2																4	0.03
SUCHAR		6	4						1		10			2	3	9			4	6	45	0.34
FAS-FLO			1								4					2			1		8	0.06
SWEETLAND				5		5				6											16	0.12
TURN IRON & CAR					6																6	0.05
SHRIVER				1																	1	0.01
VALLEZ					1		1									10					12	0.09
ROTA						1															1	0.01
INDUS TRIAL								6		4		5				2	7				24	0.18
ARWSMITH									1												1	0.01
NIAGARA									1							5					6	0.05
SPARKLER										1											1	0.01
ANGOLA													1								1	0.01
TURN IRON WORKS										1						5					6	0.05
																					Σ	132

9.4 CENTRIFUGAS.

Como se ha descrito en el proceso de obtención de azúcar, en el capítulo anterior, las centrífugas se utilizan en la centrifugación de las masas cocidas para poder separar el azúcar cristalizado de la melaza, después de la concentración realizada en los evaporadores. Todas son del tipo de canasta vertical aunque se han estado empleando tanto de fondo cónico como de fondo plano.

La producción en gran escala y a bajo costo ha conducido a utilizar los mayores tamaños posibles, además de que se requiere que el funcionamiento sea lo más automático posible con un mínimo de mano de obra, de mantenimiento y de costo. Por éstas razones, resultan muy útiles los complementos mecánicos de todas clases, tales como interruptores automáticos de reloj para el arranque, la aceleración, la marcha y el paro de los motores, dispositivos para la alimentación, descargadores mecánicos, etc.

Sin embargo, en los ingenios azucareros se utilizan indistintamente centrífugas con dispositivo automático para la carga y la descarga, así como máquinas semiautomáticas para la obtención de las distintas clases de azúcar (templas A, B y C), lo cual trae como consecuencia cierta heterogeneidad en cuanto al modo de funcionar de estas centrífugas dentro de un mismo ingenio. Estas máquinas operan en servicio continuo y funcionan en paralelo con otras formando conjuntos para las distintas templas, los cuales se denominan baterías y varían en número según el ingenio de que se trate.

Para realizar el análisis de las centrífugas, dentro de la operación sólido-líquido, utilizadas en la Industria Azucarera se hicieron tres matrices diferentes; la primera es de ingenios contra marca de centrífugas

(Tabla 9.6), la segunda de tamaños contra marca de centrífugas (Tabla 9.7), y la tercera de tamaños de centrífuga contra ingenios (Tabla 9.8).

La primera matriz se hizo con el objeto de determinar las diferentes marcas de centrífugas existentes en la Industria Azucarera. En esta se puede apreciar que dentro de los sesenta y cuatro ingenios hay diez y ocho marcas diferentes de centrífugas, de las cuales, tres son las de mayor frecuencia de aparición; de un total de 1095 centrífugas en todos los ingenios, 563 son de marcas Western States, 98 son BMA, y 139 son Hepworth. Estas cifras en porcentaje representan el 51.415%, 8.949%, y 12.694% respectivamente, y las tres hacen un total del 73.058%. Esto nos indica que existe una gran heterogeneidad de marcas de centrífugas dentro de los ingenios, sin embargo, una de ellas es mucho más representativa.

La segunda matriz se realizó con la finalidad de analizar cómo variaban los tamaños de las centrífugas dentro de las diferentes marcas. El resultado fue que además de que existen diez y ocho marcas de centrífugas en los ingenios, hay entre éstas treinta tamaños diferentes (sin contar tres tamaños en los cuales sólo se especifica el ancho y no se reporta la altura, y un tamaño en el cual no se da ninguna especificación y representa a 132 máquinas del total que es de 1095). También se puede observar en esta matriz cuáles son los tamaños que aparecen el mayor número de veces dentro de cada marca, así como cuales son los más frecuentes considerando a todas las marcas. De esta forma se tiene que son tres los tamaños más representativos en cuanto a diámetro y altura: los de 1.01 x 0,61 m ., de 1.01 x 0.76 m ., y de 1.22 x 0.76 m ., cuyos números de aparición son de 216, 145 y 275 veces respectivamente de un total de 1095. Estos representan el 19.726%, 13.242% y 25.114%, sumando un total de 58.082%. Por lo tanto, se puede decir que aún cuando hay bastante diversidad de ta

Tabla 9.6^b Matriz de ingenio vs marca de centrifugas

Marca Ingenio.	Capacidad Ingenio	Fives Lille -Call	Hein Lehmann	Western States	American Tool	Morris	Pott Cassels	BMA	Hepworth	SMG Salzgi tter.	Silver	Allis Chalmer	Buckau R. Wolf	Broad bent	Mirlees Watson	Bosco	GRH	Watson Laidlaw	ASEA Landsvark	ASEA Hinz
1	4 000	6	6	3																
2*	1 000				2															
3	5 000				28	4	6	10												
4	2 400							9												
5	2 400							8												
6	2 500							1	12											
7	3 000			6				2		4										
8	4 000			6							6									
9	4 500			17																
10	900							1	4											
11	3 500			12					4			1								
12	1 500				3			5	4											
13	4 000										5		3							
14	3 500							4			3		4							
15	5 000			5					10					17						
16	4 500			15																
17	3 500			12					3											
18	12 500			52									2							
19	3 800			11						14										
20	6 000			19						5	4									
21	900										8									
22	600										4									
23	1 500												9							
24	4 000			17					6											
25	3 000			4				5												
26	2 000			9				1												
27	2 500			2				4	4					2						
28	2 500			8				2	5											
29	5 000			12																
30	7 500			4					13				6	3						
31	5 000			7					16			2								
32	950							1							5					
33	1 500							6								1				
34	15 000			59																
35	1 800						3	5					1	3						
36	1 500	5	4																	
37	9 000			14							4									
38	950							2							4					
39	2 200			10					2											
40	1 400							4					2							
41	5 000			15																
42	3 600			3				2						9						
43	1 800							4		3										
44	1 200							6												
45	4 000			2					9											
46	4 500			25																
47	26 000		15	76					6				23							
48	3 000			11					3		3							4		
49	6 000			15																
50	3 000							5	2					1						
51	3 000			4					6			2								
52	400						4								4					
53	2 250		2	6																
54	2 000			4					2											
55	12 000			27																
56	3 000			5					2											
57	3 600			11							2									
58	4 800			9										6						
59	600														5					
60	1 250			1	4															
61	6 623			21																
62	6 000			2																
63	6 400			20															20	4
64	5 000			2				8				2								

Total de Marcas	11	27	563	37	4	13	98	139	12	31	3	52	41	18	1	13	4	20	4
-----------------	----	----	-----	----	---	----	----	-----	----	----	---	----	----	----	---	----	---	----	---

* Nota: en el ingenio 2 hay 4 centrifugas de marca ilegible.

TABLA 9.7 Matriz de tamaño vs marca de centrífuga

Marca Tamaño	Fives Lille-Cail	Hein Lehmann	Western States	American Tool	Morris	Pott Cassels	BMA	Hepworth	SMG Salzgitter	Silver	Allis Chalmers	Buckau R. Wolf	Broadbent	Mirlees Watson	Bosco	GHH	Watson Laidlaw	ASEA Landaverk	ASEA Hinz	Sin Marca	Total Tama- ños.
0.76x0.35														4							4
0.76x0.46										2				5							5
0.76,30°																					2
0.76,37°			2																		2
0.86x0.35			15																		15
0.86x0.86			19																		19
0.86,30°			1																		1
0.86,34°			8																		8
0.91x0.51				5																	5
0.94x0.76			9																		9
0.94,30°			18							2											20
1.01x0.51								4													4
1.01x0.61			96	24		7	7	68					1				4				216
1.01x0.76			86	8		6		44					1	9							145
1.1x0.61					4															4	8
1.14x0.63							6														6
1.14x0.76												25									25
1.17x0.55							39														39
1.22x0.61			4										3								7
1.22x0.71							2		4												6
1.22x0.76	10		155				5	23	2			9	34		1	13		20	4		275
1.22x0.81							11	1													12
1.22x0.91			24																		24
1.22x1.07												14									14
1.24x0.81							1		4												5
1.27x1.00									2												2
1.37x1.02			30																		30
1.22x0.76x0.15			5																		5
1.22x0.76x0.18			33																		33
1.22x0.91x0.18			3																		3
0.76			1																		1
0.86			10																		10
0.94			3																		3
Sin Tamaño	1	27	41				27			27	3	4	2							4	132
Total marcas	11	27	563	37	4	13	98	139	12	31	3	52	41	18	1	13	4	20	4	4	1095

maños, es probable que se pueda establecer un rango para normalizarlos, ya que de los tres más frecuentes tanto el diámetro como la altura son los mismos en dos de ellos.

La tercera matriz establece variaciones en el tamaño de las centrífugas en cada uno de los ingenios. En ella se puede ver que la capacidad del ingenio no es un factor determinante en el tamaño de las máquinas, ya que se utilizan los mismos tamaños independientemente de la capacidad y sólo varía el número de centrífugas en cada una de las baterías para las plantas A, B, C. y de refinado.

Posteriormente se realizó un análisis considerando a las tres matrices con el objeto de hacer un estudio más detallado de la heterogeneidad en cuanto se refiere a marcas y tamaños en los ingenios azucareros. Dicho estudio se resume en las tablas 9.9, 9.10, 9.11 y 9.12. De ellas se puede deducir lo siguiente:

Conforme a la tabla 9.9, de los sesenta y cuatro ingenios azucareros existentes, en diez y seis aparece una sola marca de centrífugas, lo cual representa el 24% del total. Dentro de estos ingenios se encuentran seis en los cuales todas las máquinas son del mismo tamaño. Por lo que, de estos ingenios que individualmente son homogéneos en marca y tamaño, tenemos lo siguiente:

Ingenio	Marca de Centrifuga	Tamaños, m.		
		1.22 x 0.76	1.01 x 0.61	0.76 x 0.46
9	Western States	17		
16	Western States	15		
22	Hepworth		4	
46	Western States		25	
59	Mirlees Watson			5
63	Western States	20		

O sea que, tanto una marca como un tamaño son los de mayor frecuen

TABLA 9.9 Ingenios que aparecen con una sola marca de centrífuga.

Ingenio	Marca de Centrífuga	No	Tamaño, m. Diam. x Long.
4	BMA	4	1.22 x 0.81
		5	1.77 x 0.55
5	BMA	4	1.14 x 0.63
		2	sin tamaño
		2	1.17 x 0.55
9	Western States	17	1.22 x 0.76
16	Western States	15	1.22 x 0.76
19	Western States	3	1.22 x 0.76
		7	1.01 x 0.76
		1	sin tamaño
22	Hepworth	4	1.01 x 0.61
23	Buckan R Wolf	4	1.22 x 0.76
		5	1.14 x 0.76
29	Western States	4	1.37 x 1.02
		4	1.01 x 0.76
		4	sin tamaño
34	Western States	33	1.22 x 0.76 x 0.18
		13	sin tamaño
		3	1.22 x 0.76 x 0.15
		10	1.01 x 0.61
44	BMA	2	1.22 x 0.81
		2	sin tamaño
		2	1.17 x 0.55
46	Western States	25	1.01 x 0.61
49	Western States	5	1.22 x 0.76
		10	0.86
55	Western States	4	1.22 x 0.76
		5	1.37 x 1.02
		10	1.01 x 0.76
		6	sin tamaño
		2	1.22 x 0.76 x 0.15
59	Mirlees Watson	5	0.76 x 0.46
61	Western States	6	1.22 x 0.76
		1	1.22 x 0.91
		10	0.86 x 0.86
		4	1.22 x 0.61
63	Western States	20	1.22 x 0.76

cia y éstos coinciden con los que más aparecen considerando a todas las -- marcas y tamaños (Western States y 1.22 x 0.76 m .). Con respecto a las - toneladas de caña/día que son procesadas en estos ingenios, estos represen- tan una capacidad media y baja con relación a los demás.

Los ingenios que presentan dos marcas de centrífugas son 27 ---- (42.187% del total), en los cuales generalmente una de las marcas es más - representativa en cuanto a número de máquinas que la otra (tabla 9.10). En lo que se refiere a tamaños, existe una mayor heterogeneidad, sin embargo- se presentan casos en los que un tamaño es más frecuente con respecto a -- otro en un ingenio dado, e inclusive en uno de los ingenios (el 38) se pre- sentó el mismo tamaño aún cuando se tenían dos marcas diferentes de máqui- nas.

De los ingenios restantes, en 15 se tienen 3 marcas diferentes - y en 6 se presentaron 4 marcas de centrífugas. Dentro de estos últimos in- genios se encuentra el 47 que corresponde al de San Cristóbal y es el de - mayor capacidad, 26 000 Tons. caña/día, y tiene una gran diversidad de ta- maños.

En lo que se refiere a evolución tecnológica de las centrífugas- existe por parte de los fabricantes de equipo una tendencia a la investiga- ción con el objeto de mejorar su funcionamiento. Tal es el caso de BMA la cual desarrolló trabajos de perfeccionamiento de las centrífugas continuas mejorando el sistema de alimentación. Esto fué debido a que en la Indus- tria Azucarera elevan la viscosidad de las masas cocidas y, en particular, la del producto de bajo grado. Por la elevada viscosidad aumenta el ren- dimiento en cristales, pero también aumentan las exigencias en cuanto al - modo de funcionamiento de las centrífugas, ya que, para conseguir que una- centrífuga continua trabaje en condiciones óptimas, es imprescindible que-

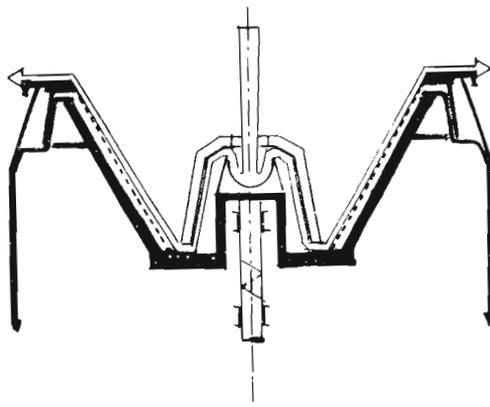
la masa cocida, si bien acusa elevada viscosidad, se reparta uniformemente por toda la superficie de la tela.

El nuevo sistema de alimentación consiste en la aplicación de --- agua y vapor a la masa cocida, lo cual contribuye a mejorar la calidad del azúcar producido, así como también solucionó tanto el problema de la conduc ción de la temperatura como el del arremolinado de aire en el interior de la centrifuga. En la fig. 9.1 se muestra el nuevo sistema de la centrifuga modelo K-850S y el sistema que se ha utilizado en el modelo K-850.

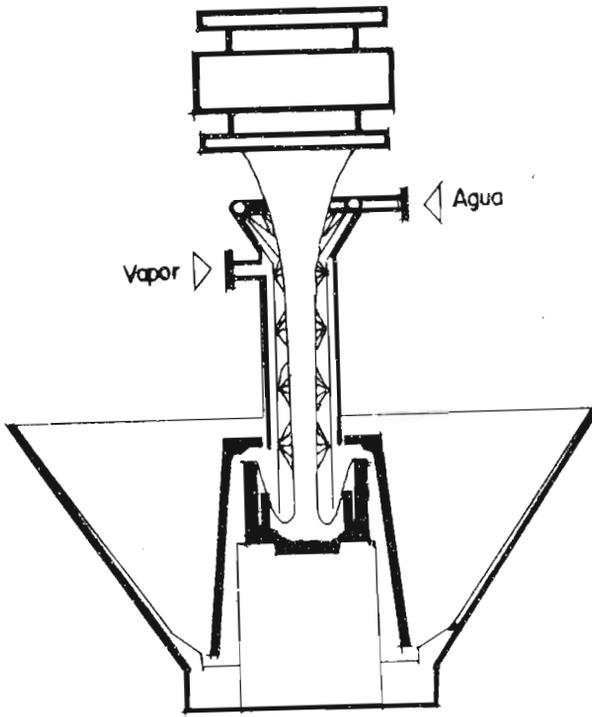
El sistema de alimentación de la K-850S se compone de dos elementos constructivos; el tubo de alimentación y el dispositivo de distribución.

El tubo de alimentación sirve para conducir el chorro de masa cocida desde la salida de la válvula reguladora de diafragma al interior de la unidad aceleradora de la centrifuga, y para humectarla con agua y vapor. El agua se aplica a través de una tubería anular, que se haya sobre el borde superior de la parte cónica del tubo de alimentación y que está provista de agujeros finísimos situados en la parte interior del anillo. El vapor se introduce en el espacio anular, cerrado, formado por el tubo de doble pared, llegando desde allí, a través de los agujeros en la pared del tubo interior, al chorro de masa cocida, que ya se halla humectado por agua.

El diámetro interior del tubo de alimentación se ha determinado - de tal manera que, normalmente, el chorro no entra en contacto con el tubo. No obstante, puede darse el caso de un toque entre la masa cocida y el tubo cuando el chorro es desviado por alguna influencia del exterior. En tal caso, si se trata de masas cocidas de alta viscosidad, los sistemas de alimen tación conocidos hasta ahora, desbordarán. En el nuevo sistema de alimentación no se presentan averías de esta clase, pues el tubo de alimentación ca lentada por vapor, hace que el chorro de masa cocida, si entra alguna vez - en contacto con el tubo, vuelva a desprenderse momentáneamente, escurriendo



(a)



(b)

Fig. 9.1 Sistema de alimentación de dos modelos de centrifugas BMA. (a) Centrifuga Modelo -- K 850 (b) Centrifuga Modelo K-850S

rápídamente, gracias a la reducción de la viscosidad que tiene lugar en el momento del toque. Este fenómeno se intensifica por el efecto lubricador-ejercido por el agua aplicada al chorro de masa cocida. De ello se infiere que la adición de vapor y agua en el tubo de alimentación facilita la afluencia ininterrumpida y continua de la cantidad deseada de masa cocida a la centrífuga. Además el "cierre" que por el agua y vapor se forma entre el chorro de masa cocida y la pared del tubo, evita que, junto con la masa cocida, aire frío sea aspirado al interior de la centrífuga y ejerza un efecto contraproducente sobre el proceso de centrifugación.

El dispositivo de distribución se compone del pote cilíndrico -- equipado con varias espigas distribuidoras verticales y de la campana de aceleración, que mediante nervios verticales interpuestos está atornillada al pote. Por estar el borde inferior del tubo de alimentación más bajo -- que las puntas de las espigas, los tres componentes, o sea, la masa cocida, el agua y el vapor, que del tubo de alimentación pasan al pote de distribución, son cogidos por las espigas y son íntimamente mezclados entre sí. De esta manera se logra optimizar la blandura y fluidez de la masa cocida, -- con un mínimo de agua y vapor.

La masa cocida preparada en esta forma es una masa que con toda-facilidad y uniformidad deja repartirse por el dispositivo de distribución y cuya centrifugación en la cesta rinde alto efecto. Siendo muy corto el-tiempo que el agua y vapor reaccionan sobre la masa cocida y resultando de la mezcla sólo una pequeña reducción de la viscosidad de la misma, la centrífuga equipada con el nuevo sistema de alimentación es capaz de producir azúcar de alta calidad, con los datos de la melaza prácticamente invariables.

Como consecuencia de la mejor fluidez y mejor repartición de la-

masa cocida se obtiene un aumento considerable del rendimiento de la centrífuga. En la tabla 9.13 pueden desprenderse los valores obtenidos con las centrífugas continuas BMA y compararse tanto los datos de operación de las centrífugas equipadas con el sistema de alimentación hasta ahora en uso, como los de las centrífugas equipadas con el nuevo sistema de alimentación.

Las centrífugas equipadas con el sistema de alimentación y calentamiento de la masa suprimen el sistema de calefacción usualmente instalado en el mezclador. Además, no existe ningún inconveniente en equipar con el nuevo sistema de alimentación a los modelos de centrífuga que están trabajando desde hace cierto tiempo.

Por otra parte, es importante mencionar que las marcas de centrífuga que están teniendo mayor demanda actualmente para los ingenios azucareros son la Western States (tipo Roberts), la Buckau R. Wolf. y la Broadbent. Por lo que, estas marcas están procurando integrar nacionalmente a sus máquinas, es decir que, están tratando de que algunas partes de estas centrífugas se produzcan en el país ya que en la actualidad todo lo referente a ellas es de importación.

TABLA 9.10 Ingenios que aparecen con dos
Marcas de Centrífuga.

Ingenio	Marca de Centrífuga	No.	Tamaño, m. Diam. x Long.
6	Hepworth	12	1.01 x 0.61
	BMA	1	1.17 x 0.55
8	Western States	4	1.22 x 0.76
		2	0.86 ; 34
	Silver	6	sin tamaño
10	Hepworth	4	1.01 x 0.51
	BMA	1	sin tamaño
17	Western States	4	1.22 x 0.76
		3	1.01 x 0.76
		20	1.01 x 0.76
		4	0.86 , 34
	Buckan R Wolf	8	1.37 x 1.02
		2	1.22 x 1.07
21	Hepworth	8	1.01 x 0.61
	Buckan R Wolf	2	sin tamaño
24	Western States	14	1.22 x 0.76
		3	sin tamaño
25	Hepworth	6	1.01 x 0.76
	Western States	4	1.22 x 0.76
26	BMA	5	1.17 x 0.55
	Western States	6	1.01 x 0.61
32	Mirless Watson	3	1.01 x 0.76
		1	1.17 x 0.55
		1	1.17 x 0.55
33	BMA	1	1.22 x 0.76
		2	1.22 x 0.71
		2	sin tamaño
		1	1.17 x 0.55
		1	1.22 x 0.76
36	Fives Lille-Coil	4	1.22 x 0.76
	Hein Lehmann	1	sin tamaño
37	Western States	4	1.22 x 0.76
		4	1.22 x 0.91
		6	0.94 x 0.76
		4	sin tamaño
38	Mirless Watson	4	1.01 x 0.61
	BMA	2	1.01 x 0.61
39	Western States	6	1.01 x 0.61
		2	0.94 , 30
		1	0.86 x 0.86
		1	1.22 x 0.76
		2	1.01 x 0.61
40	BMA	1	sin tamaño

TABLA 9.10 (cont.) Ingenios con dos marcas de centrífugas

Ingenio	Marca de Centrifuga	No.	Tamaño, m. Diam. x Long.
40	BMA	3	1.17 x 0.55
	Buchan R. Wolf	2	1.22 x 0.76
41	Western States	12	1.22 x 0.91
		3	1.22 x 0.76
43	GHH	13	1.22 x 0.76
	Salzgitter	3	1.22 x 0.71
	BMA	3	sin tamaño
45		1	1.17 x 0.55
	Hepworth	3	1.22 x 0.76
		6	1.01 x 0.76
52	Western States	2	0.86, 34
	Pott Cassels	4	1.01 x 0.61
	Mirless Watson	4	0.76 x 0.35
53	Western States	2	1.22 x 0.76
		2	1.01 x 0.76
		2	sin tamaño
	Hein Lehmann	2	sin tamaño
54	Western States	3	1.01 x 0.76
		1	sin tamaño
	Hepworth	2	1.01 x 0.76
56	Western States	1	1.22 x 0.76
		3	1.01 x 0.61
		1	sin tamaño
	Hepworth	2	1.22 x 0.76
57	Western States	11	1.22 x 0.76
	Silver	2	sin tamaño
58	Western States	6	0.86 x 0.86
		3	0.94 x 0.76
	Broadbent	6	1.22 x 0.76
60	American Tool	4	1.01 x 0.61
	Western States	1	sin tamaño
62	ASEA	24	1.22 x 0.76
	Western States	2	0.94, 30

TABLA 9.11 Ingenios que aparecen con tres marcas de centrifugas.

Ingenio	Marca de Centrifuga	No.	Tamaños, m. Diam. x Long.
1	Fives Little-Coil	6	1.22 x 0.76
	Hein Lehmann	6	sin tamaño
	Western States	3	0.94 , 30
2	American Tool	2	0.91 x 0.51
	"Marca Ilegible"	4	1.1 x 0.61
	Morris	4	1.1 x 0.61
3	American Tool	20	1.01 x 0.61
		8	1.01 x 0.76
	Pott Cassels	6	1.01 x 0.76
	BMA	2	1.01 x 0.61
		8	1.17 x 0.55
7	Salzgitter	2	1.22 x 0.76
		2	1.27 x 1.00
	Western States	4	1.01 x 0.61
		2	1.01 x 0.76
	BMA	2	sin tamaño
11	Western States	8	1.22 x 0.76
		3	0.94
		1	0.76
	Hepworth	4	1.01 x 0.76
	Allis Chalmer	1	sin tamaño
12	Hepworth	4	1.01 x 0.61
	American Tool	3	0.91 x 0.51
	BMA	3	1.01 x 0.61
		2	sin tamaño
13	Buckan R. Wolf	3	1.22 x 1.07
	BMA	3	1.17 x 0.55
	Silver	5	sin tamaño
14	Buckan R. Wolf	2	1.22 x 0.76
		2	1.22 x 1.07
	BMA	4	sin tamaño
	Silver	3	sin tamaño
15	Western States	5	1.01 x 0.76
	Broadbent	17	1.22 x 0.76
	Hepworth	7	1.01 x 0.76
		3	1.01 x 0.61
28	Hepworth	5	1.22 x 0.76
	BMA	1	1.24 x 0.81
		1	1.17 x 0.55
	Western States	6	1.01 x 0.61
		2	0.86 x 0.86
31	Hepworth	7	1.01 x 0.76
		8	1.22 x 0.76

TABLA 9.11 (cont) Ingenios con tres marcas de centrifugas.

Ingenio	Marca de Centrifuga	No.	Tamaños, m. Diam. x Long
31	Hepworth	1	1.22 x 0.81
	Silver	2	0.76 , 30
	Western States	3	0.94 , 30
		4	1.22 x 0.91
42	Broadbent	3	1.22 x 0.61
		5	1.22 x 0.76
		1	1.01 x 0.61
	BMA	2	1.14 x 0.63
	Western States	3	sin tamaño
50	Hepworth	2	1.01 x 0.61
	BMA	1	1.22 x 0.76
		4	sin tamaño
	Broadbent	1	1.22 x 0.76
51	western States	3	0.94 , 30
		1	0.86 , 30
	Allis Chalmers	2	sin tamaño
	Hepworth	6	1.01 x 0.76
64	BMA	5	1.22 x 0.81
		3	1.17 x 0.55
	Western States	2	sin tamaño
	Silver	2	0.94 , 30

TABLA 9.12 Ingenios que aparecen con cuatro marcas de centrifugas

Ingenio	Marca de Centrifuga	No.	Tamaño, m. Diam. x Long.
20	Hepworth	10	1.01 x 0.61
		4	1.22 x 0.76
	Salzgitter	4	1.24 x 0.81
		1	1.22 x 0.71
	Western States	16	1.01 x 0.61
3		1.22 x 0.91 x 0.18	
	Silver	4	sin tamaño
27	Hepworth	4	1.01 x 0.61
	Broadbent	2	sin tamaño
	Western States	2	0.76 , 37
	BMA	4	sin tamaño
30	Buckan R. Wolf	6	1.22 x 1.07
	Broadbent	3	1.22 x 0.76
	Western States	4	sin tamaño
	Hepworth	13	1.01 x 0.61
35	Pott Cassels	3	1.01 x 0.61
		3	1.22 x 0.76
	BMA	2	1.17 x 0.55
		1	1.22 x 0.76
		1	1.01 x 0.76
Broadbent	2	1.22 x 0.76	
47	Hepworth	6	1.01 x 0.61
		12	1.22 x 0.76
	Western States	20	1.01 x 0.76
		16	1.01 x 0.61
		15	0.86 x 0.35
		13	1.37 x 1.02
		15	sin tamaño
	Hein Lehmann	20	1.14 x 0.76
	Buckan R. Wolf	2	sin tamaño
1		1.22 x 1.07	
48	Watson Laidlaw	4	1.01 x 0.61
	Silver	3	sin tamaño
	Hepwort	3	1.01 x 0.76
	Western States	7	1.01 x 0.76
		4	1.01 x 0.61

tipo de máquina	clase de masa cocida	masa cocida Bx	pureza %	agua l/h	vapor at rel.	rendimiento t/h	pureza azúcar %	melaza Bx	pureza %
K 850 S con nuevo sistema de alimentación	Producto de bajo grado de caña	95,1	58,2	100	0.5	3,7	85,7	86,5	34,1
K 850 sin nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	95,1	58,2	--	--	1,5	85,5	82,4	34,2
K 850 S con nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	91,9	65	92	0.5	4,4	89,8	84,2	40,7
K 850 sin nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	91,9	65	--	--	2,5	88,7	81,3	41,7
K 1000 con nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	95,6	57,8	100	0.5	3,5	85,5	86,1	33,8
sin nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	95,6	57,8	--	--	1,8	85,2	83,3	33,8
K 1000 con nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	91,7	62	95	0,5	3,5	85	84,1	38,9
sin nuevo sistema de alimentación	producto de bajo grado de caña	91,7	62	--	--	1,9	84	83,1	39

TABLA 9.13 Comparación de los datos de operación de centrifugas BMA con diferente sistema de alimentación.

10 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- En el presente estudio se pone de manifiesto el alto grado de dependencia de nuestro país con respecto a los países tecnológicamente más desarrollados en lo que se refiere a la fabricación de equipo de proceso, ya que éste se tiene que importar o bien se manufactura con un bajo grado de integración nacional.

Comprueba lo anterior el hecho de que gran parte de los fabricantes y distribuidores de los equipos aquí analizados son empresas subsidiarias de firmas extranjeras, lo cual trae como consecuencia la fuga de divisas por regalías o asistencia técnica. Tratando de remediar esta situación, el gobierno ha establecido medidas proteccionistas de acuerdo a la política de sustitución de importaciones, lo cual ha sido benéfico -- porque ha impulsado la industrialización del país. Sin embargo, las necesidades actuales exigen un cambio hacia una política global de desarrollo perfectamente estructurada, para lograr una disminución real de la dependencia de México con el exterior, aunque esto sólo se logre a largo -- plazo.

2.- La industria química es una de las más dinámicas, por lo -- que requerirá en lo futuro de una gran cantidad de equipo de proceso. Este aspecto debe tomarse en cuenta, ya que esta demanda traerá consigo una heterogeneidad de equipo, por lo que debe planearse la fabricación nacional del equipo completo o de partes y refacciones.

3.- La metodología que se siguió en este trabajo fue la siguiente

te:

Se analizaron los productos de las principales ramas de la industria química en cuanto a producción, consumo y proyecciones, así como sus procesos para determinar las operaciones básicas más frecuentes; además se estudiaron estas operaciones básicas para conocer las características primordiales de las mismas y de sus equipos, ya que al conocer los puntos esenciales que intervienen en su selección se puede determinar la posibilidad de homogeneizar estos equipos. Fué en el sector de la industria azucarera en donde se profundizó con mayor detalle, debido a que en éste se presentaron con mayor frecuencia todas las operaciones elegidas y en donde se recopiló mayor información.

4.- Se analizó la situación de los diferentes equipos correspondientes a las cuatro operaciones seleccionadas que se usan en el proceso de obtención del azúcar, obteniéndose los siguientes resultados:

En México se puede fabricar cualquier tipo de mezclador de líquidos con un alto grado de integración nacional, a excepción de aquellos que requieren de una tecnología muy sofisticada o material de construcción muy específico. Sin embargo, la mayoría de las empresas que los fabrican son subsidiarias de empresas extranjeras, lo cual mantiene la dependencia del exterior, porque no se está desarrollando una tecnología propia netamente mexicana.

Con respecto a los secadores, se encontró que también, prácticamente, se puede construir cualquier tipo de secador rotatorio en el país, exceptuando los de material de construcción muy específico o aquellos cuyas dimensiones son muy grandes. Para este tipo de equipo en particular se encontró un buen número de firmas proveedoras. Sin embargo, este tipo de equipo se sigue importando, como puede verse en la tabla 2 del apéndice

ce B. Esto puede deberse a diversas causas, como que los proveedores nacionales estén saturados, que las tecnologías sean muy sofisticadas, etc. Es recomendable profundizar en este análisis para determinar exactamente las causas que motivan dichas importaciones.

Con respecto a los filtros rotatorios al vacío, se encontró que ya se fabrican en el país, pero la situación es muy semejante a la de los mezcladores, o sea, que la tecnología es extranjera y lógicamente, las empresas son subsidiarias de firmas extranjeras. Analizando las importaciones de este tipo de equipo (tabla 3 y figura 3 del apéndice B) se puede observar que el volumen de importaciones es significativo y que, además, presenta fluctuaciones muy marcadas en el período de tiempo analizado. Por lo tanto, es recomendable analizar el por qué de estas fluctuaciones para tratar de establecer una tendencia.

En el caso de centrífugas de canasta vertical, todas son de importación. Sin embargo, se encontró que, en cuanto a partes de este tipo de equipo existen distribuidores que ya han conseguido una integración nacional. Prueba de ello es que el ingenio Benito Juárez, que empezó a funcionar este año, las centrífugas utilizadas poseen un 20% de integración nacional, y en cuanto a los seis ingenios que se encuentran en proyecto se piensa mantener este grado de integración. Esto es interesante ya que las importaciones de este tipo de equipo son las mayores de los cuatro equipos analizados en este estudio (tabla 4 y figura 4 del apéndice B).

5.- En este trabajo no se logró un análisis más profundo en ciertos puntos ya que se presentaron problemas de falta de información. Los niveles en los que se presentaron fueron;

a) Falta de información precisa con respecto a los procesos que realmente se usan en la industria química mexicana, ya que tal información

es considerada por muchas empresas como confidencial. Esta situación nos obligó a recurrir a la bibliografía, cosa que en algunos casos no era representativa de la situación real de la industria química.

b) A lo anterior debe agregarse que, en la mayoría de los procesos estudiados, la información se presentó en una manera tan general -- que no se especificó el tipo de equipo empleado, ni las condiciones de -- operación.

c) En cuanto a los datos de importaciones, se presentó una situación confusa debido a que en los datos disponibles se agrupan muchos - equipos y no se daban las especificaciones concretas de cada uno.

6.- La única industria analizada con detalle en este estudio - fué la industria azucarera, en la cual no se detectó una heterogeneidad - tecnológica a nivel de procesos, ni a nivel de tipos de equipos, ya que - tanto el método de obtención de azúcar, como el tipo de los equipos em--- pleados son prácticamente los mismos en todos los ingenios.

Sin embargo, se encontró una gran heterogeneidad en lo que se - refiere a tamaños y marcas de los equipos empleados de cada ingenio.

El pensar en una normalización por lo que respecta a tamaños y - marcas de estos tipos de equipo sería de gran interés ya que presenta va- rias ventajas, como que los inventarios de refacciones serían menores, se podría lograr una mejor especialización de los operadores, así como una - reducción de los gastos de mantenimiento, los problemas de reposición se- verían disminuídos y, además, sería más fácil el intercambio de operado-- res especializados entre los ingenios. Esto se puede lograr debido a que- cada día es mayor la participación del estado en esta industria y por lo- tanto, una normalización redundaría en una mayor eficiencia operativa.

7.- Existen posibilidades de substituir capital por mano de obra, lo cual debe tenerse presente en la homogeneización de diseños, para ligar esta política de integración industrial a una política de empleo en el país.

Debe hacerse notar que una normalización de tipos de equipo puede ser o no benéfica en el proceso de industrialización de México, esto sólo se puede determinar hasta que se analice el efecto global que tendría sobre la economía nacional, y sobre la productividad en cada proceso en particular.

Por las conclusiones anteriores se recomienda:

1.- Debido al dinamismo de la industria química del país, es conveniente analizar detalladamente los requerimientos de equipo de este sector para planear adecuadamente su fabricación e integración nacional.

2.- Para lograr una infraestructura tecnológica se requiere que los métodos de absorción de las tecnologías importadas sean efectivos, es recomendable, por lo tanto, la creación de mecanismos que cumplan con esta función, así como una mayor canalización de capital y recursos a las áreas de investigación.

3 - En general se puede decir que existe heterogeneidad en el sentido de que varios equipos pueden suplir las necesidades de la misma operación básica. Ahora bien, la posibilidad de normalizar la selección de equipos depende de un análisis específico de las condiciones de una serie de procesos concretos.

Por lo que el siguiente paso, en vista de que se logró determinar una heterogeneidad tecnológica en cuanto a tipos de equipo ya que sólo se analizó el proceso de obtención del azúcar, es ampliar este estudio ana

lizando los procesos de otras ramas industriales como la de fertilizantes resinas, petroquímica, etc. con el objeto de determinar si hay o no una heterogeneidad en cuanto a tipos de equipo, y así, comprobar la hipótesis aquí planteada. Además, con esto se podrían obtener los rangos efectivos de sustituibilidad de equipos o normalización de nuevos diseños. Lo anterior se podría visualizar elaborando una matriz de tipos de equipo, contra procesos productivos.

APENDICE A

C O S T O S

Las gráficas de costos que a continuación se muestran fueron - obtenidas tomando como referencia las aparecidas en el libro: "Chemical-Engineering Cost Estimation" de J.P. Aries y H.R. Newton, Mc Graw Hill, 1955. Se actualizaron usando el índice de Marshall-Stevens, aparecidos- en la revista "Chemical Engineering" para los años de 1954-1974. Los valores de dichos índices fueron.

$$1954 = 184$$

$$1974 = 412.2$$

Estos índices son el único medio de obtener valores estimados- preliminares a través de un periodo razonable de tiempo.

En estas gráficas se da el costo de adquisición del equipo en- Estados Unidos, contra la variable fundamental del equipo que determine- su costo (área de filtrado, potencia, volumen, etc.). Por lo tanto para- obtener el costo en México se requiere primero, hacer la conversión a pe- sos mexicanos y después multiplicar por un factor de corrección (f) que- involucre la relación de costos entre los dos países en cuanto a mano de obra, material de construcción, disponibilidad de maquinaria, etc. Debi- do al efecto inflacionario que ha sufrido nuestras economías en los últi- mos dos años, este factor no ha sido actualizado, por lo que no se repor- ta en este trabajo.

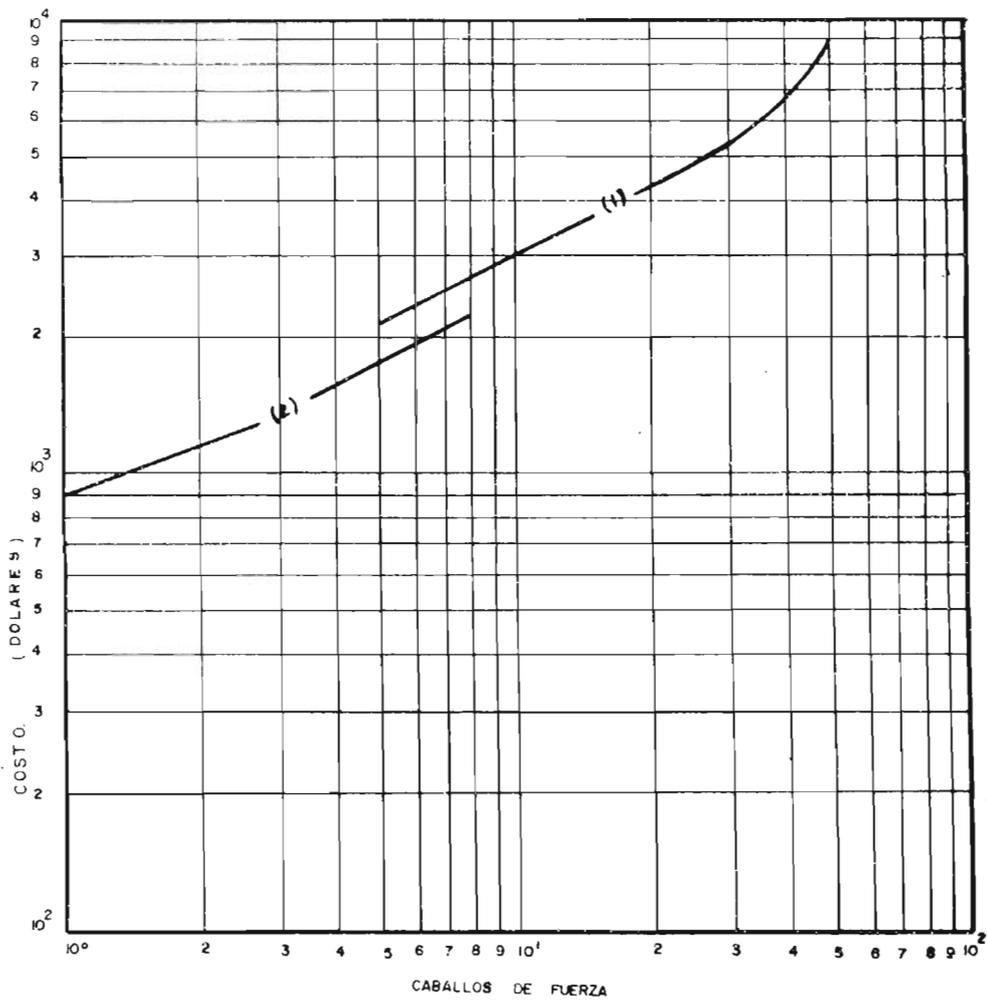


Fig. 1 Costo de Mezcladores

(1) Propelas Fijas

(2) Propelas Desmontables

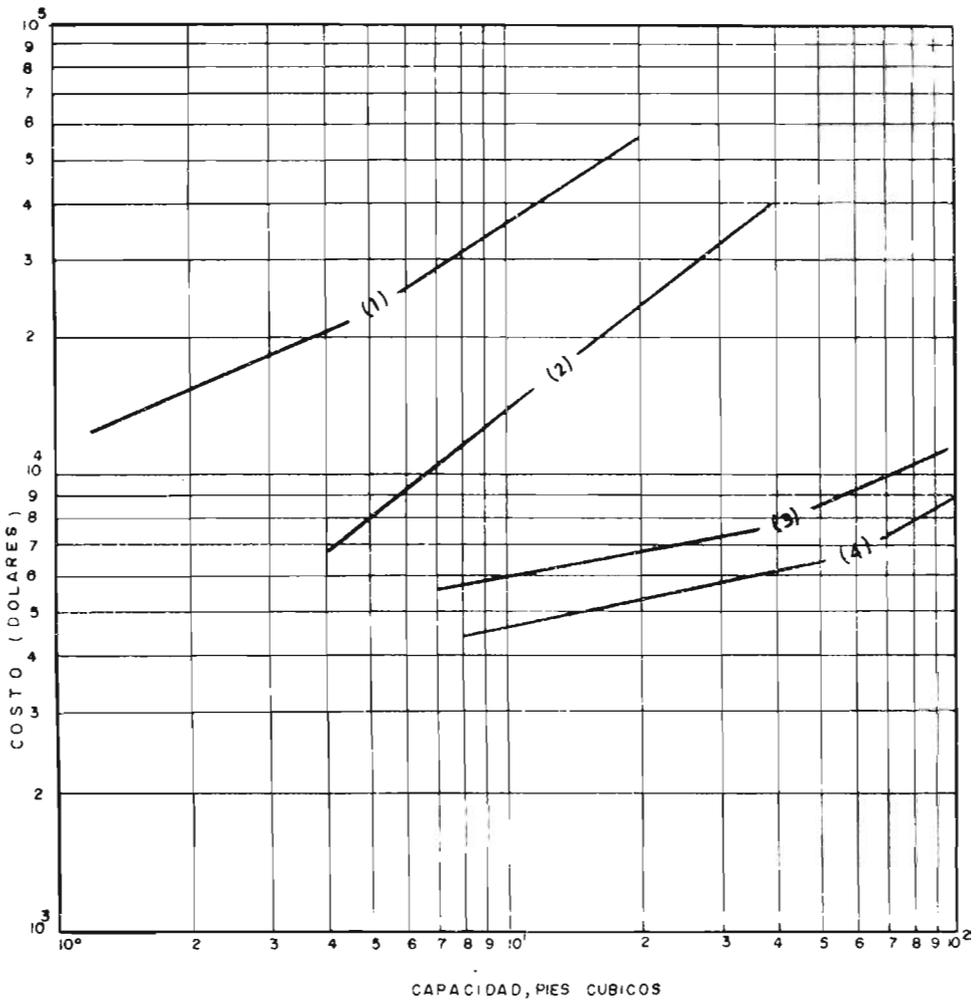


Fig. 2 Costo de Mezcladores

- (1) Mezclador Sigma
- (2) Mezclador de Cajas
- (3) Mezclador de Cintas
- (4) Mezclador Rotatorio

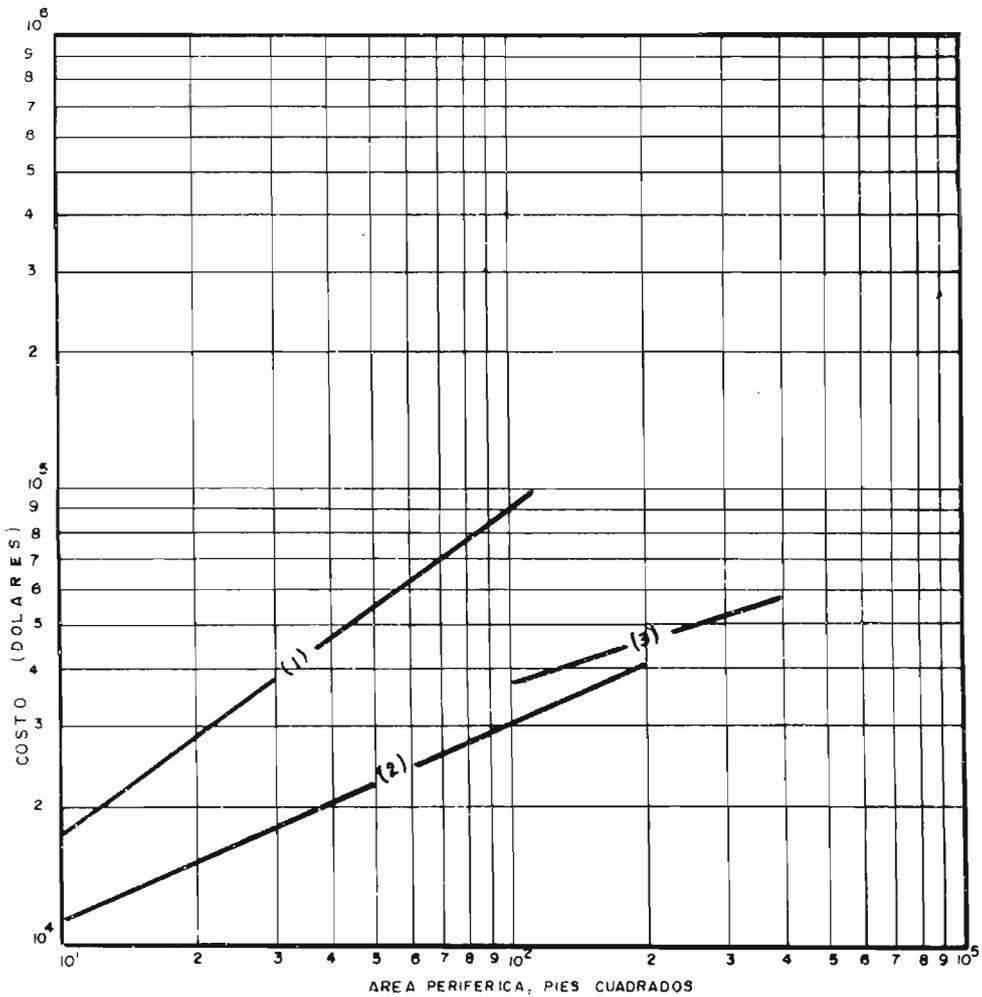


Fig. 3 Costo de Secadores de Tambor

- (1) al vacio, simple
- (2) atmosférico, simple
- (3) atmosférico, doble

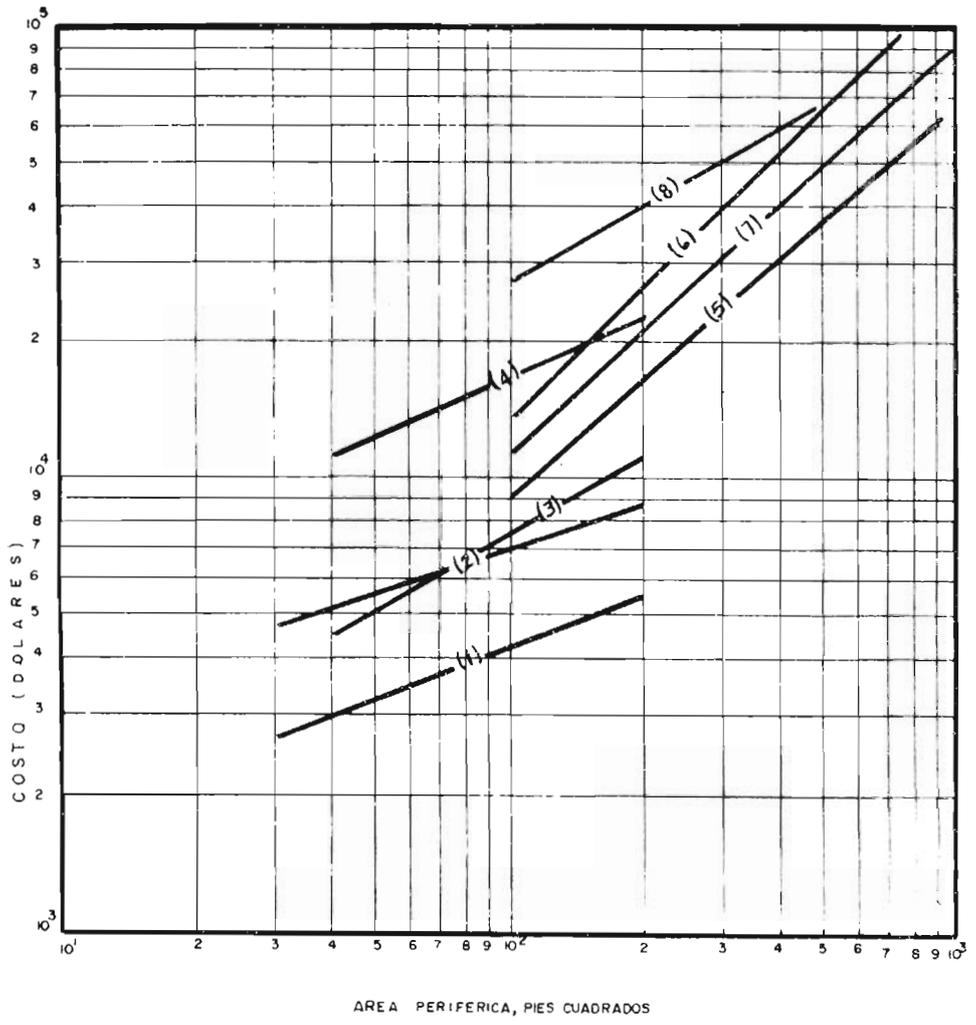
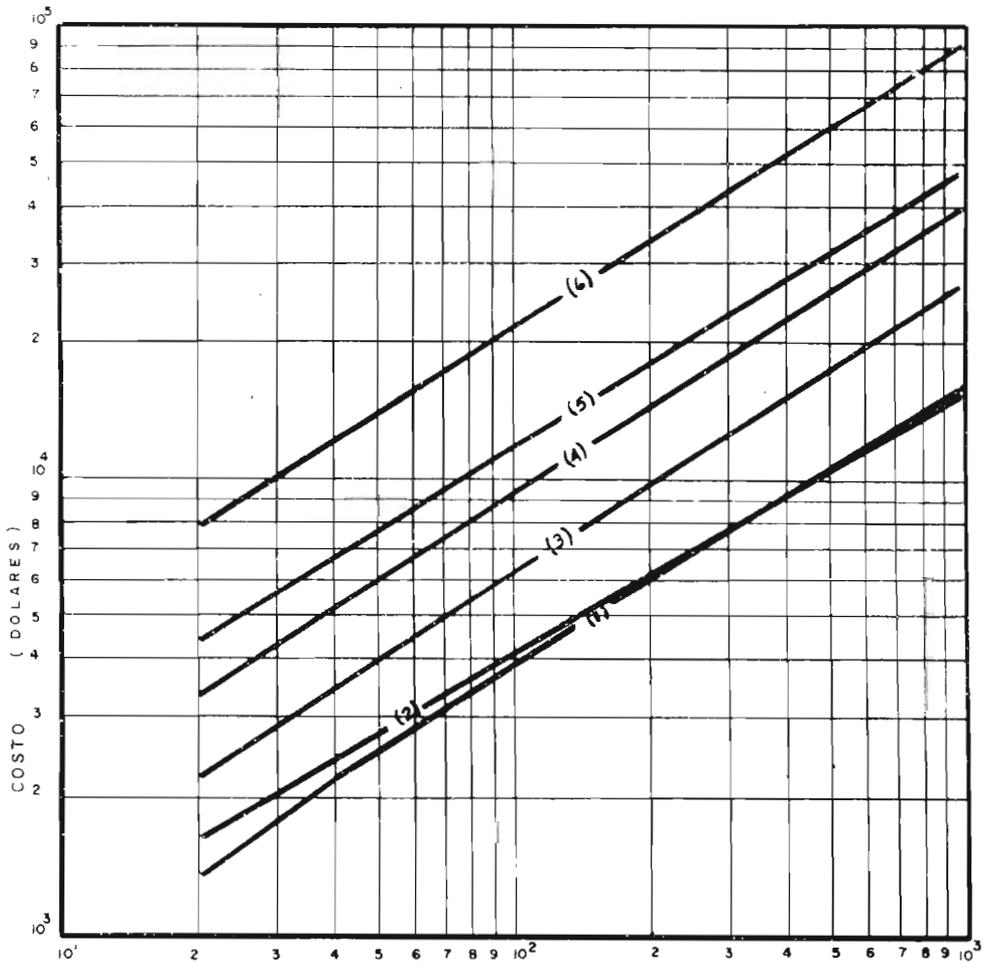


Fig. 4 Costo de Secadores

Fig. 4 Costo de Secadores de:

- Bandejas, atmosférico: (1) Acero
(2) Acero inoxidable
- Bandejas, al vacío: (3) Acero
(4) Acero inoxidable
- Rotatorios: (5) Con aire caliente
(6) Gas combustible indirecto
(7) Gas combustible directo
(8) Al vacío



AREA DE FILTRADO, PIES CUADRADOS
 Fig. 5 Costo de Filtros
 PLATOS Y MARCOS

- | | |
|------------------|-------------------------|
| (1) de Fundición | (5) de Bronce |
| (2) de Aluminio | (6) de Acero inoxidable |
| (3) de Plomo | |

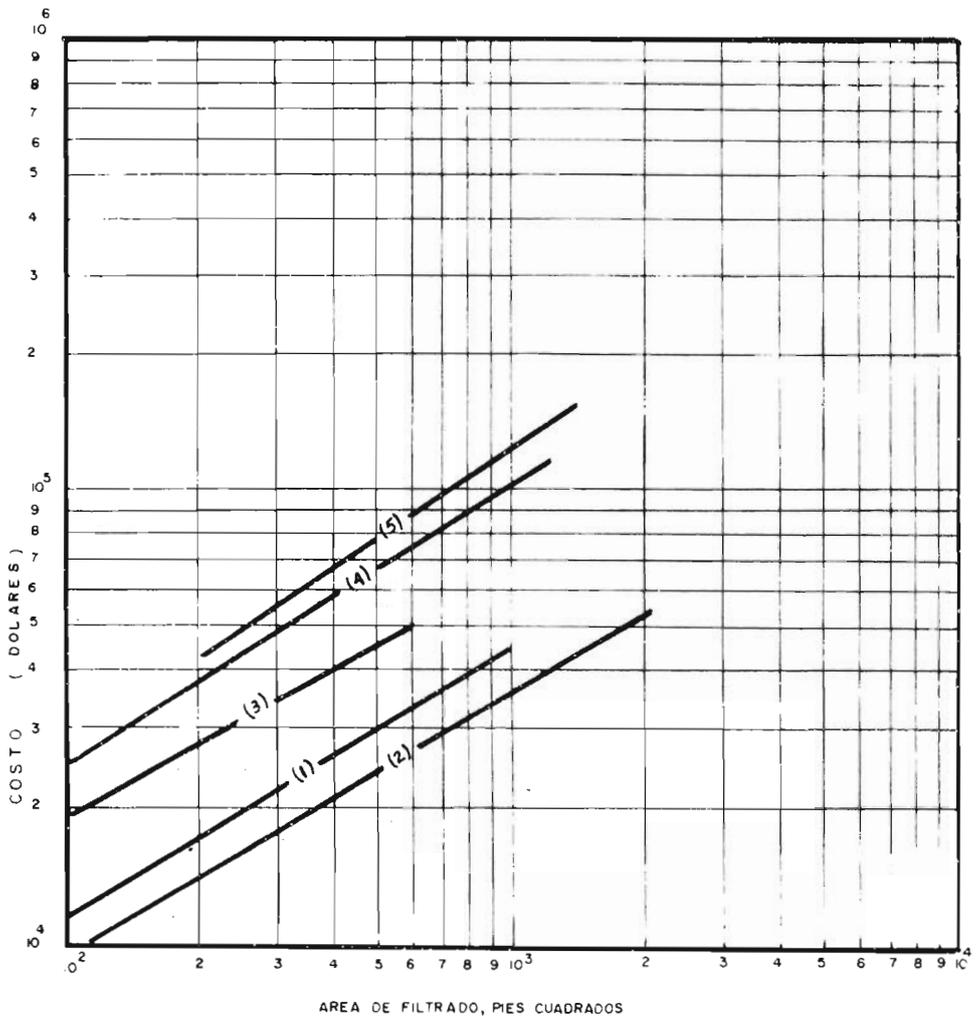


Fig. 6 Costo de Filtros :

De Hoja (1) 4 in de espacio entre hojas Rotatorios, (4) de Tambor
 (2) 2 in de espacio entre hojas (5) de Disco
 (3) de Alcantarilla

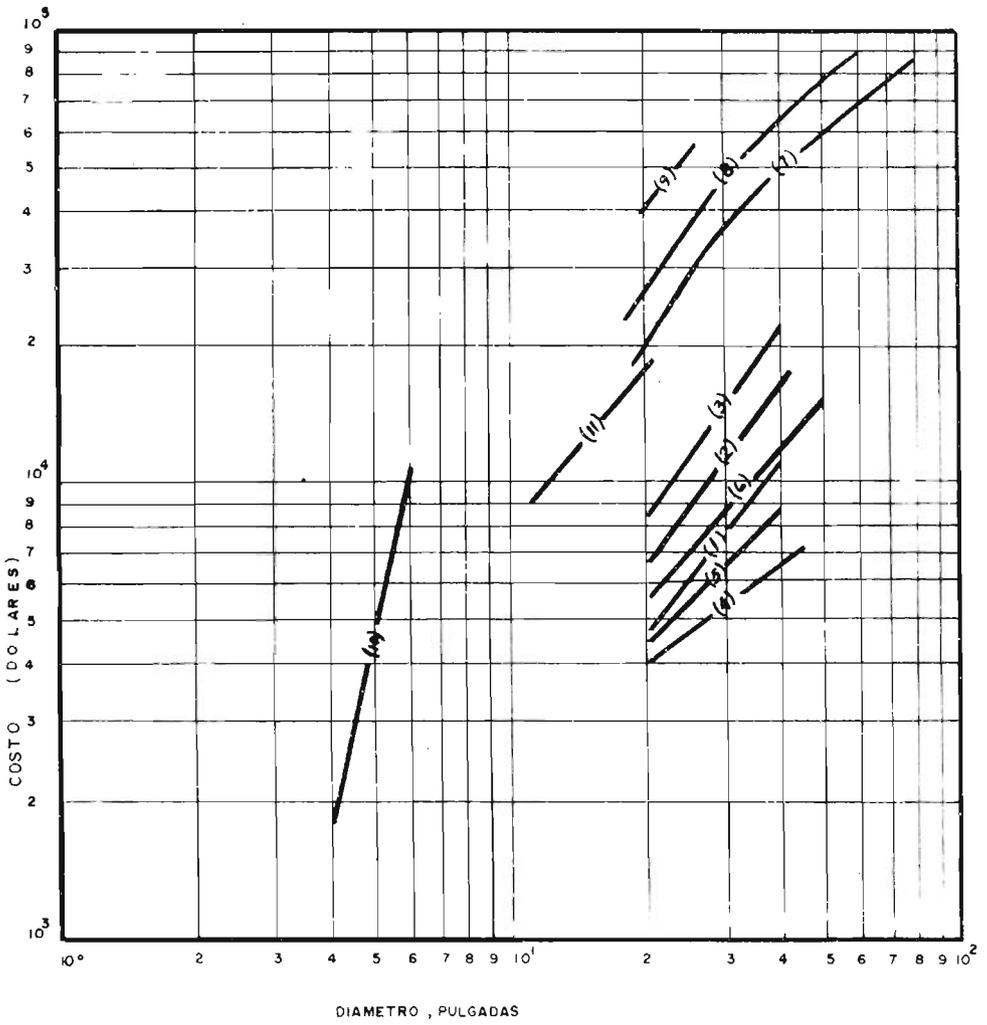


Fig. 7 Costo de Centrífugas

Fig. 7 Costo de Centrifugas:

Intermitente tapa suspendida:

- (1) Acero
- (2) Acero cubierto de hule
- (3) Acero inoxidable

Intermitente fondo móvil:

- (4) Acero
- (5) Acero cubierto de hule
- (6) Acero inoxidable

Intermitente-automático:

- (7) Acero Baker-Perkins
- (8) Acero inoxidable Baker-Perkins
- (9) Acero inoxidable Sharples D Hidrator. Transportador espiral, alta velocidad
- (10) Tubular
- (11) Disco

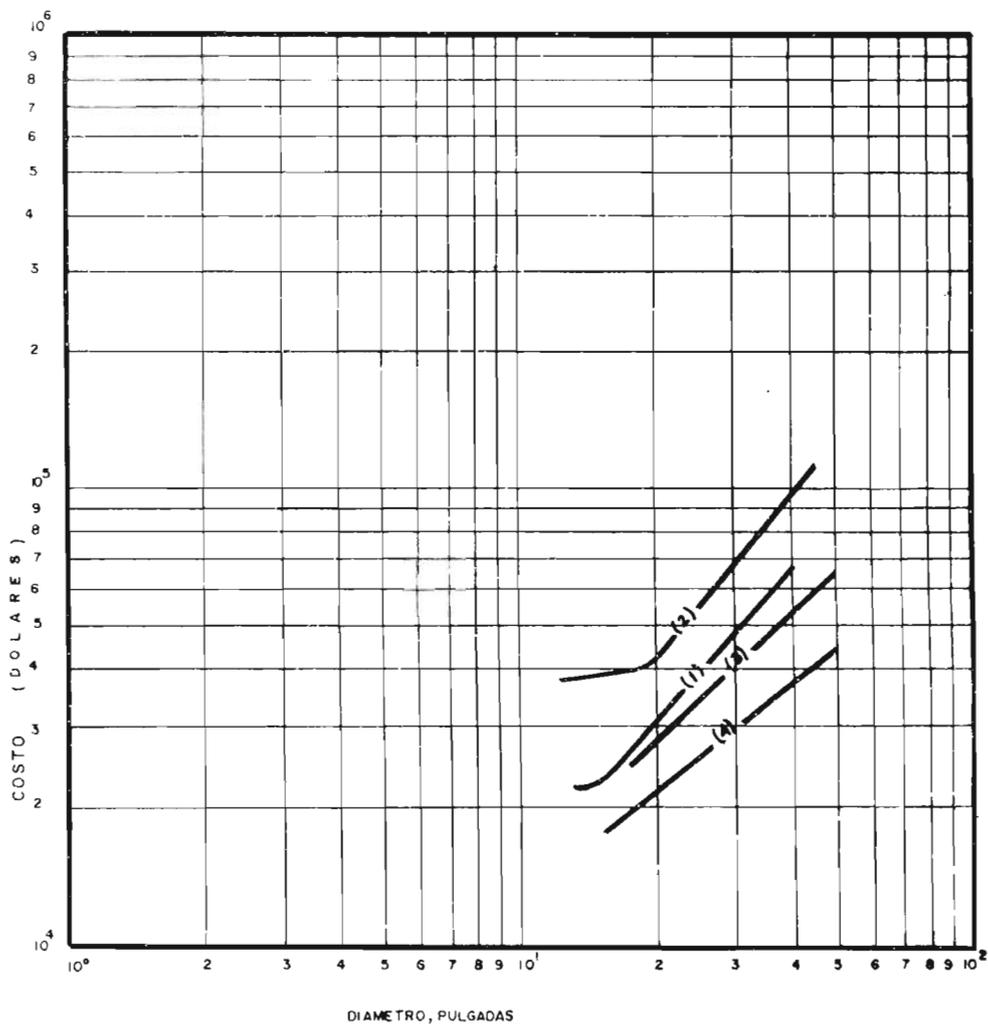


Fig. 8 Costo de Centrífugas.

Transportador recíprocante :

- (1) Acero
- (2) Acero inoxidable

Transportador espiral .

- (3) Acero Bird
- (4) Acero inoxidable Bird

APENDICE B

I M P O R T A C I O N E S .

TABLA No. 1 MEZCLADORES
 IMPORTACION (miles de pesos)

FRACCION ARANCELARIA	EQUIPO	1969	1970	1971	1972	1973	1974
84.30 B010	Mezcladores, agitadores	519	253	313	354	2,402	771.3
84.59 K001	Mezcladores, aspas hori- zontales	21	259	492	223	47,5	525
84.30 C010	Mezcladores p.u. = 100 kg.	7.6	0.78	78	205	18	502
TOTAL		547.6	512.78	883	762	2,467.8	1,798.3

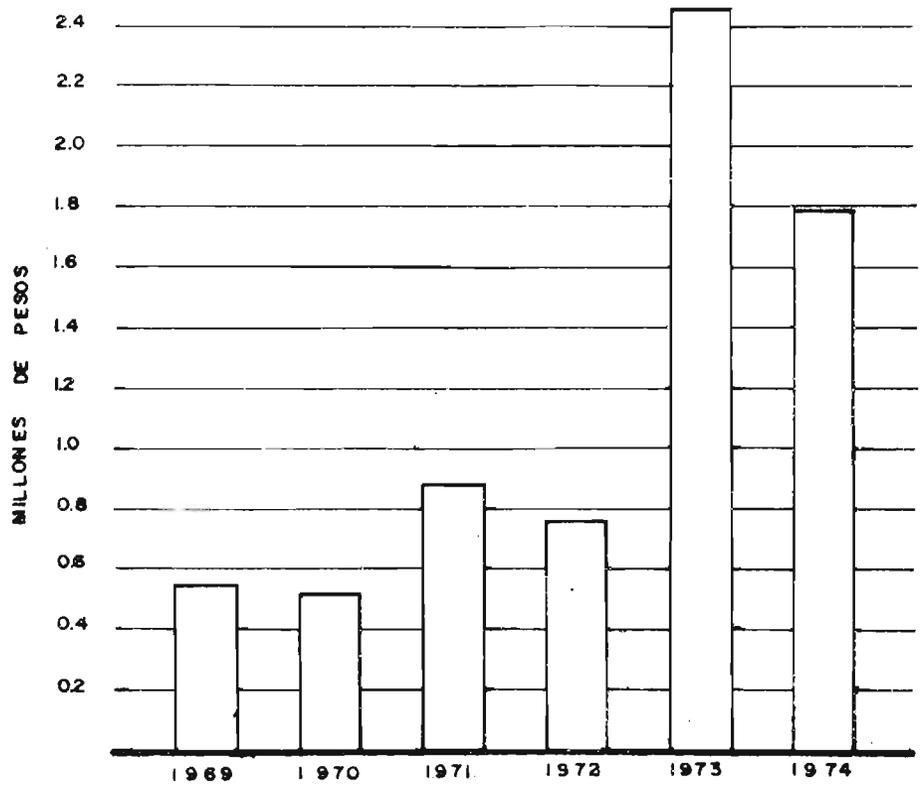


Fig. (1) Imperfecciones De Muecledoras

TABLA No. 2 SECADORES
IMPORTACION (miles de pesos)

FRACCION ARANCELARIA	EQUIPO	1969	1970	1971	1972	1973	1974
84.17 C016	Secadores al vacío	2,640	1,755	1,610	477	1,034	174,142
84.17 C006	Secadores retatorios o de vaivén	8,120	3,423	1,896	7,361	1,514	3,209
84.17 C023	Secadores de <u>to</u> beras	---	28	2,466	1,430	42.25	1,217
84.31 A 004	Secadores de pastas	11,240	7,274	---	31.5	806	2,098
TOTAL		22,000	12,480	5,972	9,299.5	3,396	5,698.14

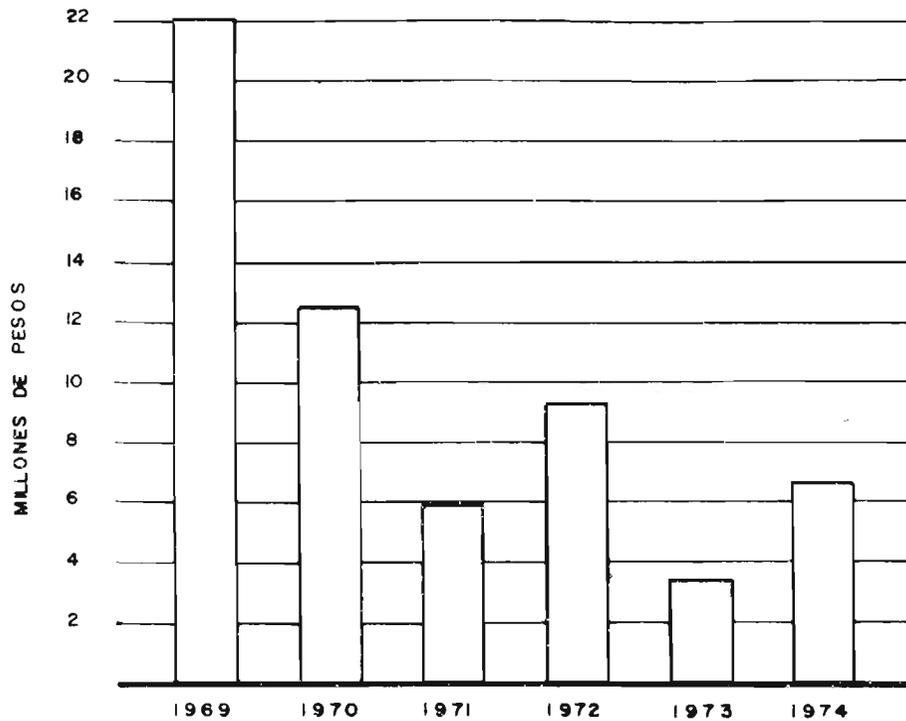


Fig. (2) Importaciones De Secadores

TABLA No. 3 FILTROS
 IMPORTACION (miles de pesos)

FRACCION ARANCELARIA	E Q U I P O	1969	1970	1971	1972	1973	1974
84.18 B011	Filtros a presión ó al vacío	5,455	3,075	9,150	5,048	5,435	9,215
84.18 B012	Filtros prensa	1,152	2,344	2,402	15,726	2,513	3,984
84.18 B021	Filtros prensa de acero inoxidable	445	1,240	325	262	----	---
TOTAL		7,052	6,659	11,877	21,036	7,948	13,199

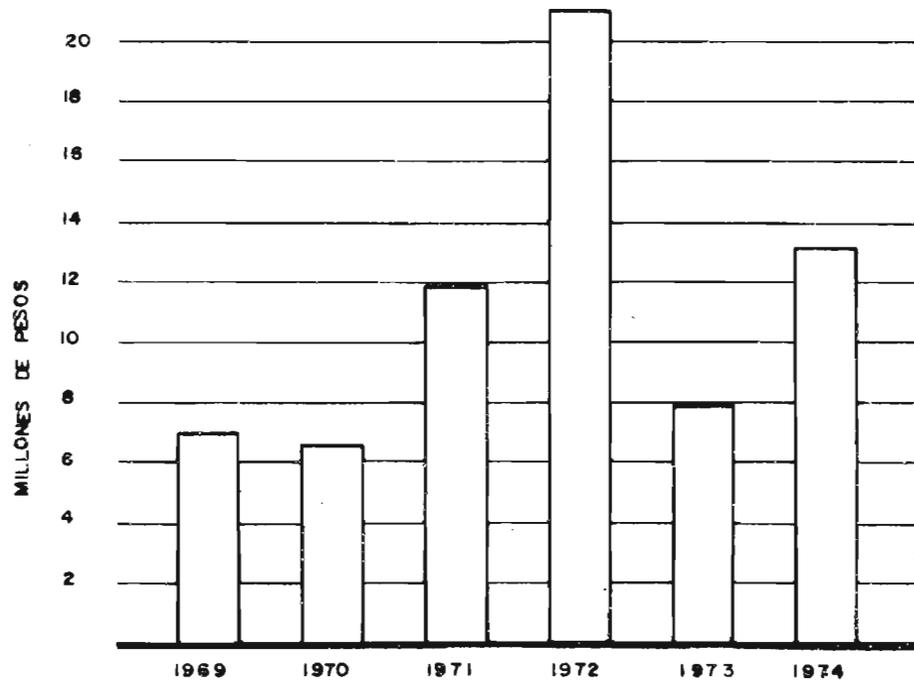


Fig.(3) Importaciones De Filtros

TABLA No. 4 CENTRIFUGAS
 IMPORTACION (miles de pesos)

FRACCION ARANCELARIA		1969	1970	1971	1972	1973	1974
84.18 A 004	Centrifugas	----	----	----	----	----	6,604
84.18 A 0999	Centrifugas	859,998	8,655	424,357	2,809	944,7	6,003
84.18 A 006	Turbinadoras de Refinado del -- azúcar	7,982	7,756	13,269	6,435	13,075	7,754
TOTAL		8,841	16,411	13,693	9,244	14,019	20,361

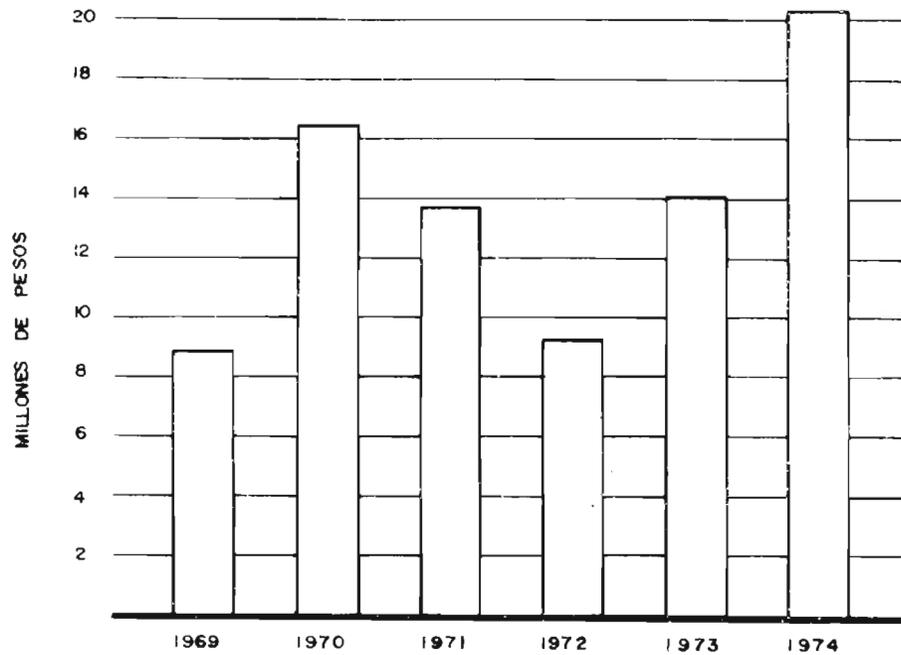


Fig.(4) Importaciones De Centrifugas