

3
2 ej

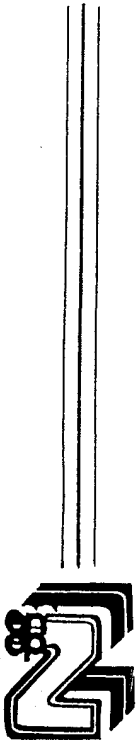


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
"ZARAGOZA"

UNA ALTERNATIVA PARA LA INDUSTRIALIZACION DEL LIMON

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N :
AGUSTIN CRUZ SANCHEZ
EDHA PRESBITERO DORANTES
JULIO CESAR PEREZ QUIROZ



MEXICO, D. F.

1990
TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

INDICE

	pag.
INTRODUCCION.....	1
CAPITULO I. GENERALIDADES	
1.1 ANTECEDENTES HISTORICOS DEL LIMON.....	4
1.2 CULTIVO DE LIMON EN MEXICO.....	5
1.3 CARACTERIZACION DEL LIMON.....	5
1.4 PRODUCTOS ELABORADOS A PARTIR DEL LIMON.....	6
1.5 PRODUCCION DEL LIMON.....	9
1.6 SITUACION ACTUAL DE LA INDUSTRIA DEL LIMON.....	10
1.7 MERCADO.....	10
1.8 USOS DE LOS PRODUCTOS ELABORADOS.....	12
CAPITULO II. PROCESAMIENTO DEL LIMON	
2.1 TIPO DE PLANTAS INDUSTRIALES PARA EL PROCESAMIENTO DEL LIMON.....	16
2.2 CARACTERISTICAS DE LA MATERIA PRIMA.....	17
2.3 TRATAMIENTO PRELIMINAR DEL FRUTO.....	18
2.4 METODOS PARA LA OBTENCION DEL ACEITE ESENCIAL.....	20
2.5 METODOS PARA LA OBTENCION DEL JUGO.....	41
2.6 TRATAMIENTO DE LA CASCARA.....	57
2.7 HIGIENE EN EL PROCESO.....	59
CAPITULO III. LOCALIZACION DE LA PLANTA	
3.1 LOCALIZACION DE LA PLANTA.....	62
CAPITULO IV. PROCESO PARA LA INDUSTRIALIZACION INTEGRAL DEL LIMON	
4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.....	75
4.2 BALANCE DE MASA.....	81
4.3 LISTA DE EQUIPO.....	93
CAPITULO V. DISEÑO DE EQUIPO	
5.1 BANDA SELECCIONADORA, JD-101.....	96

5.2	INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO PARA EL CALENTAMIENTO DEL JUGO QUE SE DESACEITARA, EA-102.....	98
5.3	CALIBRADOR DE LIMON, FD-101.....	101
5.4	CAMARA DE SEDIMENTACION, FC-101.....	104
5.5	CENTRIFUGA ABRILLANTADORA Y AUTOLIMPIADORA, C-101 y C-102.....	110
5.6	CENTRIFUGA CLARIFICADORA, C-103.....	114
5.7	CICLON SEPARADOR DE FINOS, FC-102.....	117
5.8	PILAS DE CLARIFICACION, FB-101.....	121
5.9	CONCENTRADOR, EA-103.....	124
5.10	CONDENSADOR DE LA EMULSION AGUA-ACEITE PROVENIENTE DEL DESTILADOR, EA-101.....	129
5.11	TANQUE DECANTADOR FA-102.....	133
5.12	TANQUE DECANTADOR FA-106.....	136
5.13	DESACEITADOR, FA-105.....	139
5.14	DESTILADOR CON ARRASTRE DE VAPOR, DA-101.....	144
5.15	LAVADORA DE CASCARA, JD-102.....	148
5.16	LAVADORA DE FRUTO, PA-101.....	150
5.17	MAQUINA EXTRACTORA DE ACEITE, PA-102.....	153
5.18	MAQUINA EXTRACTORA DE JUGO, PA-103.....	157
5.19	MOLINO, M-101.....	160
5.20	PASTEURIZADOR, EC-101.....	164
5.21	PRENSA HIDRAULICA, P-101.....	170
5.22	REFINADOR DE JUGO, FD-102.....	174
5.23	SECADOR ROTATORIO, FF-101.....	177
5.24	SILO PARA EL ALMACENAMIENTO DE LA CASCARA, FE-102.....	184
5.25	SILO DE ALMACENAMIENTO DEL LIMON, FE-101.....	186
5.26	TANQUE DE BALANCE FA-101.....	188
5.27	TANQUE DE BALANCE FA-103.....	192
5.28	TANQUE DE BALANCE FA-104.....	196
5.29	TANQUE DE BALANCE FA-107.....	200

CAPITULO VI. CONCLUSIONES

6.	CONCLUSIONES.....	205
	BIBLIOGRAFIA.....	207

APENDICE. ALGORITMOS DE CALCULO DE LOS EQUIPOS

A. 1	CALIBRADOR DE LIMON.....	209
A. 2	CAMARA DE SEDIMENTACION.....	212
A. 3	CICLON.....	222
A. 4	PILAS DE CLARIFICACION.....	232
A. 5	TANQUE DECANTADOR.....	237
A. 6	DESACEITADOR.....	243
A. 7	INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO.....	255
A. 8	MOLINO.....	260
A. 9	LAVADORA DE CASCARA.....	264
A. 10	INTERCAMBIADOR DE PLACAS.....	269
A. 11	PRESA HIDRAULICA.....	274
A. 12	REFINADOR DE JUGO.....	280
A. 13	SECADOR ROTATORIO.....	283
A. 14	SILO PARA EL ALMACENAMIENTO DE LA CASCARA.....	290
A. 15	SILO PARA EL ALMACENAMIENTO DEL LIMON.....	293
A. 16	RECIPIENTE DE BALANCE.....	296
A. 17	DESTILADOR CON ARRASTRE DE VAPOR.....	306
A. 18	CONDENSADOR DE LA EMULSION AGUA-ACEITE.....	309
A. 19	CALCULO DE PROPIEDADES PARA ALIMENTOS Y AGUA.....	314

INDICE DE TABLAS

	pag.
1.1	Datos de producción y exportación del limón.....11
1.2	Mercado de los productos procesados.....11
1.3	Usos de los productos elaborados a partir del limón.....13
2.1	Sistemas de extracción del aceite de limón.....21
3.1	Producción y exportación de limón en el Edo. de Guerrero.....65
3.2	Existencias ganaderas por especie según distrito del Edo. de Guerrero.....65
3.3	Población de los E.U.M. por Estado.....68
3.4	Población del Edo. de Guerrero por municipio.....69
4.2	Tabla de balance correspondiente al diagrama de flujo de proceso.....81
S.5.1	Centrífugas de aceite esencial.....110
A.4.1	Velocidades recomendadas para líquidos.....235
A.5.1	Tamaño de partícula para las operaciones de sedimentación más comunes.....239
A.6.1	Tiempos de residencia entre nivel mínimo y máximo.....247
A.6.2	Valores recomendados para el factor K.....248
A.6.3	Velocidades recomendadas para gases.....249
A.6.4	Tipos de cabezal más comunes.....249
A.8.1	Escala de Moh.....260
A.8.2	Tabla para la preselección de molinos.....261
A.8.3	Clasificación del equipo de trituración y molienda.....262
A.9.1	Factor A en la ecuación de potencia de transportadores de tornillo.....266
A.9.2	Factores que afectan la operación de los transportadores de tornillo.....267
A.16.1	Factor por el tipo de personal.....297
A.16.2	Factor por el tipo de instrumentación.....297
A.16.3	Volumenes parciales en tanques de almacenamiento horizontales con cabezas elipsoidales ó hemisféricas...300

INDICE DE FIGURAS

		pag.
1.1	Estructura del fruto cítrico.....	7
2.1	Máquina Sfumatrice MK.....	24
2.2	Máquina Pelatrice Avena.....	26
2.3	Máquina Speciale.....	28
2.4	Máquina Sfumatrice Speciale.....	32
2.5	Sistema de separación del aceite, decantación y recirculación del agua.....	35
2.6	Destilador de aceites esenciales.....	37
2.7	Esquema de funcionamiento de la máquina Citropress (R)...	44
2.8	Esquema de funcionamiento de la máquina Birillatrice BS 40.....	45
2.9	Esquema de funcionamiento del extractor In-Line.....	48
2.10	Evaporador T.A.S.T.E.....	55
3.1	Características climáticas de la zona del municipio de Acapulco.....	67
4.1	Diagrama de flujo de proceso.....	80
5.1.1	Transportador de rodillos por gravedad.....	97
5.3.1	Calibrador de limón.....	103
5.4.1	Cámara de sedimentación.....	109
5.5.1	Centrífuga retenedora de sólidos.....	112
5.5.2	Esquema de trabajo para la purificación de aceite con una máquina centrífuga.....	113
5.6.1	Centrífuga clarificadora.....	116
5.7.1	Ciclón separador de finos.....	120
5.8.1	Pilas de clarificación.....	123
5.9.1	Evaporador Centri-Therm: principio de funcionamiento	125
5.9.2	Evaporador Centri-Therm: vista frontal.....	126
5.9.3	Evaporador Centri-Therm: vista superior.....	127
5.11.1	Tanque decantador cónico, FA-102.....	135
5.12.1	Tanque decantador cónico, FA-105.....	138
5.13.1	Desaceitador.....	143
5.14.1	Destilador con arrastre de vapor.....	147
5.15.1	Lavadora de cáscara.....	149
5.16.1	Lavadora de limón fruta.....	151

5.16.2	Lavadora de limón fruta, vista superior.....	152
5.17.1	Máquina Sfumatrice Indelicato tipo MK: esquema de funcionamiento.....	154
5.17.2	Máquina Sfumatrice Indelicato tipo MK: detalle de funcionamiento.....	155
5.17.3	Máquina Sfumatrice Indelicato tipo MK.....	156
5.18.1	Máquina Birillatrice ES 40: esquema de funcionamiento.....	158
5.18.2	Máquina Birillatrice ES 40.....	159
5.19.1	Trituradora de martillos.....	163
5.20.1	Pasteurizador.....	165
5.21.1	Prensa hidráulica.....	172
5.21.2	Prensa hidráulica: vista lateral.....	173
5.21.3	Prensa hidráulica: vista frontal.....	173
5.22.1	Refinador de jugo.....	176
5.23.1	Secador rotatorio: vista lateral.....	182
5.23.2	Secador rotatorio: vista frontal.....	183
5.24.1	Silo de almacenamiento de cáscara.....	185
5.25.1	Silo de almacenamiento de limón.....	187
5.26.1	Tanque de Balance FA-101.....	191
5.27.1	Tanque de Balance FA-103.....	195
5.28.1	Tanque de Balance FA-104.....	199
5.29.1	Tanque de Balance FA-107.....	203
A.1.1	Calibrador de limón.....	210
A.2.1	Cámara de sedimentación.....	213
A.2.2	Factor "n" vs N_{Re} , para corregir la velocidad terminal de una partículas por efectos de concentración en una solución.....	215
A.2.3	Coefficiente de arrastre vs. N_{Re}	216
A.2.4	Factores de fricción de Fanning.....	218
A.3.1	Dependencia de la eficiencia con la densidad de la partícula.....	223
A.3.2	Dependencia de la eficiencia con la temperatura.....	224
A.3.3	Factores de corrección F_t y F_p	225
A.3.4	Diseño optimizado para polvo grueso.....	226
A.3.5	Diseño optimizado para polvo fino.....	227
A.3.6	Diseño optimizado para polvo superfino.....	228

A.3.7	Dimensiones del ciclón.....	229
A.4.1	Gráfica de Abakiuns.....	234
A.5.1	Tanque decantador cónico.....	238
A.6.1	Diagrama presión-entalpía para el agua.....	244
A.6.2	Representación gráfica de la operación de desaceitado...	245
A.6.3	Desaceitador.....	251
A.6.4	Gráfica para estimar el espesor de campana de recipientes bajo presión externa.....	252
A.9.1	Capacidad en ft. cu. por hora.....	265
A.10.1	Factor de corrección vs NRe.....	270
A.11.1	Prensa hidráulica.....	275
A.11.2	Prensa hidráulica: vista lateral.....	276
A.11.3	Prensa hidráulica: vista frontal.....	276
A.11.4	Ecuaciones de longitud máxima de pandeo.....	278
A.13.1	Viscosidad vs. Temperatura.....	285
A.14.1	Silo de almacenamiento de cáscara.....	291
A.15.1	Silo de balance de limón fruta.....	294
A.16.1	Volumenes parciales.....	299

INTRODUCCION

En un país como México la industrialización de productos frescos provenientes del campo es de suma importancia, ya que:

- Colabora en la generación de empleos.
- Contribuye a dar un mayor valor agregado a los productos del campo.
- Crea la posibilidad de exportar y de sustituir importaciones.
- Minimiza las mermas por descomposición de los productos del campo.

Además de lo anterior, en el caso particular de la industria del limón, a partir de la década de los 30's y 40's del presente siglo, México se convirtió en el principal proveedor de los Estados Unidos en lo que a limón seleccionado, empacado y clasificado se refiere. Posteriormente, la demanda de ese mismo país cambia y México, de ser el principal proveedor de limón se convierte en el principal abastecedor de aceite esencial destilado.

Actualmente el mercado de Estados Unidos y de otros países demandan una mayor diversidad de productos, lo que hace necesario una mayor integración industrial del limón donde básicamente se obtengan:

- a. Aceites esenciales: Destilado y Centrifugado.
- b. Jugo de limón: Simple y Concentrado.
- c. Cáscara: Para forraje y obtención de pectina.

Sin embargo, en México la mayoría de las plantas son monoproductoras de aceite destilado y aún cuando los ingresos por la venta de éste producto alcanzan a cubrir completamente todos los gastos de adquisición del fruto, mano de obra y operación; una industria moderna no puede prosperar si el proceso tecnológico sobre el cual se basa, no provee el aprovechamiento integral del fruto, sobre todo cuando se observa que hay un mercado que demanda una mayor diversidad de producto.

Hasta la fecha, a excepción de Colima, no hay ninguna planta ni en Guerrero, ni en Oaxaca que procese jugo de limón o aceite

centrifugado, y en Michoacan sólo existe una planta que esta integrada en otras, que elaboran productos industriales distintos al aceite de limón.

Por lo anterior este trabajo consiste en:

1. Analizar el procesamiento integral del limón en la industria.
2. Hacer un estudio técnico sobre las diferentes operaciones que involucran la obtención de los principales productos del limón (aceite esencial, Jugo y cáscara).
3. Analizar las etapas requeridas en el procesamiento integral del limón.
4. Analizar los criterios de selección del equipo requerido en una planta procesadora de limón, y
5. Analizar y aplicar los criterios y fundamentos para el diseño o especificación del equipo, según el caso, en una planta procesadora de limón.

CAPITULO I. GENERALIDADES.

1.1 ANTECEDENTES HISTORICOS DEL LIMON.

La historia del origen del limón es un misterio; sin embargo existen algunos indicios que indican que es nativo del sudeste de China, donde se cultivaba antes de la dinastía Sung; considerandose como el hogar del limón el Este del Himalaya. Es posible, sin embargo, que pueda ser un híbrido del llamado limón de la India.

El limón podría tener también al citrón y a la lima por especies paternas. En fin su origen podría ser cualesquiera, pero parece ser que el limón fué desconocido por los romanos, a pesar de la basta extensión de su imperio y a las extensas relaciones comerciales con Asia Menor, Persia y la India.

Posteriormente el limón fué introducido al Norte de Africa, España y Sicilia, difundiendose el cultivo de los cítricos.

Como resultado de éste desarrollo, Sicilia y Calabria en el Sur de Italia se convirtieron en las principales regiones productoras de limón en el mundo, aunque el perfeccionamiento industrial se llevó a cabo principalmente en California.

El sembrado de las primeras semillas por la gente de Cristóbal Colón se llevaron a cabo en la isla la Española, y al crecer fueron llevadas tanto a otras islas de las Antillas como a tierra firme.

Actualmente, las naranjas y los limones son considerados entre los frutales más importantes del mundo. Su cultivo y consumo se realiza por igual en los cinco continentes, siendo explotados en forma comercial en casi todos los países donde las condiciones de clima les permite crecer.

Dentro de las principales causas de uso e importancia de los cítricos se pueden mencionar su sabor típico, su alto contenido en vitaminas, especialmente la vitamina C, su adaptación a climas muy variados, desde los tropicales hasta los cálidos y finalmente, desde mediados del presente siglo su industrialización cada vez más desarrollada.

A diferencia de otras frutas, los cítricos presentan un mercado amplio y bien evolucionado, tienen un importante volumen de consumo doméstico y local, luego un movimiento

comercial fuerte dentro de cada país para abastecer centros de consumo cercanos y lejanos a los lugares de producción.

Además constituyen un producto de exportación de gran importancia.

1.2 CULTIVO DEL LIMON EN MEXICO.

México es un importante productor de cítricos, cuenta con dos áreas bien definidas por su clima: la región adyacente al Golfo de México, muy lluviosa, y el área sobre el Océano Pacífico, más bien seca.

En la primera se ubican zonas de alta producción con altibajas en la calidad de la fruta. Los principales centros productores son: Montemorelos y Monterrey al norte; Cd. Victoria y Lleras al centro, y Tamazunchale, Jalapa y Veracruz al sur. En el área del Pacífico se hallan: Colima, Apatzingán y Tecomán, y una zona intermedia con plantaciones ubicadas en Agunscalientes y Río Verde.

El limón mexicano descuelga en la producción agraria de Colima, principalmente en Tecomán, donde se produce en gran escala entre los meses de Mayo a Octubre; tiene importancia también en la Tierra Caliente de Michoacán y la Costa de Jalisco.

En Guerrero se produce en las regiones del Valle de Chilpancingo, en la Tierra Caliente y en las Costas Chica y Grande.

Se produce en menor escala en los Estados de Veracruz, Nayarit, Tamaulipas, Baja California Sur, Durango, Zacatecas, Hidalgo, Campeche y Nuevo León.

1.3 CARACTERIZACION DEL LIMON.

El limón es un árbol de poca altura, de crecimiento desordenado, consistencia leñosa, con ramas espinosas y aglomeradas en el centro. Los brotes son de color verde claro, llegando a oscurecerse con la edad. El fruto es de forma esférica oblonga con pezón de color amarillo claro, en tanto que la cáscara que es delgada presenta un color verdoso.

Si se examina la sección transversal del fruto, empezando por la parte exterior, se observarán las siguientes capas:

epidermis, epicarpio, mesocarpio, endocarpio y semillas, fig. 1.1.

- a. Epidermis; es lo que se conoce como cáscara.
- b. Epicarpio ó flavedo; constituido de un tejido parenquimatoso, rico en pigmentos, así como de las células oleíferas.
- c. Mesocarpio ó albedo; es la fracción externa de la cáscara constituida de tejidos parenquimatosos formados de células de forma irregular, de aspecto esponjoso y color blanco, con grandes espacios intercelulares llenos de aire. Contiene principalmente carbohidratos, sustancias pécticas y flavonoides.
- d. Endocarpio; es la porción comestible, está constituido de gajos distribuidos alrededor de un eje central de la misma composición del albedo. Los segmentos están envueltos en una sutil membrana y en el interior se encuentran las celdillas que contienen el jugo.
- e. Semillas; están situadas alrededor del eje central, dentro del endocarpio.

1.4 PRODUCTOS ELABORADOS A PARTIR DEL LIMÓN.

1.4.1 ACEITES ESENCIALES.

Son mezclas de sustancias químicas y físicamente diferentes, en las que predominan los terpenos y los sesquiterpenos que actúan como soporte de los compuestos oxigenados a los cuales se debe el perfume característico de los aceites.

Los aceites esenciales son líquidos oleosos, estéreos, insolubles en agua y solubles en alcohol.

Los componentes más importantes del aceite esencial del limón son, para el aceite destilado: 59.94% de limoneno, 11.59% de p-cimeno, 5.86% de α -terpinol, 1.6% de terpinen-4-ol, 1.19% de fencol, 1.75% de 1,4-cineol y el resto está distribuido entre unos 44 componentes.

Por lo que respecta al aceite centrifugado, se ha establecido que el aldehído más importante es el citral.

La isopimpinélica, así como otros compuestos no volátiles tales como las ceras son constituyentes normales del aceite centrifugado.

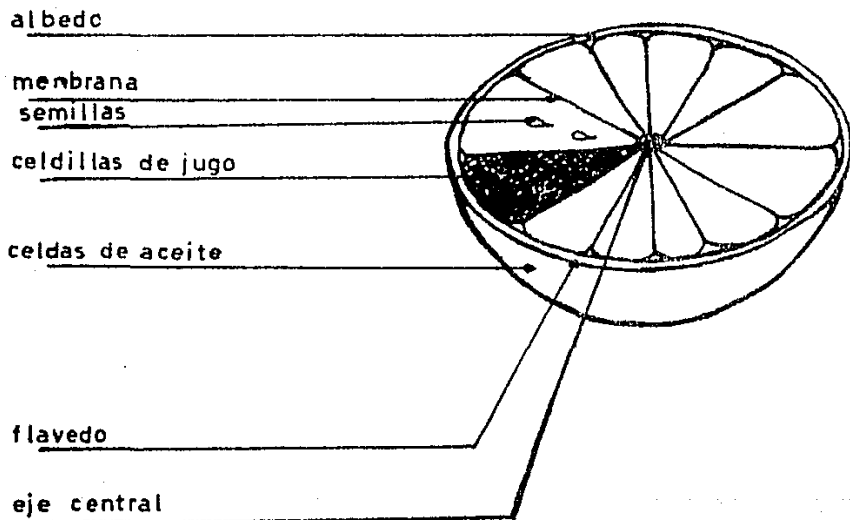


fig. 1.1 Estructura del fruto cítrico.

A continuación se da una breve descripción de las diferentes versiones que presenta el aceite esencial de limón.

- a. Aceite destilado; es el que se obtiene de la destilación al vacío y con arrastre de vapor.
- b. Aceite esencial concentrado; es el producto obtenido por destilación al vacío. Son aceites desterpenados y con un porcentaje de constituyentes oxigenados, aromáticos y olorosos más altos.
- c. Aceites esenciales desterpenados y desesquiterpenados; son obtenidos por destilación fraccionada al vacío, por separación cromatográfica en columna o por extracción con disolventes en contracorriente con los aceites esenciales. Con estas operaciones se eliminan los compuestos insolubles en agua, fácilmente oxidables y escasamente olorosos, denominados terpenos. Sus características son la elevada solubilidad en agua, la alta fragancia y la resistencia a la oxidación.
- d. Alcoholatos; son soluciones alcohólicas de la fracción del aceite soluble en alcohol etílico más o menos diluido, generalmente 60 a 70 grados.

1.4.2 JUGO.

Se obtiene por prensado de la parte pulposa de los cítricos. Por su compleja composición es de considerarse un alimento de elevado valor biológico; contiene: agua, azúcares, ácidos orgánicos, sales minerales, aminoácidos, vitaminas, pigmentos, enzimas y sustancias pécticas.

En relación a las características físicas de los jugos, estos se clasifican en:

- a. Jugo fresco; éste es obtenido por extracción del fruto y sin someterlo a ningún tratamiento físico o químico.
- b. Jugo pasteurizado; el producto es sometido a tratamiento térmico para la destrucción de la carga microbiana y enzimática. El jugo mantiene su turbiedad característica.
- c. Jugo clarificado; es el jugo que ha perdido el aspecto turbio por la acción ejercida por la pectinesterasa sobre las moléculas pécticas.
- d. Jugo pulposo; contiene en suspensión una cierta cantidad de

pulpa.

- e. Jugo concentrado; es el jugo que por concentración al vacío o con otro sistema apropiado ha perdido una parte del agua. El grado de concentración se indica como 4:1, 5:1 o de manera más correcta en grados Brix.

1.4.4 CASCARA.

Se obtiene de los residuos del procesamiento de los cítricos después de la extracción del jugo y del aceite.

Según el uso que se le da, para forraje ó para la obtención de pectina, se puede obtener cáscara húmeda ó seca.

1.5 PRODUCCION DE LIMON.

La cosecha total de limones tiene una marcada estacionalidad, ya que en la época comprendida del mes de abril a noviembre se obtiene un 85% de la producción anual, lo que hace que se registre una disponibilidad abundante en el mercado durante esos meses.

Puesto que la demanda es más o menos constante, en los meses restantes se presenta una relativa escasez y precios elevados. Según estimaciones hechas por la Dirección de Economía Agrícola de la Comisión Nacional de Fruticultura, la mayor producción se registra en los meses de mayo a octubre, mientras que en los meses de enero, febrero y diciembre la producción alcanza el nivel mínimo.

Por otra parte, en los meses de marzo, abril y noviembre se obtiene una producción media o regular.

Los ciclos de producción son el resultado del carácter estacional registrado en los principales municipios productores del país.

Generalmente la industria capta la materia prima para el procesamiento de los derivados industriales de abril a noviembre, meses en los que se incrementa la producción. El porcentaje de fruta que se industrializa es muy variable y generalmente depende de dos factores: el desplazamiento de la fruta fresca en el mercado y las ventas de aceite esencial destilado.

Esto se debe a que el abastecimiento de fruta depende

básicamente del deshecho de selección en la comercialización de la fruta fresca. Así, cuando hay una gran producción de limón existe mucha oferta y poca demanda, por lo que se exige una mayor calidad de fruta para comercialización, quedando un gran porcentaje de fruta como deshecho de producción. En la tabla 1.1 se muestran datos de la producción y exportación de limón de 1982 a 1986.

1.6 SITUACION ACTUAL DE LA INDUSTRIA DEL LIMON.

En la actualidad existen alrededor de cincuenta plantas industrializadoras del limón en México, localizadas en las principales zonas productoras de éste fruto, que son: Michoacan, Colima y en menor proporción Tamaulipas, Guerrero, Oaxaca y Veracruz. Estas industrias se diferencian básicamente por su grado de integración ya que las técnicas de obtención son básicamente las mismas.

Los procedimientos de extracción del jugo y del aceite son diferentes en relación al sistema adoptado en cada planta industrial, es posible extraer primero el aceite esencial y después el jugo o viceversa, o bien realizar ambas operaciones al mismo tiempo.

1.7 MERCADO.

La mayor parte de los derivados industriales tienen mercado en el exterior. Aproximadamente el 90% de la producción de aceite destilado se comercializa en el extranjero y sólo el 10% queda para el mercado nacional.

En un 99% el jugo concentrado clarificado se exporta, mientras que el jugo concentrado turbio se exporta en aproximadamente un 70%. La cáscara deshidratada se vende en un 60% al mercado nacional y el resto sale del país, tabla 1.2.

El limón es un fruto con un alto valor comercial, pues gracias a sus características químicas sirve de materia prima para la elaboración de múltiples productos, tanto para la rama alimenticia como para la farmacéutica. El mercado para los derivados del limón es bastante amplio, puesto que sus usos son innumerables y van desde alimentos y bebidas hasta

TABLA 1.1
DATOS DE PRODUCCION Y EXPORTACION
DE LIMON^(*)

Año	Producción (Ton)	Exportación (Ton)	Consumo Aparente (Ton)
1982	814,008	5,573	808,435
1983	672,332	13,919	658,413
1984	826,356	18,874	807,482
1985	868,158	32,422	835,736
1986	736,588	34,077	702,511

TABLA 1.2
MERCADO DE LOS PRODUCTOS PROCESADOS⁽²⁾

Tipo de producto	Por ciento	Mercado
Aceites esenciales (Destilado y cen- trifugado)	85	E.U.A.
	10	Europa y Japón
	5	Nacional
Jugos concentrados	65	Inglaterra
	25	E.U.A.
	10	Nacional
Cáscara 1. Fresca 2. Deshidratada	40	Nacional
	40	Inglaterra
	20	Nacional

* Anuario estadístico del comercio exterior de los Estados Unidos Mexicanos, 1988.

la fabricación de plásticos, pinturas, textiles, hules, insecticidas y aceites lubricantes entre otros.

1.8 USOS DE LOS PRODUCTOS ELABORADOS.

El uso de los productos elaborados a partir del limón es muy diverso como se puede observar en la tabla 1.3.

El aceite esencial destilado se usa en la industria embotelladora, perfumera y farmacéutica. Este aceite encuentra su principal aplicación en la elaboración del Jarabe que sirve de base para la formulación de los refrescos de cola y los de tipo lima-limón.

La industria perfumera requiere este tipo de aceite en la composición de perfumes y cosméticos de tipo Lavanda.

Los aceites centrifugados encuentran su aplicación como saborizantes y aromatizantes en la industria alimentaria, donde se utilizan en la elaboración de dulces, gelatinas, helados, repostería. Además se utiliza en perfumería para la elaboración de algunas fragancias como lociones del tipo de agua de colonia.

El jugo turbio concentrado se aprovecha en la preparación de bases para bebidas o como complemento de algún alimento enlatado que lleve jugo de limón, como mermeladas, jaleas y mayonesas. También se utiliza para balancear la acidez de los jugos enlatados, debido a que permanecen inalterables sus características de olor y sabor originales al no sufrir ningún proceso de degradación. Este tipo de jugo puede ser sometido a deshidratación, para la posterior elaboración de bebidas instantáneas.

El jugo clarificado simple y concentrado es utilizado en la composición de bebidas cordiales, y tiene una gran demanda en el mercado europeo donde se consume casi la totalidad de la producción del jugo de limón. De aquí que resulte un buen producto de exportación, en donde el principal consumidor europeo es Gran Bretaña.

La cáscara tiene dos usos principales: como alimento para el ganado y como materia prima para extracción de pectinas.

Además de los usos que se dan a los productos anteriores,

TABLA 1.3
 USOS DE LOS PRODUCTOS ELABORADOS
 A PARTIR DEL LIMON FRUTA⁽²¹⁾

Aceite Esencial	{	1. Destilado	{	a. Industria refresquera
				b. Industria farmacéutica
				c. Industria perfumera
		2. Centrifugado	{	a. Industria alimentaria
				b. Industria cosmética
Jugo	{	1. Concentrado Turbio	{	a. Industria alimentaria
				b. Industria refresquera
		2. Concentrado Clarificado	{	a. Bebidas refrescantes del tipo cordial
3. Cocido	{	a. Materia prima para la extracción de ácido cítrico y citrato de sodio		
Cáscara		{	1. Base para el alimento de ganado.	
	2. Materia prima para la extracción de pectina			

existen subproductos que se obtienen del fruto y del aceite esencial, y se emplean del siguiente modo:

- a. Alcoholatos. Usados en la preparación de bebidas gaseosas, por su solubilidad en agua y su capacidad aromatizante.
- b. Caldos residuales. Son obtenidos por el proceso de extracción del aceite destilado. La Empresa Industrias Cítricas S.A. lo compra a precios bajos para la obtención de ácido cítrico y citrato de sodio.
- c. Alfa Pineno. Se utiliza en forma de agurras, como disolvente para protección de cubiertas, como abrillantador y en la fabricación de resinas sintéticas.
- d. Borneol. Se usa en la elaboración de ésteres químicos y en la industria perfumera y farmacéutica.
- e. Acido Acético. Se usa en la producción de ésteres y acetatos, especialmente el acetato de vinilo que se utiliza como disolvente y reactivo en la producción de plásticos, fibras de acetato, productos farmacéuticos, fotografía, pinturas textiles, hule e insecticidas.
- f. Furfural. Para la elaboración de aceites lubricantes, como disolvente en la preparación de nitrocelulosa, pintura para el calzado, resina sintética, fungicidas y preservativos para madera.
- g. Delta limoneno y Dipenteno. En la fabricación de resinas, grasas, jabones, limpiadores para metales y hule; agente para aceites dispersantes, pigmentos y colorantes, así como disolventes para pintura, tintas de imprenta, perfumes, abrillantadores de muebles, lacas y barnices.

CAPITULO II. PROCESAMIENTO DEL LIMON.

2.1 TIPO DE PLANTAS INDUSTRIALES PARA EL PROCESAMIENTO DEL LIMÓN.

De acuerdo al grado de integración de la industria, se tienen cuatro niveles que comprenden la elaboración de los diferentes derivados en base a la maquinaria y equipo con que cuenta cada empresa y son los siguientes:

- Industrias no Integradas.
- Industrias Integradas.
- Industrias de Apoyo.

En cuanto a la industria del limón, su importancia radica en la posibilidad de aprovechar los excedentes de la producción primaria con la disminución del elevado porcentaje de pérdidas y el aumento de un mayor valor agregado a dichos productos.

2.1.1 PROCESO PARA EMPAQUE DEL LIMÓN.

Las empacadoras seleccionan los productos para el consumo nacional de acuerdo a las diferentes calidades de materia prima y dejan la fruta de menor calidad o los excedentes para uso industrial.

2.1.2 INDUSTRIAS NO INTEGRADAS.

Las empresas aprovechan el limón canica y maduro que es deshechado por las empacadoras, para la extracción del aceite esencial destilado. En el proceso se obtienen como subproductos la cáscara y los residuos de la destilación denominados "caldos residuales".

2.1.3 INDUSTRIAS INTEGRADAS.

De acuerdo a la maquinaria y equipo estas industrias se pueden dividir en seis tipos en orden creciente de integración, es decir, el tipo II incluye al tipo I y así sucesivamente.

Tipo I. Son aquellas que además de producir aceite destilado y cáscara fresca, cuentan con centrifugas para elaborar el aceite esencial centrifugado, obtenido de la emulsión jugo-aceite.

Tipo II. Aquí se incluyen las plantas que tienen un sistema de lavado y secado para producir la cáscara deshidratada.

Tipo III. Comprende a las plantas que cuentan con un extractor de aceite y las centrifugas necesarias para elaborar el aceite centrifugado, obtenido de la emulsión agua-aceite.

Tipo IV. En esta etapa de integración están las plantas que poseen un sistema de extracción de jugo.

Tipo V. Son aquellas que cuentan con un evaporador para elaborar el jugo turbio concentrado, para lo cual se debe disponer de cámaras de congelación con el fin de preservar y almacenar éste tipo de jugo.

Tipo VI. Son aquellas que producen el jugo clarificado concentrado, necesitando además del evaporador, un filtro y tanques especiales para la decantación del jugo.

2.1.4 INDUSTRIAS DE APOYO.

Son llamadas así porque le dan un valor agregado a los subproductos que las industrias procesadoras de limón no utilizan.

Por ejemplo, existen empresas que compran a precios bajos los "caldos residuales" y de los cuales se obtienen ácido cítrico y citrato de sodio.

2.2 CARACTERISTICAS DE LA MATERIA PRIMA.

En general, la industria procesa los frutos no aptos para la venta en estado fresco (por manchas, aspecto, defectos físicos, etc.) o el exceso de producción, asumiendo así una función de regulación del producto fresco que beneficia al agricultor.

Muchos factores influyen en las características de los frutos y por consiguiente, en la composición del jugo. Dentro de estas las más importantes son: las climáticas en el momento de la cosecha, la estructura del suelo, las prácticas de cultivo, etc.

La materia prima debe ser adecuada para el procesamiento, se necesita que los frutos hayan alcanzado un grado de maduración de preferencia esten sanos y sean de la variedad adecuada. Los frutos excesivamente maduros, aquellos caídos de los árboles a consecuencia de los vientos y aquellos dañados por las heladas deberán ser utilizados con mucho cuidado, ya

que los jugos que se obtienen de ellos tienen un sabor amargo debido a su riqueza en glucósidos, además de que presentan una gran actividad pectínesterásica y una notable tendencia a la formación de geles.

2.3 TRATAMIENTO PRELIMINAR DEL FRUTO.

2.3.1 ALMACENAJE.

La mejor manera de entregar la fruta a las fábricas es en las cajas en que se recolecta en el campo. La entrega en sacos no es adecuada, ya que de esta manera la fruta siempre se aplasta y deforma. Incluso en periodos cortos es perjudicial, por afectar la actividad respiratoria del fruto, causando una considerable cantidad de deshecho.

En el caso de no disponer de cajas, el mejor procedimiento consiste en transportar la fruta a granel en grandes camiones y almacenarla en silos o recipientes en donde en ningún caso se apilará con alturas superiores a un metro. El fondo de estos depósitos será un plano inclinado que permita a los frutos rodar sin dificultad al transportador. Dichos recipientes se construyen usualmente con tablas de madera, dejando espacios intermedios para suministrar una amplia ventilación.

2.3.2 INSPECCION.

Los frutos empleados suelen ser generalmente destíos; los cuales no son necesariamente de inferior calidad y en su mayor parte lo componen frutos de tamaño demasiado grande ó pequeño, ó a veces, todos aquellos que no son aptos para el embalaje debido a pequeñas lesiones ó algún defecto en la superficie de su corteza. Por lo tanto, será necesaria la inspección de la fruta a fin de eliminar aquellas que puedan perjudicar la calidad del producto.

La primera inspección generalmente se efectúa antes de lavar la fruta ó extraer la esencia. Sin embargo, a lo largo de la línea se efectúa una clasificación adicional.

En la primera inspección es preferible el transportador de rodillos, los cuales hacen girar el fruto mientras lo transportan, permitiendo así a los inspectores la visión de

toda su superficie.

Antes de cortar la fruta a la mitad se recomienda una última inspección ya que algunos se magullan y aplastan durante el proceso de extracción de la esencia.

Si se emplean extractores de jugo automáticos, se debe efectuar una clasificación por tamaños. Estos suelen dividirse en tres clases: pequeño, mediano y grande. El método más sencillo consiste en dejar a los frutos correr a lo largo de paredes laterales colocadas una respecto a la otra de manera que formen una "V", con una abertura graduable entre ellas. Cuando el fruto llega a un compartimiento que le permita pasar, rueda y cae a un depósito especial para cada tamaño.

2.3.3 LAVADO.

Si la esencia no se extrae antes que el jugo, los frutos - deberán lavarse antes de cortarlos no sólo para mejorar el sabor y apariencia del producto, sino también para facilitar la conservación, ya que se eliminan las esporas de los mohos, levaduras y otros microorganismos perjudiciales.

El lavado se efectúa en lavadoras que consisten en un tanque provisto de paletas giratorias apropiadas, que sumergen continuamente la fruta en el agua sin dañarla. En algunos casos se bombea aire comprimido en el tanque del agua para producir una agitación más eficiente. También se usan cepillos giratorios, pero si estos son demasiado fuertes pueden lesionar las celdillas de la esencia.

La Food Machinery Corporation fabrica una lavadora en donde la fruta pasa a un tanque provisto de una serie de cepillos transversales a los que se suministra una corriente de jabón u otro detergente apropiado. Así se pasa de un grupo de cepillos giratorios al próximo; finalmente se riega con agua clorada y después se enjuaga con chorros de agua fría y limpia.

Existe otro procedimiento en el que los frutos se someten a la acción de una solución acuosa de bórax cuyo rango de concentración esté entre 12.5- 18.5% y a una temperatura de 65 - 77 °C, durante un tiempo tan breve, que el calor no

penetra en el interior de la fruta. Después se lava esta con agua fría y la superficie de la corteza se seca antes de la extracción del jugo mediante cilindros de latón que giran lentamente.

2.4 METODOS PARA LA OBTENCION DEL ACEITE ESENCIAL.

La obtención del aceite esencial puede dividirse en dos etapas; la primera consiste en la extracción del aceite de la cáscara ya sea por medios mecánicos o manuales, y la segunda etapa consiste en la separación del aceite de elementos como el jugo, que son arrastrados durante el proceso de extracción. El método usado para la separación dará lugar a aceites esenciales del tipo centrifugado ó destilado.

2.4.1 EXTRACCION DEL ACEITE.

Una condición fundamental para que el aceite sea fácilmente extraído de las celdas que lo contienen es el grado de maduración de la materia prima y cuanto menos maduro esté el fruto, con mayor facilidad será extraído.

La extracción se puede efectuar sobre la fruta entera ó sobre la cáscara, pudiendose realizar ambas operaciones con sistemas manuales ó mecánicos, tabla 2.1, con tendencia a prevalecer los últimos por razones económicas.

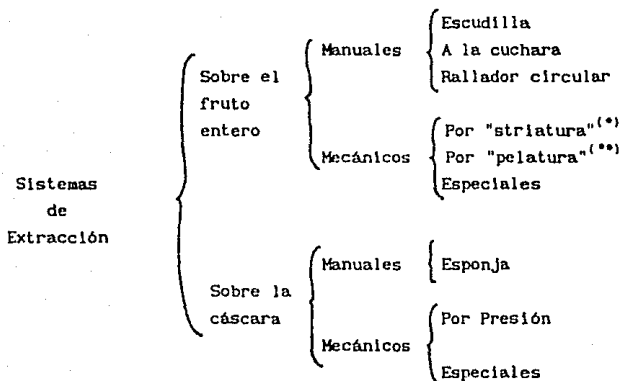
Aún cuando el procesamiento del fruto entero se presta más a un proceso continuo y, por ende, se ha usado para la transformación industrial de grandes cantidades de fruta. El procesamiento de la cáscara a pesar de ser un proceso discontinuo, dado que la cáscara debe ser tratada con cal y sometida a un período de almacenamiento previo a la extracción, el aceite así obtenido es cualitativamente superior al obtenido del fruto entero.

Por lo tanto, en la elección del camino a seguir para obtener el aceite, es necesario considerar otros aspectos, como los que a continuación se indican:

- Si la extracción del aceite precede a la del jugo se reduce el peligro de que éste último contenga cantidades de aceite que puedan perjudicar la calidad.
- El fruto entero que ha sufrido un tratamiento drástico sobre

TABLA 2.1

SISTEMAS DE EXTRACCION DEL ACEITE DE LIMON⁽¹⁾



(*) Striatura: Operación consistente en picar suavemente el fruto.

(**) Pelatura: Abrasión total de las capas superficiales que contienen las celdillas de aceite.

la superficie durante la extracción del aceite, ofrece mayor posibilidad de que líquidos amargos pasen al albedo. Además, el agua que se emplea en ciclos cerrados para arrastrar el aceite de la superficie del fruto, puede ser la fuente de contaminación del jugo con microorganismos. Ambos inconvenientes se pueden reducir lavando los frutos con agua, después de haberse extraído el aceite.

- La utilización de la cáscara para la producción de pectina se ve parcialmente perjudicada por el tratamiento con cal.

Todos los métodos de extracción tienen por fundamento la ruptura de las células y la recolección rápida de la esencia, para evitar que ésta quede absorbida por la corteza esponjosa resultante. Todas las máquinas destinadas a esta clase de trabajo tienen una disposición en la que el fruto se mantiene mojado con una fina lluvia de agua, que persigue los siguientes objetivos:

- Llevarse con tanta rapidez como sea posible la esencia, para evitar con ello la pérdida de ésta, formándose una emulsión del aceite con el agua.
- Llenar las células esponjosas que rodean a los sacos de la esencia para evitar que reabsorban el aceite, y
- Aumentar la presión de turgencia de las células de aceite al aumentar la presión osmótica de las células que las rodean.

2.4.1.1 PROCEDIMIENTOS QUE OPERAN SOBRE EL FRUTO ENTERO.

A. PROCEDIMIENTOS MANUALES.

La Escudilla.

Actualmente, tiene la forma de un embudo de cobre poco profundo. Las paredes interiores del embudo están cubiertas de clavos. El operador coloca el instrumento sobre sus rodillas y presiona levemente los frutos, dándoles un movimiento de rotación sobre los clavos. El aceite se recoge junto con pedazos de cáscara y la porción acuosa de ésta. La operación es cara, delicada y el rendimiento es bastante bajo. Sin embargo, la calidad del aceite es excelente.

A la Cuchara.

Su funcionamiento es similar al anterior. El bordo de la

cuchara es agudo y está modificado de manera de adaptarse mejor a la forma del fruto y poderlo raspar por sectores.

Rallador Circular.

Esta constituido por un disco agujerado, protegido por una cubierta de madera provista de una rendija, a través de la cual el operador manteniendo el fruto en la mano, lo pone en contacto con el disco impulsado por un motor a manera de raspar toda la superficie. La raspadura se trata con una prensa hidráulica para la extracción del aceite esencial.

B. PROCEDIMIENTOS MECANICOS POR "STRIATURA".

Se basa en la mecanización del prototipo manual: la escudilla y el rallador circular. La operación generalmente no es muy drástica y daña los tejidos al mínimo.

Máquina Sfumatrice Indelicato Tipo MK.

Está constituida por una caja en cuyo interior se encuentran dos planos vibrantes, constituidos de un gran número de cintas verticales, que tienen la forma de hojas de sierra, distanciadas a un centímetro. Sobre la parte superior de la plataforma se encuentra un eje, en cuya extremidad están colocadas dos masas excéntricas susceptibles de ajustarse. Un motor de 4 HP transmite al eje el movimiento rotatorio necesario (2,500 rpm) para obtener vibraciones cuya amplitud es de 4 mm., fig. 2.1.

Una tolva situada en la parte superior de la máquina regula la entrada de los frutos y unas paletas controlan el avance de los frutos. El tiempo de tratamiento puede variar entre 50 y 200 seg., permaneciendo la cáscara íntegra. Existe integrado a la máquina un cedazo que elimina los detritos y deja pasar hacia la centrifuga un líquido suficientemente limpio.

Se construyen dos modelos, la MK1 con una capacidad de 1,800-2,500 Kg. de limón/hr y la MK2 que tiene la mitad de capacidad.

Máquina Ifac-Schwob.

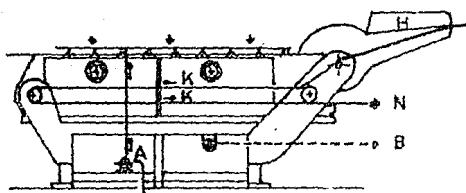


fig.2.1 Sfumatrice MK(F.lli Indelicato-Giarre,Catania):
esquema de funcionamiento.

- H.- tolva de alimentación.
- K.- puntas vibrantes('cama de fakir').
- A.- agua de circulación.
- B.- salida de la emulsión.
- N.- descarga de frutos.

El principio de esta máquina consiste en hacer girar el fruto rápidamente después de haberlo fijado por sus extremidades como en un torno. Un brazo aplica a la superficie del fruto una delgada aguja, la cual durante la rotación del mismo (1,000 rpm) describe sobre la superficie un fino surco helicoidal.

El extractor esta constituido de una máquina rotatoria de 10 postes que pueden tratar hasta 4,200 frutos/hr, con un tiempo de retención de 10 seg.

Máquina "Estilete".

El principio es análogo al del extractor Ifac-Schwob, pero la máquina es más rudimentaria, dependiendo en mucho el funcionamiento y el rendimiento del operador.

PROCEDIMIENTOS MECANICOS POR "PELATURA"

Máquina Avena.

Está constituida de un tambor que contiene dos platos coaxiales rotantes (diámetro = 117 cm.) los cuales estan cubiertos de puntas piramidales. La parte interna del tambor está cubierta por una faja de 22 cm. de altura con puntas de vidrio fig., 2.2.

Los frutos se cargan a través de una tolva cuyo fondo se abre intermitentemente y se distribuye en los platos cuya capacidad es aproximadamente de 25 Kg. Por efecto de la fuerza centrifuga los frutos son raspados más o menos profundamente, según la velocidad, la duración del tratamiento y la longitud de las puntas. Cuando el tiempo de abrasión ha transcurrido, la fruta raspada es expulsada y se inicia inmediatamente un nuevo ciclo.

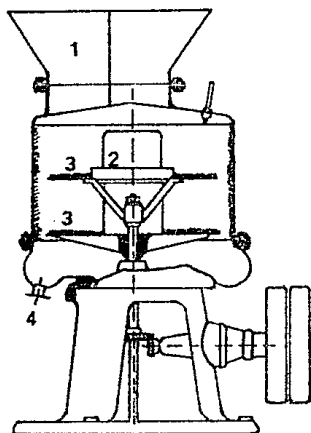
La capacidad media del modelo más difundido es de cerca de 1,000 Kg/hr, aunque existen modelos de mayor capacidad.

La calidad del aceite puede ser bueno siempre y cuando el tiempo de abrasión no supere los 90 seg. y la velocidad de los platos no exceda las 70 rpm.

Máquina Especial.

Consiste de un corredor largo cuyo fondo esta constituido

Fig. 2.2



Pelatrice Avena (F.lli Avena, Messina).

- 1- Tolva de alimentación.
- 2- Compuerta de descarga.
- 3- Platos abrasivos.
- 4- Salida de emulsión.

de dos pares de rodillos recubiertos de asperezas abrasivas, dispuestas en sección trapezoidal y cada par gira en sentido opuesto. El avance de los frutos está controlado por un gusano cubierto de las mismas asperezas, fig. 2.3.

Máquina Cannavo.

La cámara donde se realiza la extracción esta constituida de dos partes cónicas truncadas, que rotan en sentido opuesto y sobre el mismo eje horizontal. Las paredes internas están provistas de asperezas. La fruta cargada en el interior del tambor se agita y se expone tanto a la acción de la superficie abrasiva como a una lluvia de agua. Al final del tratamiento las partes cónicas truncadas se separan para permitir la salida de los frutos.

Máquina Fraser Braser.

El fruto es conducido a través de rodillos horizontales que giran a alta velocidad. Durante el paso los rodillos extirpan una capa de flavedo de alrededor de 0.4 mm de profundidad y al mismo tiempo unos chorros de agua arrastran el aceite y los finos detritos obtenidos, formándose una emulsión que después de pasarla a través de un cedazo se envía a un decantador en donde permanece de 3 a 12 horas.

Con esta máquina se obtiene un rendimiento de aceite bastante elevado, pero la calidad deja mucho que desear en muchos aspectos (color obscuro, alto contenido de ceras, bajo contenido de aldehidos, etc.); lo cual se debe a lo drástico del método, así como a la excesiva cantidad de agua empleada para el arrastre y el largo periodo de tiempo que transcurre entre la extracción del aceite y la separación de la centrifuga. Sin embargo, tales lapsos de tiempo son necesarios porque de otro modo mucha esencia no sería recuperada fácilmente de la emulsión o quedaría absorbida en los lodos del fondo del decantador.

Máquina Jaf-ora.

Combina las ventajas de la máquina "Speciale" y del extractor Fraser Bracer. Con éste último tiene en común las

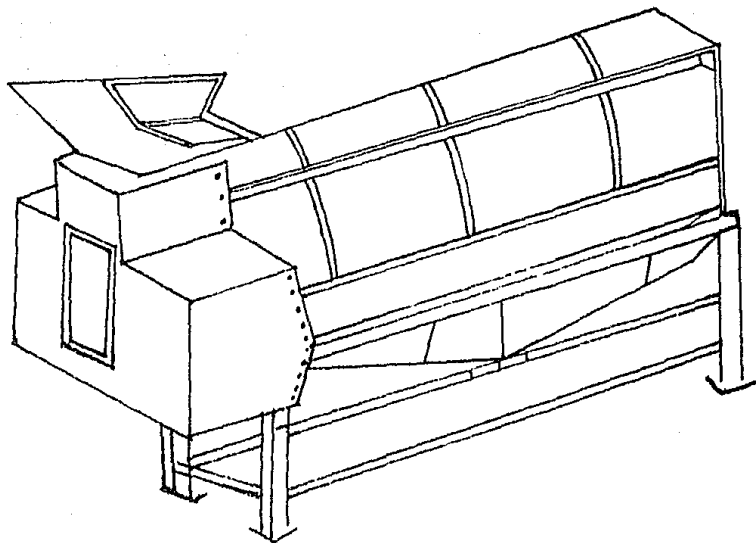


Fig.2.3 máquina Speciale mod. ps 40

características de automaticidad, continuidad de operación y la propiedad de que la esencia no tiene contacto prolongado con la superficie esponjosa del fruto raspado.

Los frutos son raspados sobre paredes de rodillos rotantes que los empujan continuamente contra superficies abrasivas fijas. El paso de un par al otro obliga a los frutos a cambios de posición, lo que facilita el raspado sobre toda la superficie.

Máquina Drum Extractor.

Está constituida por un cilindro rotatorio con un diámetro aproximado de un metro y de 6 a 9 metros de largo. La parte interna está provista de puntas abrasivas dirigidas hacia el interior. Los frutos cargados en un extremo y descargados en el otro son desplazados mediante un gusano helicoidal.

La capacidad del extractor es alta; sin embargo, el rendimiento es relativamente bajo.

Máquina Hylan-Stanford.

Los frutos enteros son forzados a pasar por una espiral fija continua, con la superficie interna provista de puntas y detenida entre dos platos giratorios provistos de una superficie análoga.

D. MAQUINAS ESPECIALES.

Dentro de estas máquinas se encuentra la FMC In Line, cuya característica principal es la de extraer al mismo tiempo el jugo y el aceite esencial.

Los frutos se colocan individualmente en una copa formada por "dedos" que los comprimen uniformemente contra una semiesfera inferior, la cual está provista en la parte superior de un cuchillo circular que al penetrar en el interior del fruto permite la expulsión del jugo. La presión se aumenta por medio de los "dedos" reventándose las celdas del aceite, permitiendo la salida de este que, mezclado con el líquido de la cáscara, se recoge y se envía a la centrifuga.

Terminado el ciclo los "dedos" de la copa se levantan y el fruto procesado se elimina para ser remplazado por otro.

Existen máquinas con cinco copas que procesan de 200 a 375 frutos/min. con un rendimiento del 70-75 %.

Como inconvenientes de estos extractores se puede decir que son diseñados para un determinado tamaño de fruto y que por ello sea necesario hacer una selección previa del mismo.

2.4.1.2 PROCEDIMIENTOS QUE OPERAN SOBRE LA CÁSCARA.

A. PROCEDIMIENTOS MANUALES.

Proceso de la esponja.

La cáscara, separada de la pulpa mediante un cuchillo con forma de cuchara y bordes afilados, se lava con una solución de agua y cal, y se deja escurrir y secar en un cesto por un tiempo de 3 a 4 horas en clima caluroso y húmedo, y 24 horas en clima frío, provocando un endurecimiento de los tejidos lo que facilita la expulsión del aceite.

Posteriormente se comprime la cáscara varias veces contra un sistema de esponjas naturales colocadas en un jarro junto con un movimiento rotatorio. El aceite, junto con el líquido de la cáscara, pasa de la esponja al jarro y por decantación la esencia se separa de los otros líquidos y de los detritos producidos en la laceración de los tejidos.

El rendimiento no es elevado y queda del 25-30% de la esencia total en la cáscara.

B. PROCEDIMIENTOS MECANICOS POR PRESION.

Las máquinas están basadas en la utilización de la presión natural que la esencia ejerce dentro de las celdas y que se manifiesta con la proyección del aceite cuando se pliega y comprime la cáscara.

La cáscara alimentada es forzada a pasar por un espacio estrecho, limitado por una parte fija y otra móvil donde se le somete a múltiples y desordenados pliegues que determinan la expulsión del aceite. Generalmente, la parte móvil está constituida de una cinta provista de protuberancias orientadas a la superficie fija de estructura semejante; la distancia entre ambas partes está regulada de modo de disminuir progresivamente hasta el punto en el cual se descarga la cáscara.

Sfumatrice Avena.

Está constituida de dos tambores concéntricos provistos de dientes que giran alrededor de un eje central. Las cáscaras son alimentadas a través de una tolva al espacio delimitado por los dos tambores: los elementos del tambor exterior están montados sobre muelles que permiten la aplicación de una presión constante sobre la cáscara.

Sfumatrice Automática Speciale Modelo GK y Super Sfumatrice Indelicato.

Se fundamentan en el principio del tratamiento de la cáscara a presión constante; están conformadas por dos rodillos sobre los cuales pasa una cadena de elementos elásticos, que giran sobre un plano fijo horizontal, de manera que la cáscara sea arrastrada entre la cadena y el plano fijo con presión creciente, figura 2.4.

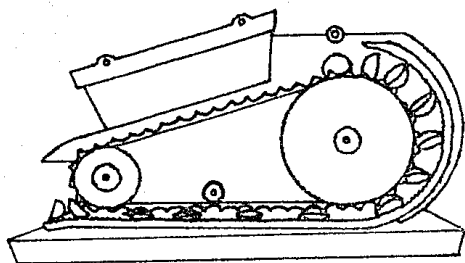
El proceso se efectúa bajo un baño de agua que junto con el aceite pasa por un filtro automático y va al separador centrífugo.

Sfumatrice Ramini.

Las cáscaras son forzadas a pasar entre dos discos horizontales, el superior fijo y el inferior giratorio. Los discos forman un pequeño ángulo, de manera que la distancia entre ellos disminuye de un máximo de 8 cm. hasta 3 cm.

Prensa Cianciolo.

Está construida por dos gruesos rodillos similares a los de una laminadora; un rodillo tiene la superficie lisa mientras el otro tiene unos canales muy finos en sentido longitudinal. Los rodillos giran lentamente y en sentido opuesto, dejando entre ellos un espacio más pequeño que el espesor de la cáscara. La alimentación se debe efectuar a mano, de modo que la parte de la cáscara que contiene el aceite se ponga en contacto con los canales del rodillo, los cuales aplican una elevada presión provocando la expulsión del aceite.



Sfumatrice Speciale (F.sco Speciale-Giarre,Catania)
esquema de funcionamiento.

Fig. 2.4

Prensa de Gusano Helicoidal.

La extracción se lleva a cabo en dos etapas. En la primera una prensa ejerce una ligera presión y el líquido obtenido se pasa a través de un cedazo y se centrifuga. La cáscara pasa a una segunda prensa en la cual se le somete a una presión más drástica, lo cual provoca que se obtengan lodos, los que se diluyen con la descarga de la centrifuga y se envían a destilación. El rendimiento en la primera es de 688 a 745 gr. por 100 Kg. de limón más 53 gr. del obtenido por destilación de los lodos.

Estas prensas tienen dos gusanos helicoidales que giran en sentido opuesto comprimiendo la cáscara alimentada al azar que avanza por todo lo largo de la prensa.

Normalmente, se emplean prensas de una capacidad de 1.500 Kg. de fruta por hora y el rendimiento de aceite es proporcional a la superficie libre disponible para la expulsión del aceite.

Prensa de Tornillo.

Consiste de un tornillo cónico provisto de agujeros de 1/4 in. por los cuales fluye el líquido obtenido por presión, mientras la cáscara es expulsada por la extremidad anterior de la camisa.

El mayor inconveniente es que la cáscara sufre una trituración parcial y la esencia extraída está en contacto con el albedo que tiende a absorberla. Por éste motivo se emplea una gran cantidad de agua para arrastrar la esencia lo más rápidamente posible; provocando la pérdida de parte de los constituyentes oxigenados.

C. PROCEDIMIENTOS MECANICOS ESPECIALES.

Máquina Citro-Mat.

Se emplea para la extracción de aceite y jugo. Los frutos entran a la máquina, la cual automáticamente los corta en mitades y exprime el jugo por incremento de la presión sobre los frutos partidos. Después que el jugo ha sido separado, la cáscara es firmemente presionada por un rodillo acanalado en

un lado y una guía lisa en el otro. Durante esta operación la cáscara es completamente aplastada y filosos cuchillos separan la sección exterior (flavado) de la cáscara.

El flavado es cortado en pequeños trozos de aproximadamente 5 mm. de diámetro y simultáneamente se le agrega a la masa resultante un volumen grande de agua, 4:1. La mezcla pasa a través de un lavador extractor a contracorriente, el cual a su vez separa los sólidos del agua. El agua y el aceite que fluyen del cedazo del extractor-lavador, pasan entonces a través de una centrifuga la cual produce una emulsión más espesa.

La emulsión de la centrifuga se mezcla con una cantidad adicional de agua, a elevadas temperaturas, y se pasa a través de una supercentrifuga para producir el aceite ya clarificado.

2.4.2 METODOS PARA LA SEPARACION DEL ACEITE.

2.4.2.1 DECANTACION.

En los casos más simples, el aceite se extrae manualmente con el procedimiento de la esponja, con el de la escudilla o mecánicamente por "striatura".

Actualmente, éste método es poco usado, puesto que requiere de un fuerte empleo de mano de obra y existe la posibilidad de que se perjudique la calidad del aceite por permanecer demasiado tiempo en contacto con el agua.

2.4.2.2 CENTRIFUGACION.

Este método tiene las siguientes ventajas con respecto al anterior:

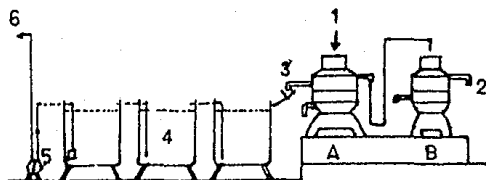
- los modernos separadores dan un rendimiento superior a aquél que se tiene por simple decantación.
- la rapidez de la separación reduce el período de degradación del aceite.
- los separadores centrifugos pueden operar continuamente.

En la figura 2.5 se observa un sistema de separación por centrifugación.

2.4.2.3 DESTILACION.

El método de destilación para recuperación de aceites

Fig. 2.5



Sistema de separación del aceite, decantación y recirculación del agua.

- 1) entrada de la emulsión agua-aceite.
 - 2) salida del aceite.
 - 3) salida del agua.
 - 4) vasos de decantación.
 - 5) bomba de recirculación.
 - 6) agua decantada a los extractores.
- A) separador autolimpiador.
B) segundo separador (abrillantador)

esenciales de los cítricos ha sido objeto de gran atención por parte de los industriales.

Hoy en día la producción de aceite a partir de la cáscara, se debe considerar complementaria y destinada exclusivamente a la recuperación del aceite contenido en emulsiones difícilmente separables por otros métodos, ya que se obtienen resultados poco satisfactorios por lo que respecta a la calidad.

El aceite destilado es incoloro y se distingue del obtenido en frío por sus propiedades físicas y químicas: el peso específico es más bajo, la rotación óptica es más elevada y el contenido de aldehídos es menor.

El tratamiento más reciente consiste en tratar la emulsión aceite-agua o aceite-jugo con una destilación con arrastre de vapor.

El equipo que se emplea para la destilación con arrastre de vapor consta de tres partes esenciales que son el alambique, el condensador y el decantador, figura 2.6.

Alambique.

El alambique se construye de acero inoxidable y consta de tres partes esenciales que son el sistema de calentamiento, el de introducción del vapor y el capitel.

El calentamiento puede llevarse a cabo mediante un serpentín ó camisa. Este último es el más conveniente pues aún teniendo igualdad de áreas de calentamiento, el serpentín presenta dificultades en la limpieza interior del alambique.

El sistema de alimentación de vapor puede ser mediante un tubo perforado o por medio de dos tubos perforados dispuestos en forma de cruz.

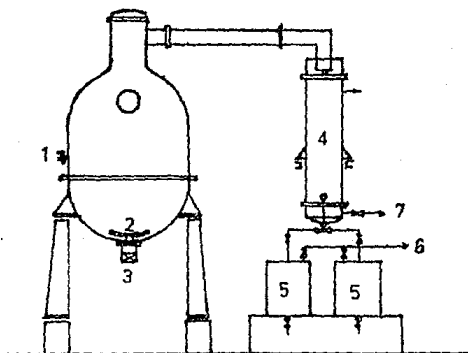
El diseño de la perforaciones es complicado pues su diámetro debe ser cada vez mayor conforme se alejan del tubo por donde se alimenta el vapor.

Por otra parte, la forma del capitel ha sido siempre discutida, el cuello de cisne o alargadera no deberá oponer resistencia al paso de los vapores. La colocación de telas metálicas que impiden el arrastre de materias sólidas, debe ser motivo de precauciones, pues al ensuciarse demasiado puede

Fig. 2.6

Destilador de aceites esenciales.

- 1- Entrada del producto.
- 2- Distribuidor de vapor.
- 3- Válvula de descarga.



- 4- Condensador.
- 5- Recipientes colectores de destilado.
- 6- Toma de vacío.
- 7- Agua de enfriamiento al condensador.

causar la explosión del alambique.

Condensador.

Los vapores producidos en el alambique se condensan por contacto con las paredes frías de un tubo que a su vez es enfriado por agua.

Las dimensiones del condensador deben ser mayores que las calculadas pues de esta forma se pueden trabajar grandes volúmenes con menos tiempo de contacto. En la práctica se da a los condensadores una superficie 5 veces mayor a la calculada.

Separador.

Es un decantador que se utiliza para romper por simple reposo la emulsión agua-aceite que se forma en los condensadores.

Si se permite al destilado caer directamente desde el condensador sobre la capa de aceite, el agua y el aceite a menudo no se separarán inmediatamente ya que el agua destilada ejerce un efecto dispersante sobre los constituyentes del aceite que tienen peso específico cercano al del agua lo cual da lugar a una emulsión. Se debe separar la capa de aceite de la del agua para evitar cualquier agitación de los dos medios. Se puede asegurar un flujo suave de destilado, insertando un embudo de cuello largo en el separador, así el destilado fluye a través del embudo, sin perturbar la capa de aceite y las gotas del mismo suben suavemente desde la salida del embudo hasta la fase orgánica en la cual se disuelven.

A. PROCESO UTILIZADO EN MEXICO.

El jugo que se obtiene al procesar el fruto entero mediante una prensa de tornillos se manda al tanque alimentador del alambique. El calentamiento se lleva a cabo con vapor, ya sea inyectándolo o mediante un serpiente o camisa.

La duración de la destilación depende del tamaño de los alambiques, su construcción y la eficiencia del sistema de condensación, junto con la disponibilidad del agua de enfriamiento; el jugo de limones amarillos maduros destila más

lentamente.

B. PRODUCCION DE ACEITE DESTILADO DE ALTA CALIDAD

El aceite debe ser casi incoloro, un color amarillo indica una destilación muy lenta. La prematura interrupción de la destilación da como resultado un aceite de baja calidad que consiste de terpenos de bajo punto de ebullición y deficiente en compuestos oxigenados.

Durante las primeras horas de operación, el aceite y el agua se separan fácilmente en un decantador. Después los constituyentes de alto punto de ebullición destilan y pueden formar una ligera emulsión. Para recuperar esos valiosos compuestos es recomendable conectar decantadores teniendo cuidado de regular el flujo de manera que el aceite y el agua se separen completamente.

Algunas recomendaciones para la producción de aceite de calidad son:

- La fruta debe ser fresca, ya que el rendimiento de aceite es mayor. El aceite destilado de fruta amarilla tiene un olor menos pronunciado.
- La fruta debe ser prensada inmediatamente después de recolectada; de otra manera se arruga y se vuelve elástica, resultando una menor calidad y rendimiento de aceite.
- Para una destilación más fácil, el jugo deberá estar libre de pulpa densa, la cual precipita después de varias semanas de almacenaje.
- La destilación se debe continuar el tiempo suficiente para recoger las pequeñas cantidades de compuestos oxigenados de alto punto de ebullición, sin los cuales el aceite no es de primera calidad. Destilaciones cortas dan como resultado aceites de bajo peso específico, alta rotación óptica y bajo contenido de compuestos oxigenados. El aceite de alta calidad debe tener una densidad relativa no menor de 0.864 a 12 °C.

C. DIFERENCIAS ENTRE EL ACEITE CENTRIFUGADO Y EL DESTILADO.

La diferencia de olor entre el aceite centrifugado y el aceite destilado se debe más a la degradación de ciertos cons-

constituyentes por el vapor en presencia del ácido cítrico, que a la pérdida de los compuestos de punto de ebullición alto. Por otra parte, un aceite centrifugado normal tiene un contenido de aldehídos de alrededor del 6%; mientras que un aceite destilado tiene alrededor del 1% y un contenido de ésteres de alrededor del 2%. Estas diferencias indican la destrucción de estos compuestos en presencia de calor y ácido. Cualquiera constituyente de alto punto de ebullición que puede perderse durante la destilación contribuye al olor y sabor características del aceite centrifugado.

2.4.2.4 EXTRACCIÓN.

La extracción con disolvente para extraer el aceite de la cáscara no ha alcanzado éxito. El mayor inconveniente se debe al hecho de que los disolventes orgánicos extraen grandes cantidades de impurezas junto con el aceite; además no es fácil separar completamente el disolvente del aceite.

2.4.2.5 ALMACENAMIENTO Y SISTEMAS DE CONSERVACION.

A fin de que el aceite pueda conservarse es necesario que sea protegido de la acción del oxígeno, de la luz, del calor, de las trazas residuales de humedad y acidez, de superficies metálicas, entre las cuales el hierro y el cobre actúan como catalizadores de oxidación.

Es necesario que el aceite se almacene libre de humedad, por lo tanto las trazas remanentes después de la centrifugación deben ser eliminadas con sulfato de sodio anhidro. Más que el agua, es la acidez proveniente del jugo la que ejerce una acción desfavorable sobre la estabilidad del aceite, por lo que es conveniente neutralizarla con bicarbonato de sodio.

El material del que están fabricados los tanques de almacenamiento es de cobre estañado, aunque la tendencia actual es fabricarlos de acero inoxidable.

Mientras los recipientes puedan mantenerse llenos, la acción del oxígeno atmosférico queda dentro de los límites tolerables. Pero si esto no es posible es conveniente el llenarlos con un gas inerte.

2.5 METODOS PARA LA OBTENCION DEL JUGO.

La obtención del jugo puede dividirse principalmente en dos partes. Una consiste en la extracción del jugo y la otra el tratamiento de éste. Dependiendo del tratamiento que se le dé, se obtendrá un jugo clarificado o turbio, simple o concentrado.

2.5.1 EXTRACCION DEL JUGO.

La extracción del jugo consiste en romper las celdas en las cuales se encuentra, de manera de liberar el contenido. El mayor número de aparatos construidos operan sobre el fruto cortado a la mitad. La extracción del jugo se realiza por medio de bulbos adecuados que se introducen en los medios frutos, que prensando y eventualmente girando provocan la salida del jugo.

Existen otros aparatos como el extractor In-Line, en los que el fruto entero es prensado por la acción de dos copas, mientras en el interior del fruto penetra un tubo perforado a través del cual pasa el jugo exprimido.

Un tercer sistema es el que opera sobre los medios frutos sin cáscara. Los frutos se trituran con cuchillos y después son golpeados con fuerza por dos palas rotatorias contra la pared interna de un tamiz cilíndrico horizontal.

2.5.1.1 APARATOS DEL TIPO DE "BULBO".

Estos efectúan las siguientes operaciones: corte transversal del fruto en dos mitades, colocación de los medios frutos en copas adecuadas e introducción en ellos de un "bulbo" o "piña", la cual durante la fase de exprimido puede quedar fija o girar con una velocidad más o menos rápida.

Las máquinas que trabajan con "piña" fija dan un jugo de alta calidad, con poca pulpa en suspensión, sin aire incorporado y casi libre de sabor amargo. Sin embargo, el rendimiento es poco.

Por otra parte, el rendimiento de jugo es mayor en las máquinas con piña giratoria, pero el jugo emulsiona una cantidad más o menos grande de aire, tiene en suspensión una

mayor cantidad de pulpa y celdillas. y puede tener sabor amargo debido a la rotura de las semillas o por una marcada abrasión del albedo con la consiguiente salida de líquidos ricos en glucósidos y sustancias pécticas.

Estos inconvenientes pueden ser corregidos cambiando la velocidad de rotación de las "piñas", la presión que ejercen, la forma y dimensión de éstas de acuerdo al tamaño del fruto.

Los extractores más usados por la industria cítrica tienen fundamentalmente las mismas características, pero se diferencian entre sí por algunos aspectos de construcción o por modificaciones adoptadas para mejorar el rendimiento, la calidad del jugo, la capacidad de elaboración, etc.

A. TAGLIA-BRILLATRICE SUPERAUTOMATICA TIPO AZ104.

Los frutos que llegan a una tolva de carga son retirados por paletas que los dirigen hacia una serie de cuchillas circulares giratorias que las cortan en dos tercios del diámetro. Mientras las paletas regresan a repetir el ciclo, la serie de copas que deberán recibir los medios frutos inician su propia carrera vertical y al encontrar los frutos completan la operación de corte y provocan la colocación de los medios frutos en las mismas copas. Las copas continúan hasta encontrar una serie de "piñas" giratorias que realizan la operación de exprimido. El jugo extraído se envía a un tamiz helicoidal para la eliminación de las semillas y los residuos pulposos.

La máquina está dotada de un tornillo para regular la presión de las "piñas" y pueden procesar indistintamente limones y naranjas de cualquier tamaño comprendido entre 38 y 100 mm. La capacidad de la máquina extractora es de 13,000 frutos por hora y la potencia absorbida es de 3.5 HP.

B. CITROPRESS (R).

Es una modificación al sistema de "piñas" que ha permitido adicionar las ventajas de la extracción con "piña" fija a las de la extracción con "piña" rotatoria.

Una tolva alimenta el fruto a un tapete metálico inclinado y perforado; en las perforaciones toman su lugar los frutos.

que son enviados a un rodillo giratorio de forma tal, que se mantienen adecuadamente distanciados toda una serie de alveolos en los cuales, de cada fruto sólo penetra la mitad. El rodillo lleva los frutos hacia unas cuchillas fijas que los cortan en dos. Los medios frutos son recogidos por los alveolos de un segundo rodillo que gira en sentido contrario y de manera intermitente, al igual que el primero. Los rodillos llevan los medios frutos encima de las "piñas" en donde al interrumpirse la rotación penetran en ellos y prensando y girando ligeramente provocan la extracción del jugo. Terminada la operación, los dos rodillos giran un poco y permiten la extracción del jugo de otra fila de frutos, mientras un dispositivo apropiado expulsa de los alveolos las cáscaras, figura 2.7.

El extractor está diseñado para un sólo cítrico, por lo tanto son necesarios ajustes y substituciones de partes ("piñas", alveolos, etc.) para pasar de un cítrico a otro o para calibres diferentes.

La máquina se construye en dos modelos, de 8 y de 16 "piñas" que procesan respectivamente 1.5 a 2 y 3 a 4 ton/hora de fruto.

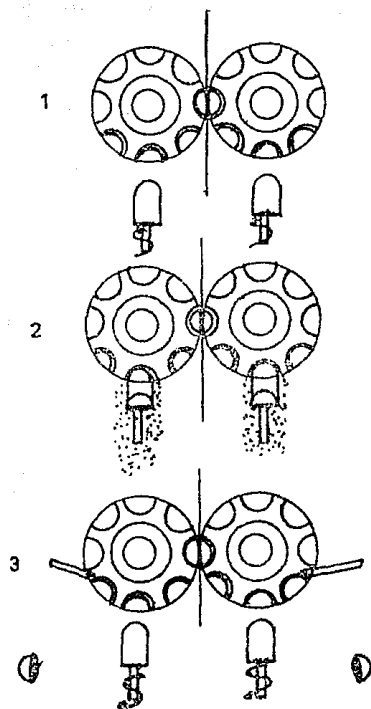
C. BIRILLATRICE BS40

Difiere de las anteriores por algunas innovaciones técnicas que han mejorado la eficiencia y el rendimiento. El cuchillo es una hoja que opera como guillotina. Los frutos cortados a la mitad van a caer en dos cavidades, las cuales giran en torno a un eje a manera de encontrarse en posición de recibir el medio fruto y de volverse después expulsando las medias cáscaras una vez terminada la operación de extracción del jugo, figura 2.8.

La extracción se lleva a cabo mediante "piñas" que tienen un movimiento vertical de acercamiento y uno rotatorio de extracción. El jugo se recoge en un canal y se envía a un filtro rotatorio para la eliminación de semillas y fragmentos del fruto.

Las ventajas aseguradas por el constructor son:

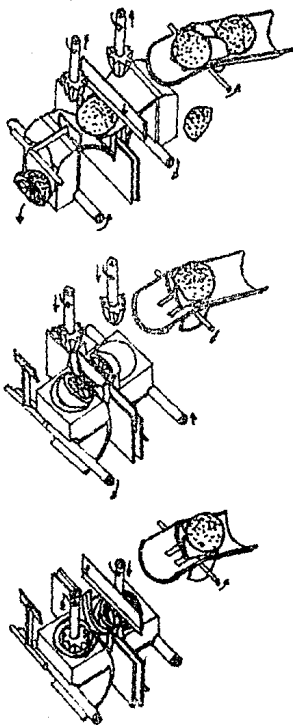
- Rendimiento más alto en jugo;



- 1.- Corte de los frutos.
- 2.- Extracción del jugo.
- 3.- Expulsión de los medios frutos.

Fig. 2.7 Citropress (R). Esquema de funcionamiento.

Fig-2.8



Birillatrice BS 40: esquema de funcionamiento.

1- alimentación de frutos y expulsión de los medios
frutos exprimidos.

2- corte de frutos.

3- extracción del jugo.

- automaticidad de funcionamiento;
- posibilidad de procesar siempre en las mejores condiciones de rendimiento, frutos no calibrados de diámetro comprendido entre 35 y 90 mm;
- elevada capacidad de elaboración, puede procesar de 3 a 4 ton/hora;
- evita que la cáscara se quede pegada a la "piña" después de la extracción.

El mismo principio de esta máquina es aplicado a otros dos modelos; la Pressatrice y la Cavabrilatrice.

La primera difiere de la Birillatrice en el hecho de que las "piñas" no giran y tienen un perfil diferente. El sistema permite un tratamiento menos brutal, pero la presión ejercida por las "piñas" debe ser mayor, para obtener un mejor rendimiento en jugo, lo que implica un ligero rompimiento de la cáscara y la posibilidad de que pase aceite al jugo. Por lo tanto, debe trabajarse con frutos desaceitados.

En la Cavabrilatrice la "piña" es substituida por un cuchillo especial giratorio dentro de una camisa cilíndrica dotada de corrimiento axial; ésta por medio de un muelle presiona el medio fruto impidiéndole la rotación durante la extracción del jugo. Debido a que la cáscara después de la extracción queda completamente limpia, puede ser utilizada para preparar cáscara en salmuera destinada a la producción de dulces.

2.5.1.2 PASSATRICE.

Es un extractor que opera sobre los frutos sin cáscara. Una tolva que tiene una serie de cuchillos giratorios rompe los frutos en pedazos grandes, los que son enviados al interior de un tamiz cilíndrico horizontal. Dos palas giratorias lanzan los fragmentos del fruto contra la pared interna del tamiz, el jugo pasa a través del cedazo y es recogido por una camisa que funge al mismo tiempo como protección y como colector. Por el extremo se descarga la parte sólida no extraída.

El jugo que se obtiene no es de primera calidad, ya sea porque se presenta emulsionado con el aceite, o bien porque el

fuerte golpe que sufre el fruto contra las paredes provoca una extracción parcial de los líquidos del albedo, y por esto el jugo obtenido es más rico en substancia pécticas, en glucósidos y en pulpa.

La capacidad de ésta máquina puede ir de 1,000 a 4,000 Kg/hora de frutos.

2.5.1.3 EXTRACTOR IN-LINE.

Este extractor puede dar un rendimiento del 6 al 8% superior con respecto a los de "piña" giratoria normal.

El jugo es de buena calidad porque no se le somete a agitaciones ni a otras acciones que provocan la emulsión con el aire. El aparato debe estar regulado para evitar una presión excesiva sobre la cáscara y por consiguiente el paso de los líquidos del albedo, figura 2.9.

Dada la complejidad de la máquina es necesario una constante supervisión en todas las fases de la operación.

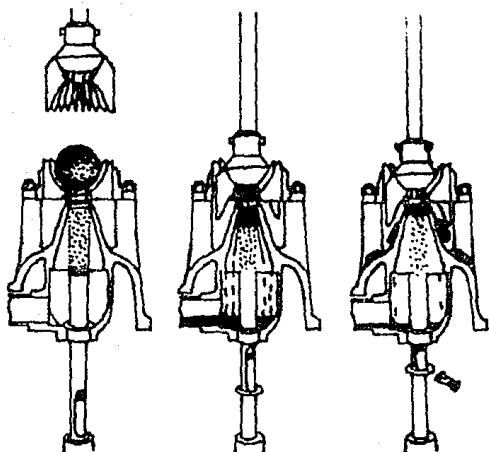
2.5.2 TRATAMIENTO DEL JUGO

2.5.2.1 SEPARACION DE LAS FRACCIONES SOLIDAS Y REFINACION DEL JUGO.

Una separación preliminar se efectúa en los mismos extractores, gracias a dispositivos particulares de los que están provistos. La separación completa de las partículas sólidas se obtiene haciendo pasar el jugo a través de los llamados refinadores, los cuales están constituidos de cedazos con perforaciones muy pequeñas, generalmente 0.2 mm., a través de los cuales el jugo es forzado a pasar por dos paletas rotatorias o por la presión provocada por un tornillo helicoidal. Los aparatos más convenientes son aquellos con tornillo helicoidal, porque evitan la agitación del jugo y por consiguiente la emulsión con el aire.

Con este tipo de aparatos se puede obtener un jugo con un contenido final de pulpa de 4 a 5%. Para una eliminación mayor de pulpa es necesario recurrir a los separadores centrifugos.

Las centrifugas para tal fin pueden ser de dos tipos, siendo las más difundidas las que permiten un trabajo continuo y en las cuales la pulpa separada es descargada automáticamente.



Extractor In-Line (FMC - San José, California):
esquema del principio de extracción del
jugo.

Fig. 2.9

2.5.2.2 LAVADO DE PULPA PARA LA RECUPERACION DE JUGO.

Este proceso es de poco interés porque en general las fábricas son pequeñas, mientras los costos de las instalaciones son elevados y porque la calidad del concentrado obtenido del lavado no es similar al del preparado directamente del jugo.

De cualquier forma, el lavado de la pulpa debe considerarse al calcular las utilidades, ya que se obtiene 10% de pulpa con respecto al jugo extraído y ésta pulpa tiene los mismos grados Brix que el jugo.

El proceso consiste en recuperar los sólidos solubles de la pulpa mediante la agitación de ésta con una cantidad adecuada de agua y en proceder después a la separación de la pulpa residual mediante un prensado ligero.

Generalmente, se agrega a la pulpa una cantidad igual de agua y la masa formada se pasa a través de un grupo de tamices montados en serie, por los que circula agua de lavado a contracorriente.

Cuando la capacidad de la planta no justifica la instalación de una línea de lavado, es posible emplear aparatos centrifugos que permiten la separación continua de sólidos de los líquidos mediante la acción de una elevada fuerza centrífuga. Los aparatos están constituidos por dos cuerpos coaxiales. El cuerpo central es un gusano helicoidal a través de cuyo eje, se alimenta el producto a tratar; el segundo cuerpo rotatorio es una camisa de perfil y sección igual a la del gusano.

La pulpa después de la adición de una cierta cantidad de agua, entra al aparato y por la acción de la fuerza centrífuga separa el jugo, que por la menor densidad se distribuye en un estrato concéntrico sobre el estrato de pulpa adherida a las partes internas de la camisa.

La velocidad diferente de los dos elementos, provoca el arrastre de la pulpa hacia la parte cónica, en la cual se le somete a una presión para finalmente descargarla. El jugo separado se envía a la salida.

La velocidad de rotación del gusano varía de 5,000 a 8,000

rpm, mientras la camisa tiene una velocidad un poco más elevada.

2.5.2.3 DESAERACION.

Su fin es el de eliminar el aire que se mezcla con el jugo durante las diferentes operaciones, como son la extracción del jugo, su refinación y el traslado mediante bombas centrífugas, ya que el oxígeno es un factor que contribuye a la destrucción del ácido ascórbico.

Para ésta operación se emplean máquinas que aprovechan la acción del vacío y del calor. Una de las más difundidas está constituida por una cámara al vacío, en la cual el jugo caliente que entra por arriba al caer, encuentra una serie de diafragmas que lo subdividen en capas delgadas y lo mantienen en movimiento continuo. La acción del vacío y el calor unida al movimiento del jugo, provoca la separación del aire emulsionado, mientras el jugo recolectado en el fondo es enviado al exterior mediante una bomba.

Actualmente, con el perfeccionamiento de muchos equipos el proceso no se hace necesario ya que la cantidad de aire en el jugo no es tan alta. Por otra parte, se ha observado que las pequeñas cantidades de aire son eliminadas en operaciones de desaceitado, enlatado en caliente o concentración.

2.5.2.4 DESACEITADO.

Para mantener con el tiempo las características organolépticas (aroma, sabor, etc.) del jugo es necesario que no sobrepase un cierto contenido de aceite esencial. Para el jugo de limón, el límite fijado por las normas norteamericanas es de 0.01% para el producto de primera calidad y de 0.03% para el de segunda.

Los aparatos usados son pequeños evaporadores, en los cuales el jugo es calentado a cerca de 50 °C y entra en una cámara de expansión bajo la forma de rocío, aquí los vapores se condensan y del líquido obtenido se separa el aceite por centrifugación o decantación.

El agua libre de aceites, pero aún con aroma, puede ser agregada al jugo ya sea para regresarlo a los grados Brix

iniciales, o bien para reintegrarle parte del aroma que la operación ha eliminado. Con el desaceitado, se tiene una ligera concentración de jugo del 4 al 6%.

2.5.2.5 PASTEURIZACION.

Esta operación tiene la función de destruir la carga microbiana y enzimática de los jugos con el fin de evitar fenómenos de alteración.

La destrucción de los microorganismos y de la pectinesterasa está condicionada por la temperatura, la duración del calentamiento, así como por el pH del jugo. Para una temperatura de pasteurización baja, es necesario un tiempo de calentamiento largo y viceversa; además mientras más bajo sea el pH del jugo, menos elevada será la temperatura o más breve el tiempo de calentamiento.

La pasteurización se realiza mediante un proceso de intercambio térmico entre dos fluidos, uno de los cuales es el jugo cítrico y el otro un medio de calentamiento, que puede ser vapor o agua caliente.

Los primeros intercambiadores construidos para este fin estaban constituidos por un haz de tubos, sin embargo, éste tipo de pasteurizador ha sido substituido por los intercambiadores de placas que ofrecen innumerables ventajas. Las principales características de estos intercambiadores son:

- elevado coeficiente de transferencia térmica y rápido calentamiento del jugo que corre en capas muy delgadas;
- turbulencia continua en el flujo de los fluidos gracias al perfil de las placas que hace recorrer a los líquidos un camino sinuoso;
- posibilidad de variación rápida de la capacidad del aparato por adición o reducción del número de placas;
- posibilidad de reunir en la misma unidad las secciones de precalentado, calentamiento y enfriamiento;
- facilidad de inspección y limpieza de las placas;
- posibilidad de tratar simultáneamente diferentes líquidos en diferentes secciones del mismo intercambiador.

El intercambiador está constituido por un grupo de placas comunicadas entre sí mediante dos diferentes canalizaciones,

que permiten el paso de dos fluidos en contracorriente sobre las dos caras de cada placa.

El jugo pasa a través del grupo de placas de calentamiento en un tiempo de 10 a 15 segundos, mientras que para la destrucción de los microorganismos y de las enzimas son necesarios no menos de 30 a 35 segundos. A fin de que el jugo pueda permanecer a la temperatura apropiada por el tiempo necesario, se le hace pasar a la salida del grupo de placas a través de un tubo de tamaño adecuado.

Si el jugo pasteurizado está destinado al enlatado directo, se le envía aún caliente al grupo dosificador-engargolador, mientras que si va a ser concentrado o almacenado en recipientes no herméticos, se realiza en el mismo pasteurizador la recuperación de calor y el enfriamiento del producto.

La temperatura óptima para la pasteurización de los jugos cítricos difiere de un cítrico a otro, dependiendo del pH. Para el limón, la temperatura va de 75-78 °C, siendo el pH de 2.2 a 2.5 .

2.5.2.6 CLARIFICACION.

Para la obtención del jugo clarificado, el jugo de bajo contenido de pulpa que es obtenido en la separación por centrifugación se envía a unos tanques clarificadores, donde se deja reposar por un periodo variable que oscila entre 12-16 días, dependiendo de algunos factores que influyen en la velocidad de clarificación tales como temperatura ambiente, época de producción de la fruta, grado de madurez del limón y contenido de pulpa. Este último factor es el más importante, ya que la pulpa contiene la enzima pectinesterasa que desencadena las reacciones que precipitan la turbidez.

Una vez que la turbidez del jugo ha precipitado, éste se filtra para complementar el proceso de clarificación y abrillantar el aspecto del mismo, denominándose jugo clarificado simple.

2.5.2.7 CONCENTRACION.

Dado que es imposible producir en el breve periodo de una

temporada agraria, una cantidad de productos terminados tal que satisfaga los requerimientos del mercado, las industrias se ven forzadas a preparar productos semielaborados, para utilizar según las necesidades. La concentración se presenta como una ayuda y por otro lado la dilución de los concentrados hasta restablecer los grados Brix del producto de partida, no ocasiona ningún deterioro cualitativo del producto si las operaciones de concentración y reconstitución se realizan racionalmente.

La concentración se realiza en aparatos al vacío que emplean vapor como medio de calentamiento. Generalmente se alimenta al concentrador jugo pasteurizado para eliminar las causas de alteración por desarrollo de microorganismos, que sería favorecido por las temperaturas aplicadas.

A. CONCENTRADORES DE HAZ DE TUBOS DE SIMPLE EFECTO.

Fundamentalmente están constituidos por un haz de tubos, un separador de ciclón y un condensador barométrico.

Estos equipos operan a baja temperatura y trabajan de manera continua, dosificando oportunamente la cantidad de jugo natural que entra y la de jugo concentrado que sale. Para alcanzar el concentrado deseado el jugo debe realizar muchos pasos entre el haz de tubos y el ciclón.

El jugo al entrar al ciclón por acción del movimiento vertiginoso, por la temperatura que ha alcanzado y por acción del vacío pierde parte del agua en forma de vapor, la cual al enfriarse cae al fondo del ciclón, repitiendo el trayecto anterior hasta alcanzar el concentrado deseado.

B. CONCENTRADOR DE DOBLE EFECTO "SANTORO".

En éste equipo, mediante una bomba dosificadora el jugo se envía a la parte superior del haz de tubos en donde entra y escurre a lo largo de ellas, calentándose hasta llegar a la cámara de expansión en donde se libera de parte del agua. El jugo obtenido se envía mediante una bomba al segundo haz de tubos, en donde se calienta con los vapores del primer efecto. Los vapores del segundo efecto se aspiran y condensan en una columna barométrica.

La capacidad de evaporación va de 1,000 a 3,000 lt/hr según el modelo, siendo el consumo de vapor de 0.6 a 0.5 Kg de vapor por Kg de agua evaporada. A 15 °C la cantidad de agua de condensación prevista es de 25 a 50 metros cúbicos.

C. CONCENTRADOR T.A.S.T.E.

Opera con múltiples fases de calentamiento y de concentración para alcanzar la capacidad de evaporación óptima con el máximo ahorro de vapor y de agua de condensación, figura 2.10 .

Uno de los modelos más difundidos tiene 7 fases de concentración y 5 de calentamiento. El aparato comprende 7 haces de tubos, 7 separadores de vapor, 5 precalentadores de jugo, un condensador barométrico y un enfriador instantáneo.

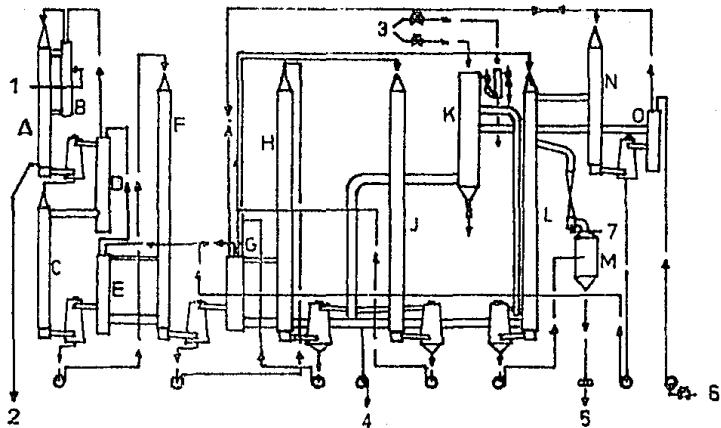
En éste equipo el jugo es enviado por una bomba centrífuga al primer precalentador tubular, el cual es calentado con el vapor de la primera fase de concentración. A la salida del precalentador, el jugo entra en la primera unidad de concentración, la cual al igual que las otras seis está constituida de haces de tubos en cuyo interior a una presión inferior desciende el jugo, mientras la corriente de vapor calienta los tubos por el exterior. De aquí el jugo y sus vapores después de haber pasado por una cámara de expansión, son introducidos sucesivamente a otros tres precalentadores (2,3 y 4) y calentados con el vapor que proviene de la 2a., 3a. y 4a. fase de evaporación.

El jugo que gradualmente ha sido calentado entra al 5 to. precalentador, alimentado con vapor de la caldera, en donde alcanza la temperatura de pasteurización. De aquí el jugo pasa a las otras 6 unidades de concentración, cada una de las cuales está calentada con vapor que proviene de la precedente.

Entre la 5a. y la 6a. fase el jugo ya casi concentrado, habiéndose enfriado demasiado es enviado al 2do. precalentador.

A la salida de la 7a fase el jugo pasa al enfriador instantáneo en donde se enfría rápidamente a 13 °C.

Las ventajas de éste tipo de concentrador consiste en la reducción del 66% del consumo de vapor, del 85% del tiempo



Evaporador T.A.S.T.E. (FMC- San José, California); esquema de funcionamiento.)

N,A,C,F,H,J,L: fases de concentración.

O G E D B: fases de calentamiento.

K: condensador barométrico.

M: "flash cooler."

1y7: entrada de vapor.

2y4: descarga de condensados.

5: salida de concentrado.

6: entrada de jugo.

3: entrada de agua a la columna barométrica.

Fig. 2.10

necesario para la limpieza y del 85% del espacio para la instalación.

El aparato tiene una capacidad de evaporación de 18 ton/h consumo de vapor de 5,500 Kg/hr a 9 atm, consumo de agua de enfriamiento de 120 metros cc./hr y capacidad de elaboración de 20 ton/hr de jugo a concentrar.

D. EVAPORADOR CENTRI-THERM.

Es un aparato similar a una centrifuga, cuyo tambor está compuesto por elementos cónicos truncados y huecos, con paredes dobles de acero inoxidable formando espacios en los cuales circula el vapor alimentado a través del árbol hueco.

El jugo se rocía sobre las superficies internas calientes de los conos superiores y la fuerza centrífuga lo distribuye en una capa fina, aproximadamente 0.1 mm, sobre las superficies internas. El jugo concentrado se envía de cada cono a una cámara de recolección en donde es descargado al exterior mediante un tubo colector, mientras los vapores se envían a un condensador.

Con éste tipo de evaporador es posible concentrar aún los jugos pulposos porque la fuerza centrífuga los distribuye en estratos sutiles.

El aparato normal tiene una capacidad de evaporación de 800 Kg/hr siendo la temperatura de evaporación del jugo de alrededor de 45 °C con un tiempo de residencia de 1 segundo.

Otro aparato que funciona sobre el principio de centrifugación es el ultra-rápido Luwa en el cual el medio de calentamiento es vapor a una atmósfera.

E. EVAPORADOR DE PLACAS APV.

Se trata de un evaporador al vacío, normalmente de doble efecto, constituido por una serie de placas que trabajan en grupos de cuatro. El jugo que alcanza los 70 a 72 °C en el primer efecto y los 40 °C en el segundo, puede llegar de una concentración de 10 a 65 grados Brix en un tiempo de 60 a 70 segundos.

El jugo en el primer paso pasa desde abajo hacia arriba entre las placas 1 y 2, después de arriba hacia abajo entre la

3 y 4. Mientras el vapor pasa por un lado de la placa 1, entre las placas 2 y 3, y entre la 4 y la 1a del grupo siguiente.

El jugo parcialmente concentrado se envía al segundo efecto a través de una válvula de precisión que regula el flujo, de aquí se envía a una cámara de expansión en donde, bajo un alto vacío se enfría rápidamente a una temperatura de alrededor de 20 °C.

El tiempo de contacto en el primer efecto no supera los 20 segundos y los 40 a 45 segundos en el otro efecto.

El concentrado tanto del primer efecto así como el del segundo efecto fluye al fondo de un ciclón que elimina los vapores. Por otra parte, los vapores del segundo efecto y los de la cámara de expansión pasan a un condensador.

El consumo de vapor es reducido por el uso de un termocompresor, el cual permite que cada Kg de vapor evapore 3 Kg de agua en vez de 2 .

2.5.2.8 JUGOS CONCENTRADOS CONGELADOS.

El proceso consiste en concentrar el jugo pasteurizado hasta 40 °Brix en el caso del limón, en enfriar rápidamente el concentrado, en diluirlo con jugo natural no pasteurizado hasta alcanzar una concentración de 28 a 30 °Brix y en congelar el producto. La adición del jugo natural permite reintegrar los aromas perdidos durante la concentración. Esto hace necesario impedir, de otro modo los fenómenos de hidrólisis enzimática y de alteración microbiológica, lo cual se obtiene congelando y almacenando el producto terminado hasta el momento de usarlo a una temperatura no superior a -18 °C. Estas condiciones requieren una serie de instalaciones frigoríficas que muchas naciones no tienen sobre todo en lo que respecta a los medios de transporte y a los compartimientos para congelados en los refrigeradores domésticos.

2.6 TRATAMIENTO DE LA CÁSCARA.

Es una operación cuya conveniencia más que económica es práctica, porque la cáscara de los cítricos constituye cuando

menos un 50% de la cantidad de fruta procesada y por éste el estorbo es notable; además es fácilmente fermentable y se impone su inmediata eliminación de la fábrica.

El único uso de la cáscara húmeda es como forraje para ganado, pero no siempre es posible organizar un servicio de distribución masivo y rápido de la cáscara húmeda. Esta es la razón del secado, operación que permite un almacenaje fácil y poco voluminoso y la posibilidad de venta del producto seco en cualquier época.

La cáscara seca del limón tiene mayor valor que la de naranja, ya que por el alto contenido de sustancias pécticas, se utiliza sobre todo para la producción de pectina, aun cuando el costo de producción es más elevado.

El equipo para el secado de la cáscara para forraje y de la cáscara para pectina es el mismo; sin embargo, la elaboración cambia ligeramente. Para preparar el producto base para forraje es conveniente destruir la pectina para facilitar la operación de secado; en el caso de la cáscara para pectina es necesario mantener lo más íntegra posible la cantidad de sustancias pécticas.

Las condiciones necesarias para la preparación de la cáscara para forraje se realizan agregando a ésta cal apagada, triturandola y dejando que entre el momento de la adición de cal y el ingreso de la cáscara al secador transcurran entre 20 y 30 minutos para que la cal pueda reaccionar con las sustancias pécticas hidrolizándolas.

Para la preparación de la cáscara para pectina, se elimina el tratamiento con cal y se substituye por un lavado cuidadoso y repetido a contracorriente, para eliminar todos los constituyentes solubles, sobre todo los ácidos orgánicos y los azúcares.

Cualquiera que sea el uso de la cáscara, antes de entrar al secador es prensada de modo de eliminar la mayor cantidad posible de líquido y hacer más fácil la operación de secado.

Una planta de secado de cáscara puede estar constituida por:

- silos de recolección y depósito de cáscara húmeda,
- transportador de gusano para la alimentación,

- dosificador de cal,
- molino de martillos para la trituración de la cáscara y un contacto íntimo de la cáscara con la cal apagada,
- transportador de lavado,
- prensa de tornillo continua,
- horno de secado con su respectivo quemador para el calentamiento del aire,
- 1er y 2do ciclón,
- llenadora de sacos.

Los hornos son cilíndricos y giratorios. La cáscara, desde el punto de alimentación al de salida, es obligada a recorrer una ó más veces el secador. Durante el recorrido, la cáscara está en continuo movimiento a causa de la rotación del secador y se pone en contacto directo con una fuerte corriente de aire calentado por la flama de un quemador.

Un aspirador, dispuesto sobre el lado de salida del secador, obliga a la cáscara a avanzar y salir del horno.

La temperatura del aire en el momento de contacto con la cáscara húmeda es de cerca de 400 °C, mientras a la salida del secador es de cerca de 120 °C. Durante ésta operación la humedad de la cáscara pasa de un valor inicial de 75-80% al 8-9% en el producto seco.

Una vez fuera del horno, la cáscara es aspirada sucesivamente en los dos ciclones de manera de llevarla a la temperatura ambiente y después envasarla en sacos.

2.7 HIGIENE EN EL PROCESO.

La higiene es un factor determinante para proteger la calidad, no solamente desde el punto de vista técnico sino también higiénico del producto.

Los daños que los microorganismos causan en las industrias alimentarias son múltiples, alteración y daño de la materia prima, contaminación de la maquinaria y de los productos elaborados. El lavado de tuberías, tanques y de las máquinas se debe realizar con sosa cáustica diluida o con otro detergente alcalino, sucesivamente con productos germicidas y fungicidas, y finalmente con agua.

Además, los locales de elaboración deben estar adecuadamente ventilados, los pisos y paredes recubiertas con mosaicos y construidos de manera que faciliten el escurrimiento del agua de lavado.

Es necesario tener bastante cuidado, en los silos, los cuales deben ser constantemente mantenidos en las mejores condiciones de limpieza.

Por otra parte es imprescindible que todas las bandas transportadoras sean ahuladas y los tanques acumuladores y las tuberías de acero inoxidable con acabado sanitario.

CAPITULO III. LOCALIZACION DE LA PLANTA.

3.1 LOCALIZACION DE LA PLANTA

En los últimos años el país ha presentado un crecimiento paulatino en lo que a la industria del limón se refiere, debido a que los países consumidores demandan una mayor diversidad de productos lo que hace necesario una mayor integración industrial. Sin embargo, este crecimiento no se ha presentado en igual magnitud para todos los estados productores del limón; ejemplo de esto es el estado de Colima que tiene aproximadamente el 60% de la capacidad total del país en lo que a aceite esencial de limón se refiere, y donde además se encuentra el mayor número de industrias integradas.

En Colima, las fábricas de aceite esencial tienen una capacidad instalada de 4,050.7 Ton aceite/año, considerándose como capacidad instalada la cantidad de aceite que puede obtenerse trabajando durante el periodo de la producción masiva. Sin embargo, esta cantidad no se obtiene debido a la estacionalidad tan marcada de la producción del limón, lo que obliga a tener una capacidad instalada sobrada, para atender los altos volúmenes canalizados a la agroindustria en la época de alta producción. Por ésta razón la industria únicamente trabaja de un 5 a 6.5 % de su capacidad instalada.

Del total de la producción de limón en el país aproximadamente el 70% se vende como fruta fresca mientras que el 30% se industrializa, pero aún cuando se ha expresado por fuentes oficiales (CONACYT) que el mercado crece con mayor rapidez que la producción, es falso, por que en todo caso, los productores no tendrían problemas para vender su fruta en condiciones favorables durante la época de alta producción.

En realidad se desconoce el monto real de la producción y poca atención se le da al limonero, prueba de ello es que las plantaciones no han sido estudiadas para aminorar el problema.

En base a lo expresado en ésta sección en el segundo párrafo, y tomando en cuenta que de las 51 plantas productoras de aceites esenciales, se encuentran 16 en Colima y 17 en Michoacán y que la capacidad instalada en esos Estados (Colima, 4,057.7 Ton aceite/año y Michoacan, 1,351.4 Ton aceite/año), cubre su demanda con su producción agrícola de limón, se

recomienda ubicar la planta en el estado de Guerrero, ya que cuenta con una producción adecuada, ver tabla 3.1 y además es una zona que dispone de una baja cuota de producción de aceite de limón (9.7%), otorgada por la UNPAL.

Para la localización de la planta se han tenido en cuenta varios factores económicos, geográficos y técnicos del Estado de Guerrero como son:

- Ubicación Geográfica.
- Hidrología y Orografía.
- Clima.
- Distribución de la Población.
- Actividad Económica de la Población.
- Zonas de Producción del Limón.
- Vías de Comunicación Terrestres, Aereas y Marítimas.
- Telecomunicaciones.
- Disponibilidad de Energía Eléctrica.
- Existencia de Centros Industriales (Parques Industriales).

3.1.1 UBICACION GEOGRAFICA.

El Estado de Guerrero cuenta con una extensión de 63,795 Km², esta ubicado al sur de la República Mexicana; el litoral del Oceano Pacifico lo limita al sur, al norte le sirven de límite las entidades de Michoacán, México, Morelos y Puebla, y al sureste el Estado de Oaxaca.

3.1.2 OROGRAFIA E HIDROGRAFIA.

Hacia las costas del Pacifico, desde Guerrero hasta el Istmo de Tehuantepec se extiende la Sierra Madre del Sur, la cual en su recorrido encuentra estrechas llanuras costeras. En otras porciones, su proximidad ha facilitado la formación de acantilados y bahías como las de Acapulco y Zihuatanejo. Entre la Sierra mencionada y la Sierra Volcánica Transversal se encuentra la Depresión Austral o del Balsas, región propicia para la agricultura y en la que destacan los valles de "Tierra Caliente".

Los rios de la región presentan diferentes características. En su mayoría son cortos, de escaso caudal y requieren de un mayor estudio de sus capacidades, tanto para la irrigación como

para su aprovechamiento en la generación de energía eléctrica. Destaca en su aprovechamiento el río Balsas. Las aguas de éste río se aprovechan para riego de las tierras alledañas de Michoacán y Guerrero, gracias a dos presas de almacenamiento: la de Infiernillo, donde se ha instalado la planta hidroeléctrica de este nombre, y la de José María y Morelos, "La Villita"; el aprovechamiento del río Balsas con fines agrícolas, se ve limitado por la calidad azufrosa de sus aguas; no obstante, sus numerosos afluentes se aprovechan para la construcción de presas que, como la de Vicente beneficia a varios municipios de la región de Tierra Caliente.

Dentro del estado de Guerrero, cabe mencionar el río Papagayo, que abastece con sus aguas a la ciudad de Acapulco y se aprovecha en la producción de energía.

3.1.3 PRINCIPALES ACTIVIDADES PRODUCTIVAS.

Las tierras productivas se aprovechan en su mayor parte para la agricultura de temporal. La agricultura de riego ocupa una extensión mucho menor.

En Guerrero, las regiones del Valle de Chilpancingo, de Tierra Caliente y las Costas Chica y Grande, tienen cultivos de ajonjolí, maíz, sandía, melón y limón, además del arroz, la caña de azúcar, el café, el jitomate, la papaya y el tabaco. En las costas destacan las plantaciones de plátano y café, así como las de coco para obtención de aceite.

A pesar de las condiciones que impone el relieve, la ganadería es otra de las actividades importantes de la zona. Aunque no existen amplios pastizales para el desarrollo de la actividad ganadera, en forma extensiva se cría ganado para carne y leche; sobresale en este aspecto el ganado porcino y vacuno.

Esta actividad está considerada entre las más importantes, sobre todo en lo que respecta al ganado vacuno, ya que este se desarrolla preferentemente en las costas donde abundan los pastos, tabla 3.2.

TABLA 3.1
 PRODUCCION Y EXPORTACION DE LIMON
 EN EL ESTADO DE GUERRERO^(*)

Año	Producción (Ton)	Exportación (Ton)	Consumo Aparente (Ton)
1982	46,001	315	45,686
1983	47,183	977	46,206
1984	129,531	2,957	126,574
1985	128,824	4,808	124,016
1986	148,112	6,849	141,263

TABLA 3.2
 EXISTENCIAS GANADERAS POR ESPECIE SEGUN DISTRITO
 1986^(*)

Distrito	Bovino	Porcino	Caprino	Ovino	Equinos
Chilpancingo	94,145	126,172	93,329	7,005	74,676
Acapulco	193,974	186,176	132,449	2,412	64,737
Iguala	234,840	157,939	86,223	4,236	74,524
Altamirano	495,699	162,523	124,571	5,603	80,154
Fetatlan	165,427	100,032	39,168	7,441	55,124
Tlapa	55,760	47,436	79,509	12,944	61,793

Anuario estadístico del Edo. de Guerrero, INEGI, 1988.

3.1.4 CLIMA

El clima caliente con lluvias en verano predomina en la planicie costera de las zonas de esta entidad y se extiende hasta las partes medias y bajas de la cuenca del Balsas. En estas porciones, la vegetación es de sabana y en ella prosperan los cultivos de ajonjolí, caña de azúcar, maíz, café, cacao, plátano y otros.

En las porciones montañosas y de mesetas elevadas el clima, modificado por la altura, es templado con lluvias en verano o con lluvias todo el año; en estos climas prosperan las coníferas y los bosques mixtos.

El suelo de las partes montañosas ofrece condiciones difíciles para la agricultura, no así el de las costas y deprecciones. En la planicie costera los suelos son aluviales y de praderas. Estos últimos existen también en el Valle del Balsas donde predomina la cubierta vegetal de pastos. Las precipitaciones oscilan, según la región entre los extremos: de 400 mm. en las partes más secas a 1600 mm. en las más húmedas. En la figura 3.1 se observan las características climáticas del municipio de Acapulco.

3.1.5 DISTRIBUCION DE LA POBLACION.

La población total de la entidad es numerosa con respecto a la mayoría de las que componen el país, tabla 3.3; está distribuida irregularmente y hay pocos centros importantes de población, tabla 3.4. El turismo prospera sobre todo en Taxco y Acapulco, donde la población se ha concentrado considerablemente por ese tipo de actividad.

Las ciudades que cuentan con mayor número de habitantes son Chilpancingo, Iguala y Acapulco. La población campesina de la zona se concentra preferentemente en lugares donde prospera la agricultura de temporal.

3.1.6 ZONAS DE PRODUCCION DEL LIMON.

Las principales zonas de producción de limón en Guerrero son las regiones del Valle de Chilpancingo, de Tierra Caliente, y las Costas Chica y Grande.

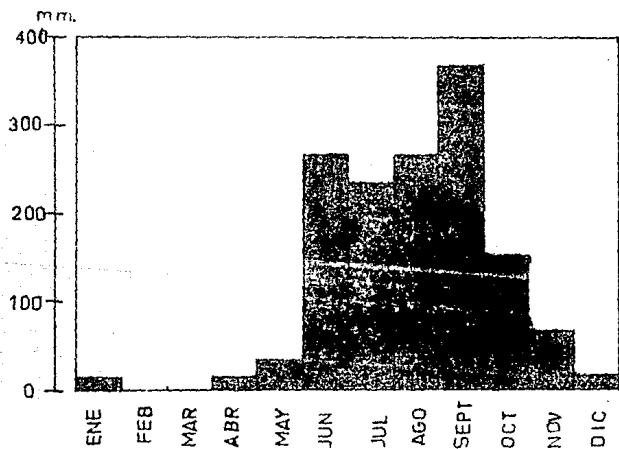
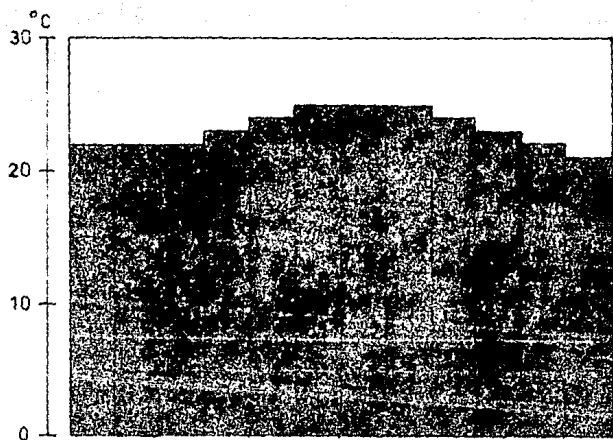


Fig. 3.1 Características climáticas de la zona del municipio de Acapulco.

TABLA 3.3
POBLACION DE LOS E. U. M. POR ESTADO^(*)

Entidad	Población
Aguascalientes	719,650
Baja California Norte	1'657,927
Baja California Sur	317,326
Campeche	528,824
Coahuila	1'971,344
Colima	424,656
Chiapas	3'203,915
Chihuahua	2'439,954
Distrito Federal	8'236,960
Durango	1'352,156
Guanajuato	3'980,204
Guerrero	2'622,067
Hidalgo	1'880,632
Jalisco	5'278,987
México	9'815,901
Michoacán	3'534,042
Morelos	1'195,381
Nayarit	816,112
Nuevo León	3'086,466
Oaxaca	3'021,513
Puebla	4'118,059
Queretaro	1'044,227
Quintana Roo	493,605
San Luis Potosí	2'001,966
Sinaloa	2'210,766
Sonora	1'822,247
Tabasco	1'501,183
Tamaulipas	2'244,208
Tlaxcala	763,683
Veracruz	6'215,142
Yucatan	1'363,540
Zacatecas	1'278,279

Resultados preliminares del XI Censo General de Población y Vivienda, INEGI, 1990.

TABLA 3.4

POBLACION DEL EDO. DE GUERRERO POR MUNICIPIO^(*)

Municipio	Población, 1986
Acapulco de Juárez	570,424
Coyuca de Benitez	54,321
Chilpancingo de los Bravo	133,420
Iguala de la Independencia	101,124
San Marcos	50,000
Taxco de Alarcon	89,179
Teopan de Galeana	60,343

Anuario estadístico del Edo. de Guerrero, INEGI, 1988
 Sólo se incluyen los municipios con una población igual ó mayor
 a 50,000 habitantes.

En estas zonas la producción máxima se tiene en los meses de Septiembre y Octubre, en los meses de Agosto, Noviembre y Diciembre se tiene una producción media y en los meses de Enero, Febrero, Marzo, Abril y Julio se tiene una producción mínima.

3.1.7 VIAS DE COMUNICACION TERRESTRE.

La red de caminos y carreteras más importantes con que cuenta el estado, para comunicarlo con el resto del país son las siguientes:

- Autopista México-Iguala No. 95-A.
- Carretera Federal México-Iguala-Acapulco No. 95.
- Carretera México-Iguala-Cd. Altamirano No. 51.
- Carretera Federal Toluca-Taxco-Iguala No. 55.
- Carretera Federal Acapulco-Zihuatanejo-Lázaro Cárdenas No. 200.

3.1.8 VIAS DE COMUNICACION FERREAS.

El estado cuenta con 104 Kms. de vías ferreas, tendidas sobre su territorio, que comunica con el D.F. Es la única red de ferrocarril, México-Balsas, la cual tiene como principales puntos intermedios las ciudades de Cuernavaca, Morelos y la de Iguala, Guerrero.

3.1.9 TELECOMUNICACIONES.

El estado cuenta con una red de telecomunicaciones, que permite tanto al sector industrial, como a la población en general, mantener un eficiente e inmediato enlace con las principales ciudades locales del país, así como con el extranjero.

3.1.10 VIAS DE COMUNICACION AEREAS.

La entidad cuenta con dos aeropuertos internacionales que se localizan en Acapulco y Zihuatanejo; cuenta también con 56 aeródromos y 6 aeropistas pavimentadas, localizadas en las ciudades de Chilpancingo, Chilapa, Cd. Altamirano, Iguala, Tlapa y Taxco.

3.1.11 VIAS DE COMUNICACION MARITIMAS.

La comunicación marítima en el estado es a través del puerto de Acapulco, considerado de altura, con un muelle para barcos con calado de 9.0 mts. Cuenta con la mayoría de los servicios portuarios. Existen cinco agencias consignatarias y nueve agencias aduanales. A este puerto arriban once líneas marítimas extranjeras y una nacional, con barcos de carga con capacidad de 8,000 a 10,000 toneladas brutas, los cuales en forma regular dan servicio a puertos de los siguientes países:

- Costa Occidental de los Estados Unidos.
- Costa Rica.
- Honduras.
- Guatemala.
- El Salvador.
- Panama.
- Venezuela.
- Colombia.
- Perú.
- Países de Oriente.

3.1.12 DISPONIBILIDAD DE ENERGIA ELECTRICA.

En la producción de energía eléctrica el estado de Guerrero ocupa el cuarto lugar a nivel nacional, ya que cuenta con cinco plantas productoras de electricidad, que son las siguientes:

- Planta Hidroeléctrica Infiernillo, con una capacidad de 1,080,000 Kilowatts, que surte a la Cd. de México.
- Planta Hidroeléctrica Colotlipa, ubicada en el municipio de Quechultenango, con una capacidad instalada de 7,000 Kilowatts que surte al estado.
- Planta Hidroeléctrica General Ambrosio Figueroa, localizada en el municipio de Juan R. Escudero, con una capacidad instalada de 30,000 Kilowatts, y que también surte al estado.
- Termoeléctrica las Cruces, se encuentra ubicada en el municipio de Acapulco, con una capacidad de 32,000 kilowatts, también abastece al estado.
- Planta Hidroeléctrica "Ing. Carlos Ramírez Ulloa", gran complejo localizado en el municipio de Apaxtla, y con una

capacidad de 3,960,000 Kilowatts, que suministra a la Cd. de México y al puerto de Acapulco.

Del total de la producción de la energía eléctrica, aproximadamente el 86% se envía para consumo al D. F., el restante es para consumo del estado.

3.1.13 EXISTENCIA DE CENTROS INDUSTRIALES.

En el estado existe actualmente en funcionamiento la ciudad industrial "Valle de Iguala" (CIVI), considerada como núcleo de máxima prioridad nacional (Zona I), mediante el decreto que establece la zona geográfica para la descentralización industrial y el otorgamiento de estímulos fiscales para fomentar el empleo y la inversión.

Existen además en construcción parques industriales importantes dentro del estado a cargo de la Secretaría de Desarrollo Económico del Gobierno del estado, como son:

- El parque industrial Chilpancingo.
- El parque industrial de Acapulco.
- El parque industrial de la Unión.
- El parque industrial pesquero del Puerto Vicente Guerrero (antes puerto Escondido).

3.1.14 PARQUE INDUSTRIAL DE ACAPULCO.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se selecciona para la ubicación de la planta, el parque industrial "Acapulco" por las ventajas que ofrece en cuanto a medios de comunicación, ubicación geográfica con respecto a las zonas de producción (Costa Chica, Costa Grande y los Valles de Chilpancingo), la disponibilidad de energía eléctrica, de agua, de transporte para la recepción de materia prima y el acceso al puerto de Acapulco, puesto que la mayor cantidad de producto se va a exportar.

En el municipio de Acapulco se tiene un parque industrial debido a que es la ciudad de mayor importancia, por su economía, en el estado de Guerrero y además esta contemplada en la Zona II de máxima prioridad estatal para el desarrollo industrial.

En el parque industrial se instalarán industrias medianas

que en ningún caso podran ser de tipo contaminante. El parque tiene las siguientes características:

- Ubicación: Poblado de Tuncingo, municipio de Acapulco, carretera Acapulco-Pinotepa Nacional, Km 7.6 (carretera federal 200).
- Superficie Total: 312,566,410 m².
- Superficie Vendible: 205,406,887 m².
- Lotes para Industrias: 17.
- Lotes para Servicios: 13.

**CAPITULO IV. PROCESO DE LA INDUSTRIALIZACION
INTEGRAL DEL LIMON.**

4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.

Haciendo referencia al capítulo II, la mayoría de las industrias en México no poseen un alto grado de integración, por lo que se propone un proceso que presenta una alternativa para la industrialización integral del limón en el cual se obtiene:

- Aceite centrifugado tipo B.
- Aceite destilado tipo A y B.
- Jugo clarificado concentrado ó simple.
- Jugo turbio concentrado ó simple.
- Cáscara deshidratada para pectina y forraje.

La capacidad instalada del proceso descrito a continuación es de 4 ton/hr con un factor de servicio de 0.66 y dos turnos de 8 hrs para dar un total de 10,800 Ton/anales de limón fruto.

El proceso empieza desde que el limón que llega a la planta es almacenado en el silo FE-101, con capacidad para 6 horas de trabajo. Este silo consiste en una caja rectangular de madera, hecha de tal forma que los limones tengan una buena ventilación; además, presenta una ligera pendiente que facilita la descarga del limón a la banda transportadora JD-101, donde se separa manualmente aquel que no está en condiciones óptimas para el proceso, enviándolo al silo para cáscara FE-102.

El limón apto para su procesamiento se envía a la máquina lavadora PA-101, donde por medio de cepillos de cerdas suaves y una solución muy diluida de borax se elimina cualquier traza de suciedad para posteriormente ser enviado a las máquinas extractoras de aceite, PA-102 A/B..

La función de estas máquinas es la de extraer de las celdas de la cáscara del limón el aceite contenido en ellas.

Para llevar a cabo tal operación existen dos maneras, una de ellas es operando sobre el fruto entero y la otra es la de manejar únicamente la cáscara. De estas la primera tiene la ventaja de procesar directamente el fruto y no es necesario un tratamiento preliminar como es el caso del segundo. Cabe mencionar que el aceite obtenido por medio del procesamiento de la cáscara es cualitativamente superior que el obtenido mediante la extracción con el fruto entero. Basandose en este hecho se

seleccionó para éste proceso la máquina extractora "Sfumatrice Indelicato Tipo MK", ver capítulo II.

El limón libre de aceite se pasa a la máquina calibradora FD-101, donde se envía al silo para cáscara FE-102, aquel que presenta un diámetro menor a 35 mm, ya que las máquinas extractoras de jugo PA-103 A/B, sólo manejan alimentaciones con diámetro de fruto de 35 a 90 mm.

La máquina extractora que se seleccionó para éste proceso es la Birillatrice BS40, considerando que con ella se elimina la posibilidad de que el medio fruto gire junto con la pifa ó que la cáscara se quede pegada a la pifa después de la extracción, sobre todo cuando se opera con frutos ya sometidos a la extracción del aceite.

Por otra parte, como se menciona en el capítulo II y posteriormente en el V, ésta máquina presenta otras ventajas que la hacen adecuada para éste proceso.

La cáscara resultado de la extracción del jugo es enviada a al silo FE-102, con un fondo de tipo piramidal para facilitar la alimentación al transportador de tornillo que la conducirá al molino, M-101.

Por el tipo de material que es la cáscara, el molino que se seleccionó es de martillo, el cual reducirá la cáscara hasta un tamaño promedio de 1/2 in.

El producto resultado de la trituración es enviado a una prensa hidráulica P-101, mediante un transportador de tornillos JD-102, que a la vez tiene la función de lavar la cáscara, para eliminar los sólidos solubles, que dificultan la obtención de la pectina.

La prensa hidráulica sirve para eliminar la mayor cantidad de agua que se absorbe durante el lavado y para que la cáscara no llegue tan húmeda al secador rotatorio FF-101, lo que provocaría que las dimensiones de éste fueran excesivas, tomando en cuenta que en él también se eliminará parte del agua de constitución, es decir, la cáscara saldrá con una humedad de 8.5% en peso. El aire del secador tendrá a la entrada una temperatura de 400 °C y a la salida de 120 °C.

La cáscara con una temperatura de 105 °C, sale del secador y

es enviada mediante una corriente de aire a un sedimentador FC-101, donde el 99% aproximadamente de la alimentación sólida es separada y el resto enviada al ciclón FC-102, cuya función es la de obtener la cáscara destinada a forraje.

El producto de la cámara de sedimentación es almacenada para su posterior uso en el proceso de obtención de pectina.

Por otra parte, en la máquina extractora Sfumatrice Indelicato tipo MK, PA-102 A/B, el aceite esencial es sometido a fuertes aspersiones de agua (100:1 en masa agua-aceite), cuya función es la captación y transporte mecánico del aceite, ya que éste presenta la tendencia a ser reabsorbido por las células esponjosas del albedo, así como a dispersarse en el aire a causa de su volatilidad.

La emulsión resultante es enviada al tanque de balance FA-101, con el fin de acumular la cantidad mínima necesaria para alimentar la línea de aceite destilado, corriente 62 ó la línea de aceite centrifugado, corriente 60.

La línea de aceite centrifugado básicamente consta de dos etapas. En la primera, mediante la centrifuga "autolimpiadora" C-101, se elimina la mayor cantidad de agua, así como los sólidos que pudieran haber sido arrastrados. Mientras que en la segunda C-102, se lleva a cabo el "abrillantado" del aceite, que consiste en la eliminación total de las trazas de agua y sólidos para obtener un aceite de alta calidad.

Por otra parte, el agua obtenida en la primera operación, corriente 55, dado que tiene disuelta una pequeña parte de los constituyentes oxigenados del aceite y contiene siempre trazas de aceite bajo la forma de emulsión relativamente estable, es recirculada a los extractores. PA-102 A/B.

En la línea de aceite destilado la emulsión es alimentada al alambique DA-101 A/C, donde la purificación del aceite es realizada mediante una destilación con arrastre de vapor a presión atmosférica y capacidad para destilar el producto equivalente a 6 horas de operación. El resultado de ésta operación es una emulsión agua-aceite inestable de 16:1 en volumen. De aquí, que esta emulsión se pase al decantador FA-102, donde por gravedad se separan las dos fases.

Por lo que respecta al jugo obtenido en la máquina Birillatrice BS40, PA-103 A/B, descrita anteriormente, éste es enviado al refinador FD-102, para eliminar los fragmentos de albedo, membranas y de celdillas que pueden ser causas de degradación, además de que se mejora el aspecto del jugo.

Con el refinador sólo se eliminan los fragmentos sólidos más grandes, llevándose el jugo de un contenido inicial de pulpa de 15-12% a un contenido de 4-5%. La pulpa obtenida de éste proceso es enviada al silo de cáscara, FE-102.

Ahora bien, como se requiere que el jugo tenga cuando máximo alrededor del 1% de pulpa, éste se envía a la centrifuga C-103, donde los lodos pueden ser utilizados como forraje.

Para mantener con el tiempo características organolépticas aceptables, el jugo no debe sobrepasar un cierto contenido de aceite esencial, por lo que el jugo que sale de la centrifuga C-103, es calentado en el intercambiador EA-102, a cerca de 50 °C y pasado al tanque flash FA-105, donde los vapores que se separan arrastran las trazas de aceite, obteniéndose un jugo con un 0.01% de aceite y una ligera concentración del 4 al 6%.

Los vapores se condensan y el líquido obtenido se pasa al decantador FA-106, donde se separa el aceite que se denomina aceite destilado tipo "A".

Para la elaboración del jugo clarificado, el producto obtenido del desaceitado, corriente 39, es enviado a las pilas clarificadoras FB-101 A/L, con capacidad para almacenar el jugo equivalente a 18 horas de trabajo (un día), en donde por gravedad se separan los sólidos en suspensión.

Esta operación toma un tiempo de 12 a 15 días por lo que son necesarios cuando menos 12 tanques clarificadores, ya que 9 son para los 9 días de operación de la línea de jugo clarificado (la línea de jugo turbio trabajará 3 días por 9 días de la línea de jugo clarificado), y los otros 3 sirven de amortiguamiento para cuando se presente el caso de que el jugo a clarificar requiera de un tiempo de reposo mayor a 12 días.

Para la conservación del jugo durante ese periodo se añade a las pilas clarificadoras una cantidad de bisulfito de sodio tal que sea de 1,000 PPM de SO_2^- la concentración final.

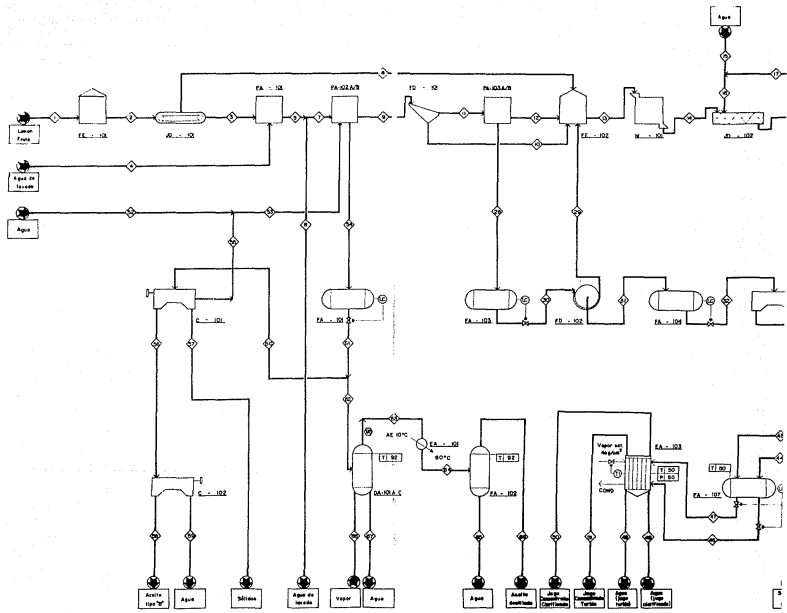
Una vez clarificado el jugo se hace necesario su pasteurización para eliminar la carga microbiana y enzimática, con el fin de que éste no esté sujeto a fenómenos de alteración. Por lo tanto, el jugo proveniente de las plias clarificadoras (jugo clarificado) ó del desaceitador (jugo turbio) es pasado a un intercambiador de placas EC-101, cuya función principal es la de pasteurizar el jugo, además de calentarlo hasta la temperatura óptima de pasteurización: 77 °C.

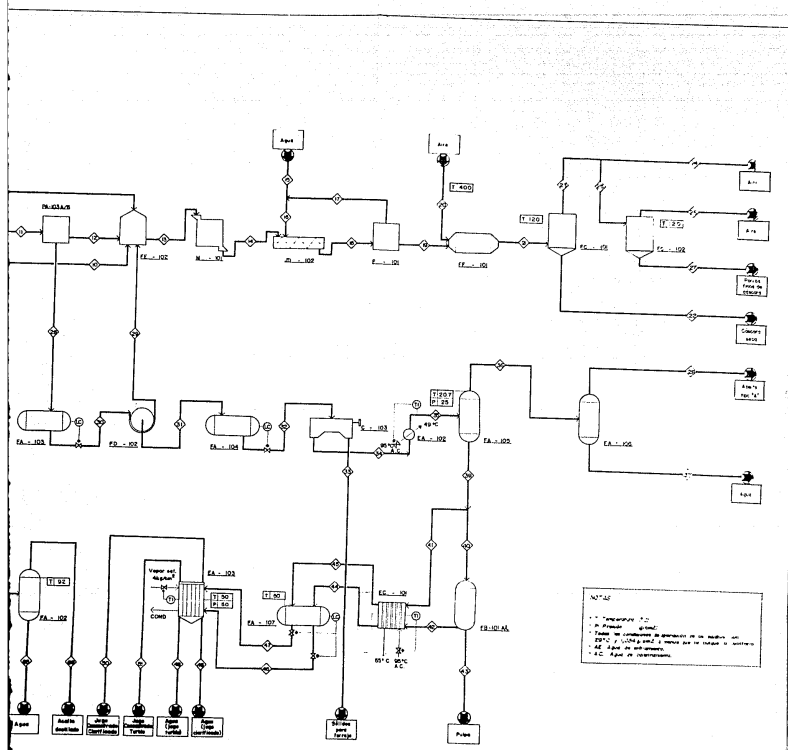
Una vez pasteurizado el jugo, éste de acuerdo a las necesidades puede ser vendido como jugo turbio simple ó clarificado simple ó puede ser concentrado, lo cual trae como ventajas la disminución del volumen y del peso, menores costos por manejo, almacenamiento y transporte con respecto a la cantidad correspondiente al jugo natural.

Con el fin de concentrar el jugo, se eligió el evaporador Centri-Therm de Alfa Laval, EA-103, el cual es básicamente un aparato centrífugo donde el jugo forma un espesor con las paredes cónico truncadas de 1/10 mm, lo cual hace que el tiempo de permanencia de éste en el aparato sea de 1 segundo, efectuándose la evaporación a 50 °C.

Durante la concentración el jugo se lleva de 6.32% en ácido cítrico a un 37.6%.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**





PLANTA PROCESADORA DE LIMÓN

SCARALCO, 880
 ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES - CAROLINA
 INGENIERO CIVIL BARRIOS
 EN PROYECTOS INDUSTRIALES
 ALDO CESAR PINO, 88881

FECHA	1974
PROYECTO	INDUSTRIAL
ESCALA	1:100

4.2 TABLA DE BALANCE CORRESPONDIENTE AL DIAGRAMA DE FLUJO Y PROCESO.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6
FLUJO (Kg/h)	4000	4000	3960	40	4000	40
LIMON FRUTA	4000	4000	3960	_____	3960	_____
ACEITE	_____	_____	_____	_____	_____	_____
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	_____	_____	_____	_____	_____	_____
DETRITOS, PIEL	_____	_____	_____	_____	_____	_____
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	_____	_____	_____	_____	_____	_____
AGUA	_____	_____	_____	40	40	40
AIRE SECO	_____	_____	_____	_____	_____	_____
FASE	SOLIDO	SOLIDO	SOLIDO	LIQUIDO	S/L	LIQUIDO

CORRIENTE	7	8	9	10	11	12
FLUJO (Kg/h)	3960	40	3941.69	9.85	3931.84	1993.78
LIMON FRUTA	3960	40	3941.69	9.85	3931.84	————
ACEITE	————	————	————	————	————	————
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	————	————	————	————	————	————
DETRITOS, PIEL	————	————	————	————	————	————
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	————	————	————	————	————	490.27
AGUA	————	————	————	————	————	1503.51
AIRE SECO	————	————	————	————	————	————
FASE	SOLIDO	SOLIDO	SOLIDO	SOLIDO	SOLIDO	SOLIDO

CORRIENTE	13	14	15	16	17	18
FLUJO (Kg/h)	2226.28	2226.28	MAKE UP	4000	4000	6226.28
LIMON FRUTA	49.85	_____	_____	_____	_____	_____
ACEITE	_____	_____	_____	_____	_____	_____
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	_____	_____	_____	_____	_____	_____
DETRITOS, PIEL	_____	_____	_____	_____	_____	_____
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	535.18	547.45	_____	_____	_____	547.45
AGUA	1641.25	1678.83	MAKE UP	4000	4000	5678.83
AIRE SECO	_____	_____	_____	_____	_____	_____
FASE	SOLIDO	SOLIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	l/S

CORRIENTE	19	20	21	22	23	24
FLUJO (Kg/h)	2226.28	16344.02	18570.30	541.98	18028.32	17629.90
LIMON FRUTA	————	————	————	————	————	————
ACEITE	————	————	————	————	————	————
JUGO (37.6 % AC. CITRICO)	————	————	————	————	————	————
DETRITOS, PIEL	————	————	————	————	————	————
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	547.45	————	547.45	541.98	5.47	————
AGUA	1678.83	403.30	2082.13	————	2082.13	2034.01
AIRE SECO	————	15940.72	15940.72	————	15940.72	15595.89
FASE	SOLIDO	GAS	G/S	SOLIDO	G/S	GAS

CORRIENTE	25	26	27	28	29	30
FLUJO (Kg/h)	398.42	392.95	5.47	1938.06	182.65	1938.06
LIMON FRUTA	————	————	————	————	————	————
ACEITE	————	————	————	5.53	————	5.53
JUGO (37.6 % AC. CITRICO)	————	————	————	266.63	————	266.63
DETRITOS, PIEL	————	————	————	1404.26	————	1404.26
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	5.47	————	5.47	64.34	44.91	64.34
AGUA	48.12	48.12	————	197.30	137.74	197.30
AIRE SECO	344.83	344.83	————	————	————	————
FASE	G/S	GAS	SOLIDO	S/L	SOLIDO	S/L

CORRIENTE	31	32	33	34	35	36
FLUJO (Kg/h)	1755.41	1755.41	62.06	1693.35	1693.35	89.04
LIMON FRUTA	————	————	————	————	————	————
ACEITE	5.53	5.53	————	5.53	5.53	5.50
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	266.63	266.63	————	266.63	266.63	————
DETRITOS, PIEL	————	————	————	————	————	————
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	19.42	19.42	15.26	4.16	4.16	————
AGUA	1463.83	1463.83	46.80	1417.03	1417.03	83.54
AIRE SECO	————	————	————	————	————	————
FASE	S/L	S/L	SOLIDO	S/L	S/L	LIQUIDO

CORRIENTE	37	38	39	40	41	42
FLUJO (Kg/h)	83.54	5.50	1604.31	1203.23	401.08	1190.53
LIMON FRUTA	————	————	————	————	————	————
ACEITE	————	5.50	0.03	0.02	0.01	0.02
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	————	————	266.81	200.11	66.70	200.11
DETRITOS, PIEL	————	————	————	————	————	————
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	————	————	4.16	3.12	1.04	————
AGUA	83.54	————	1333.31	999.98	333.33	990.40
AIRE SECO	————	————	————	————	————	————
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	L/S	L/S	L/S	LIQUIDO

CORRIENTE	43	44	45	46	47	48
FLUJO (Kg/h)	12.70	1190.53	401.08	1190.53	401.08	990.40
LIMON FRUTA	—	—	—	—	—	—
ACEITE	—	0.02	0.01	0.02	0.01	—
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	—	200.11	66.70	200.11	66.70	—
DETRITOS, PIEL	—	—	—	—	—	—
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	3.12	—	1.04	—	1.04	—
AGUA	9.58	990.40	333.33	990.40	333.33	990.40
AIRE SECO	—	—	—	—	—	—
FASE	SOLIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO

CORRIENTE	49	50	51	52	53	54
FLUJO (Kg/h)	320.26	200.13	80.82	1568.86	1822.26	1840.57
LIMON FRUTA	————	————	————	————	————	————
ACEITE	————	0.02	0.01	————	0.26	18.48
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	————	200.11	66.70	————	————	————
DETRITOS, PIEL	————	————	————	————	————	0.09
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	————	————	1.04	————	————	————
AGUA	320.26	————	13.07	1568.86	1822	1822
AIRE SECO	————	————	————	————	————	————
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	1/S	LIQUIDO	LIQUIDO	1/S

CORRIENTE	55	56	57	58	59	60
FLUJO (Kg/h)	253.40	10.52	0.01	2.39	8.13	263.93
LIMON FRUTA	————	————	————	————	————	————
ACEITE	0.26	2.39	————	2.39	————	2.65
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	————	————	————	————	————	————
DETRITOS, PIEL	————	————	————	————	————	0.01
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	————	————	0.01	————	————	————
AGUA	253.14	8.13	————	————	8.13	261.27
AIRE SECO	————	————	————	————	————	————
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	SOLIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	L/S

CORRIENTE	61	62	63	64	65	66
FLUJO (Kg/h)	1840.57	1576.64	299.65	299.65	283.82	15.83
LIMON FRUTA	_____	_____	_____	_____	_____	_____
ACEITE	18.48	15.83	15.83	15.83	_____	15.83
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	_____	_____	_____	_____	_____	_____
DETRITOS, PIEL	0.09	0.08	_____	_____	_____	_____
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	_____	_____	_____	_____	_____	_____
AGUA	1822	1560.73	283.82	283.82	283.82	_____
AIRE SECO	_____	_____	_____	_____	_____	_____
FASE	L/S	L/S	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO

CORRIENTE	67	68				
FLUJO (Kg/h)	2790.59	1513.60				
LIMON FRUTA	_____	_____				
ACEITE	_____	_____				
JUGO (37.6 % Ac. CITRICO)	_____	_____				
DETRITOS, PIEL	0.08	_____				
BAGAZO, CAS- CARA (8.5% H)	_____	_____				
AGUA	2790.51	1513.60				
AIRE SECO	_____	_____				
FASE	L/S	VAPOR				

4.3 LISTA DE EQUIPO.

1. C-101 Centrífuga para el autolimpiado del aceite. Velocidad angular de 8,000 a 10,000 rpm.
2. C-102 Centrífuga para el abrillantado del aceite. Velocidad angular de 16,000 a 18,000 rpm.
3. C-103 Centrífuga clarificadora de jugo. Velocidad angular de 8,400 rpm.
4. DA-101 Destilador de aceite. $D = 2$ m, $L = 4.15$ m.
5. EA-101 Condensador de los vapores de destilación.
 $Q = 646,213.425$ BTU/h.
6. EA-102 Intercambiador para el calentamiento de Jugo a desaceitar. $Q = 140,768.62$ BTU/h.
7. EA-103 Evaporador para la concentración de Jugo.
 $Q = 2'947,696$ BTU/h.
8. EC-101 Intercambiador de placas para la pasteurización de Jugo. $Q = 140,768.62$ BTU/h.
9. FA-101 Tanque de balance para la sección de aceites. $D = 0.91$ m, $L = 1.83$ m.
10. FA-102 Tanque decantador de aceite destilado. Su geometría es cónica con diámetro de base de 47.2 cm y altura de 82.5 cm.
11. FA-103 Tanque de balance para el refinador de Jugo. $D = 0.91$ m, $L = 1.83$ m.
12. FA-104 Tanque de balance para la centrífuga clarificadora de Jugo. $D = 0.76$ m, $L = 2.44$ m.
13. FA-105 Desaceitador de Jugo. $D = 0.61$ m, $L = 2.13$ m.
14. FA-106 Tanque decantador para el desaceitado. Su geometría es cónica con diámetro de base de 26.49 cm y altura de 78.03 cm.
15. FA-107 Tanque de balance para el evaporador. $D = 0.91$ m, $L = 1.83$ m.
16. FB-101 Pilas de clarificación de Jugo. $D = 2.44$ m, $L = 6.19$ m.
17. FC-101 Cámara de sedimentación de cáscara seca. $D = 1.68$ m, $L = 3.85$ m.
18. FC-102 Ciclón separador de finos. $D = 0.30$ m, $L = 1.22$ m.
19. FD-101 Calibrador de fruto. $L = 3.00$ m, $A = 0.30$ m.

- 20.FD-102 Refinador de Jugo. Potencia = 3/4 HP.
- 21.FE-101 Silo de almacenamiento de fruto. L = 9.27 m, A = 4.65 m
- 22.FE-102 Silo de almacenamiento de cáscara. L = 1.50 m,
H = 2.06 m.
- 23.FF-101 Secador rotatorio para la deshidratación de cáscara.
D = 2.77 m, L = 6.87 m.
- 24.JD-101 Transportador de rodillos para la selección de frutos.
L = 2.5 m, A = 1.5 m.
- 25.JD-102 Transportador de tornillo sin fin para el lavado de la
cáscara. D = 35.56 cm, L = 12 m.
- 26.M-101 Molino de martillos para la desintegración de cáscara.
Potencia = 10 HP.
- 27.P-101 Prensa hidráulica para la eliminación de los excesos de
agua de la cáscara lavada. Presión de prensado = 6.8
Kg/cm².
- 28.PA-101 Lavadora de fruto. L = 2.00 m, A = 1.00 m, H = 0.50 m.
- 29.PA102 Extractora de aceite. Potencia = 9.5 HP.
- 30.PA-103 Extractora de Jugo. Potencia = 5.5 HP.

CAPITULO V. DISEÑO DE EQUIPO.

5.1 PAJIDA SELECCIONADORA (TRANSPORTADOR DE RODILLOS), JD-101.

El principio en que se basan los transportadores de rodillos es en el control del movimiento debido a la gravedad, con la interposición de un sistema de vías antifricción, instaladas con una pendiente definida.

SELECCION.

1. Espaciamiento de los rodillos.

Este no tendrá más de 3.5 cm., ya que éste es el diámetro del limón considerado como mínimo en el extractor de Jugo.

2. Inclinación del transportador.

La inclinación, para facilitar el manejo de los limones es de 5 grados, de acuerdo al diseño del silo de balance del fruto, apéndice A.15.

3. Ancho del transportador.

Considerando que la selección será manual y que se debe tener la mayor facilidad para tal operación, el ancho será de 1.5 m.

4. Largo del transportador.

Este será de 2.5 m. de largo.

5. Diámetro de los rodillos.

Para evitar que los limones se atoren entre los rodillos, el diámetro de estos será de 2 in., con un espaciamiento de centro a centro de aproximadamente 3 in.

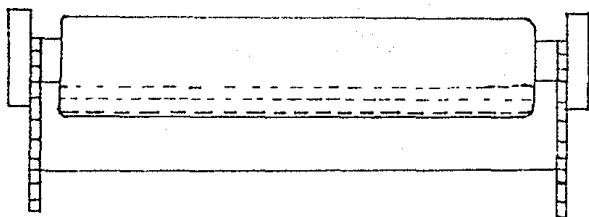


Fig. 5.1.1. Transportador de rodillos por gravedad.

5.2 INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO EA-102 PARA EL CALENTAMIENTO DEL JUGO QUE SE DESACEITARA.

CONSIDERACIONES Y CONDICIONES DE OPERACION DEL INTERCAMBIADOR.

- El jugo será calentado hasta una temperatura de $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($122\text{ }^{\circ}\text{F}$), temperatura óptima para el desaceitado.
- Por lo anterior resulta adecuado y se usará como medio de calentamiento: agua.
- Las propiedades del jugo se calculan a partir de correlaciones que toman en cuenta la composición del jugo y se determinan a la temperatura promedio de cada corriente.
- El intercambiador trabajará a presión atmosférica.
- Los datos tanto del tubo interior como exterior se suponen de acuerdo a los flujos que se manejan.

MEMORIA DE CALCULO.

DATOS.

- Flujo de Jugo: 3733.13 lb/h
De lo anterior:
Aceite: 12.19 lb/h
Jugo al 6 % en ácido cítrico: 3683.62 lb/h
Bagazo: 37.24 lb/h
- $t_c = 84.2\text{ }^{\circ}\text{F}$
- $t_n = 122\text{ }^{\circ}\text{F}$
- Medio de calentamiento: Agua
 $T_c = 203\text{ }^{\circ}\text{F}$
 $T_n = 120\text{ }^{\circ}\text{F}$
- Propiedades.

	Jugo	Agua
ρ (lb/ft^3)	64.9869	61.2796
k ($\text{BTU/h-ft-}^{\circ}\text{F}$)	0.3437	0.3799
c ($\text{BTU/lb-}^{\circ}\text{F}$)	0.9184	1.0022
μ (lb/ft-h)	2.8994	1.1132

- Factor de obstrucción total: $0.0030\text{ h-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F/BTU}$
- Se usaran tubos de $2\text{"} \times 1\text{'}$
- Longitud de la horquilla: 12 ft.
- Area por pie de longitud: 0.3440 ft^2 .

- Diámetro interior del tubo exterior: 0.1723 ft.
- Diámetro interior del tubo interior: 0.0874 ft.
- Diámetro exterior del tubo interior: 0.1100 ft.

CALCULOS.

A. Area de transferencia de calor.

Tubo: Agua

1. $Q = 129,597.5492$ BTU/h
 $W = 1557.9887$ lb de agua/h
2. $MLDT = 55.3582$ °F
3. $A_e = 6.0022E-3$ ft²
4. $C_p = 259,568.9930$ lb/h-ft²
5. $V = 1.1766$ ft/s
6. $T_p = 161.5$ °F
7. $h_i = 446.3988$ BTU/h-ft²-°F
8. $h_{i0} = 354.6842$ BTU/h-ft²-°F

Anulo: Jugo

1. $A_a = 1.3799$ E-2 ft²
2. $G_a = 270.526.5699$ lb/h-ft²
 $D_e = 0.1597$ ft
3. $Re = 14900.7012$
4. $h_o = 250.7122$ BTU/h-ft²-°F
5. $U_c = 146.8850$ BTU/h-ft²-°F $U_b = 101.9571$ BTU/h-ft²-°F
6. $A = 22.9613$ ft²
7. Longitud requerida = 66.7481 ft
8. $N = 3$
9. Recalculando.
 $A = 24.768$ ft² longitud total = 72 ft
10. $U_b = 94.5200$ BTU/h-ft²-°F
11. $R_d = 0.0044$ h-ft²-°F/BTU

B. Calculo de la caída de presión.

Tubo.

1. $f = 7.5899$ E-3
2. $\Delta P = 0.2284$ lb/in²

Anulo.

1. $D_e' = 0.0622$ ft
2. $Re = 5808.1944$
3. $f = 1.0430$ E-2
4. $F_a = 1.0002$
5. $V = 1.1563$ ft/s
 $F_l = 6.2287$ E-2
6. $\Delta P = 0.4795$ lb/in²

5.3 CALIBRADOR DE LIMON, FD-101.

CONSIDERACIONES:

1. El factor de fricción fué determinado experimentalmente.
2. El flujo de fruto se obtuvo de multiplicar un factor experimental que relaciona el número de frutos por kg. de éste y el flujo másico de éste.
3. La velocidad del fruto en la máquina extractora es tal que no provoca problemas de operación.

DATOS:

- Area proyectada por el fruto en un plano horizontal tomando un diámetro medio de 40 mm : $1.2570E-3 \text{ m}^2/\text{limón}$.
- Coeficiente de fricción: 0.0749.
- Flujo de fruto: 30 limones/s
- Longitud disponible entre máquinas: 3 m.
- Velocidad del fruto en la máquina extractora: 1.2192 m/s.

CALCULOS.

1. El algoritmo utilizado para resolver de la ecuación A.1.1 a A.1.4 fué:
 - Suponer un ángulo α .
 - Calcular la aceleración del fruto.
 - Calcular la longitud del plano.
 - Estimar el tiempo t.
 - Evaluar la velocidad del fruto.
 - Comparar éste con el requerido.Realizando éste algoritmo se obtienen los resultados siguientes:

$$\begin{aligned}\alpha &= 5.719 \\ l &= 3.015 \text{ m} \\ t &= 4.946 \text{ s} \\ v &= 1.219 \text{ m/s}\end{aligned}$$

2. Ancho de la placa.

$$a = 0.0613 \text{ m}$$

Como éste valor es muy pequeño se toma como ancho de la placas
1 ft. = 0.3048 m.

3. Diámetro del orificio de calibración, ángulo del arreglo de éstos y claro entre los mismos.

- Debido a que la máquina extractora de jugo procesa frutos con diámetros comprendidos entre 35 y 90 mm, el diámetro de los orificios de calibración será de 35 mm.

- El ángulo del arreglo (β) será de 60° , para garantizar que la superficie de deslizamiento tenga un orificio de calibración en todo lo ancho de la placa.

- El claro (c) se acostumbra tomarlo como el 25% del diámetro del orificio, por lo tanto:

$$c = 8.7500 \text{ E-3 m}$$

4. Número de hileras que caben en la placa.

$$H = 6.967 \rightarrow \text{sólo caben 6 hileras.}$$

5. Redondeando el número de hileras a 7, de la ecuación A.1.6 se puede estimar la magnitud del claro que permita aprovechar al máximo el ancho de la placa.

$$c = 8.50 \text{ E-3 m}$$

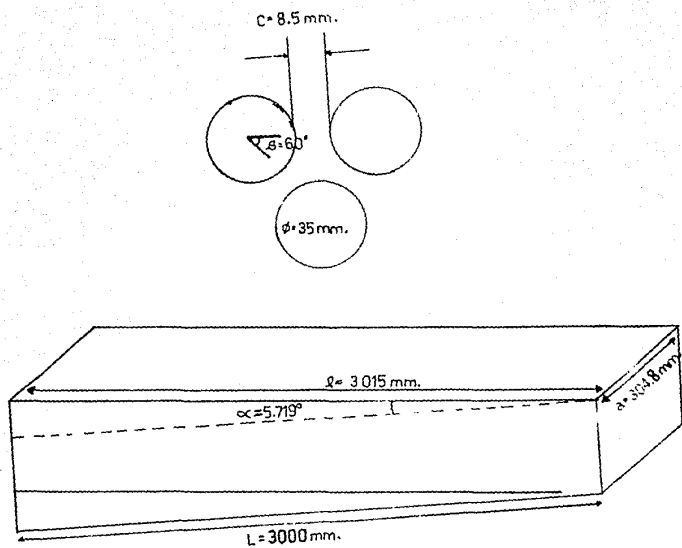


Fig. 5.31 Calibrador de limón.

5.4 CAMARA DE SEDIMENTACION (SECCION DE SEPARACION DE CASCARA Y GAS DE SECADO), FC-101.

DATOS.

1. Densidad del sólido: 59.58 lb/ft³.
2. Densidad del gas: 0.0562 lb/ft³.
3. Viscosidad del gas: 1.531E-5 lb/ft-s.
4. Flujo másico del sólido: 1,205.8370 lb/h.
5. Flujo másico del gas: 35,111.7119 lb/h.
6. Rugosidad absoluta de la tubería: 0.0005 ft.

SECCION 1

CONSIDERACIONES Y CONDICIONES DE OPERACION.

1. Caída de presión total en la sección: 5% P_{tubería}/100 ft tubería.
2. Presión de la tubería: 2,116.8 lb/ft².
3. Diámetro máximo de la partícula a ser transportada: 0.042 ft.
4. Longitud de la sección: 15 ft.
5. El material de fabricación será hierro galvanizado.
6. Fracción en volumen de sólidos^{**}: 0.05

CALCULOS.

1. Velocidad mínima de arrastre.
 $V_{c,h} = 37.13 \text{ ft/s}$
2. Velocidad real del gas.
 $V_G = 74.26 \text{ ft/s}$
3. Velocidad terminal de la partícula en la suspensión.
 $K = 324.074$; Zona de Newton
 $U_t = 66.2210 \text{ ft/s}$
 $n = 2.33$
 $U_{ts} = 58.7610 \text{ ft/s}$
4. Velocidad real del sólido.
 $V_s = 15.500 \text{ ft/s}$

* Es el espacio disponible entre el secador y el separador.

** Dato experimental.

5. Factor de fricción de sólidos.

a. Coeficiente de arrastre.

$$N_{Re,c} = 9,059.25$$

Con el valor del número de Reynolds y la figura A.2.3 para partículas con forma de discos:

$$C = 1.3$$

b. Factor de fricción.

$$F_s = 0.1574 D_t$$

6. Masa velocidad del gas y del sólido.

a. Masa velocidad del gas.

$$\rho_{dg} = 0.1672/D_t^2$$

$$G_g = 12.4182/D_t^2$$

b. Masa velocidad del sólido.

$$\rho_{ds} = 0.0275/D_t^2$$

$$G_s = 0.4263/D_t^2$$

7. Caída de presión debido a la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, entre el gas y las partículas, y entre estas mismas.

$$\Delta P_{f,s} = 0.9690/D_t^2$$

8. Caída de presión debido a la fricción entre el gas y la pared de la tubería.

$$N_{Re,c} = 272,593.86 D_t$$

$$C_R = 0.0005/D_t$$

$$\Delta P_{f,c} = 859.1698 \cdot F_c/D_t^3$$

9. Caída de presión para acelerar las partículas sólidas.

$$\Delta P_{a,s} = 0.2052/D_t^2$$

10. Caída de presión para acelerar el gas a la velocidad de transporte.

$$\Delta P_{a,c} = 14.3195/D_t^2$$

11. Diámetro de la tubería.

$$\Delta P_{TH} = 15.876 \text{ lb/ft}^2 \text{ (*)}$$

$$\Delta P_{TH} = 14.3195/D_t^2 + 0.2052/D_t^2 + 859.1698 F_c/D_t^3 + 0.9690/D_t^2$$

Igualando estas ecuaciones se obtiene:

$$0 = 15.876 D_t^3 - 15.4937 D_t - 859.1698 F_c$$

(*) De acuerdo a las consideraciones 1, 2 y 4.

Esta ecuación se resuelve mediante el siguiente algoritmo:

- a. Suponer un D_t .
- b. Mediante la ecuación A.2.17 calcular $N_{Re,c}$.
- c. A partir de la ecuación A.2.18 calcular ϵR .
- d. Con la figura A.2.4 estimar F_G .
- e. Sustituir los valores en O.
- f. Repetir el proceso hasta que la ecuación se cumpla bajo cierta tolerancia.

Realizando este cálculo se obtiene que:

$$D_t = 1.090 \text{ ft.}$$

SECCION II

CONSIDERACIONES Y CONDICIONES DE OPERACION.

1. Caída de presión total en la sección: $0.5\% P_{\text{tubería}}/100 \text{ ft tubería}$.
2. Presión de la tubería: $2,116.8 \text{ lb/ft}^2$
3. Diámetro máximo de la partícula a ser transportada: 0.01 ft (de esta manera se garantiza que el 99% de la cáscara sea separada de la corriente de gas).
4. Fracción en volumen de sólidos: 0.05
5. El material de fabricación será hierro galvanizado.
6. Relación $L/D_t^{(22)}$: 2

CALCULOS.

1. Velocidad mínima de arrastre.

$$V_{c,v} = 28.0631 \text{ ft/s.}$$

2. Velocidad real del gas.

Como en esta sección las partículas de sólido están en movimiento con la corriente de gas, se aplicará la primera definición de Zens de la velocidad de arrastre, por lo tanto, la velocidad real del gas será igual a la velocidad mínima de arrastre calculada en el punto anterior.

$$V_c = 28.0631 \text{ ft/s.}$$

3. Velocidad terminal de la partícula en la suspensión.

$$K = 77.1606; \text{ Zona de Newton.}$$

$$U_t = 32.3125 \text{ ft/s}$$

$$n = 2.33$$

$$U_{ts} = 28.6725 \text{ ft/s}$$

4. Velocidad real del sólido.

$$V_s = - 0.6094 \text{ ft/s}$$

El sólido está cayendo en lugar de ser arrastrado por el gas.

5. Factor de fricción de sólidos.

- a. Coeficiente de arrastre.

$$N_{Re,c} = 1,052.5111$$

Con este valor y la figura A.2.3 para partículas con forma de discos:

$$C = 1.3$$

- b. Factor de fricción.

$$F_s = 101.8316 D_t$$

6. Masa velocidad del gas y del sólido.

- a. Masa velocidad del gas.

$$\rho_{dg} = 0.4425/D_t^2$$

$$G_g = 12.4192/D_t^2$$

- b. Masa velocidad del sólido.

$$\rho_{ds} = 0.6998/D_t^2$$

$$G_s = 0.4263/D_t^2$$

7. Caída de presión debida a la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, entre el gas y las partículas, y entre estas mismas.

$$\Delta P_{f,s} = 3.2863/D_t$$

8. Caída de presión debido a la fricción entre el gas y la pared de la tubería.

$$N_{Re,c} = 103,013.76 D_t$$

$$c_r = 0.0005/D_t$$

$$\Delta P_{f,c} = 43.2815 \cdot F_c/D_t^2$$

9. Caída de presión para acelerar las partículas sólidas.

$$\Delta P_{a,s} = 0.0081/D_t^2$$

10. Caída de presión para acelerar el gas a la velocidad de transporte.

$$\Delta P_{a,g} = 5.4118/D_t^2$$

11. Caída de presión para el soporte de la columna de gas.

$$\Delta P_{h,c} = 0.8851/D_t$$

12. Caída de presión para el soporte de sólidos.

$$\Delta P_{h,s} = 1.3991/D_t$$

13. Diámetro del sedimentador.

$$\Delta P_{rv} = 0.1052 \cdot 2D_t^{(*)}$$

$$\Delta P_{rv} = 5.4118/D_t^2 + 0.0081/D_t^2 + 43.2815F_c/D_t^2 + 3.2863/D_t + 0.8851/D_t + 1.3991/D_t$$

Igualando estas ecuaciones se obtiene:

$$0 = 0.2117D_t^3 - 5.5705D_t - 43.2815F_c - 5.4199$$

Esta ecuación se resuelve mediante el siguiente algoritmo:

- Suponer un D_t .
- Mediante la ecuación A.2.17 calcular $N_{re,c}$.
- A partir de la ecuación A.2.18 calcular c_R .
- Con la figura A.2.4 estimar F_c .
- Sustituir los valores en 0.
- Repetir el proceso hasta que la ecuación se cumpla bajo cierta tolerancia.

Realizando este cálculo se obtiene que:

$$D_t = 5.57 \text{ ft.}$$

14. Diseño del cono de sedimentación.

- Altura del cono de sedimentación.

$$h = 1.6079 \text{ ft.}$$

- Diámetro de la boquilla de salida del polvo.

$$B = 1.3925 \text{ ft.}$$

(*) De acuerdo a las consideraciones 1, 2 y 6.

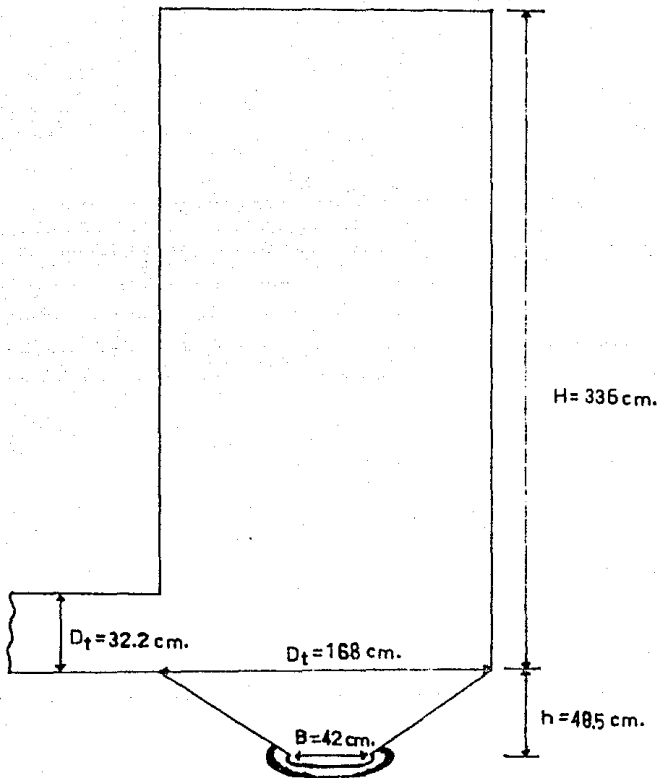


Fig. 5.4.1 Cámara de sedimentación.

5.5 CENTRIFUGA ABRILLANTADORA Y AUTOLIMPIADORA, C-101 y C-102.

Se seleccionó, de acuerdo a la tabla 5.5.1, la centrifuga FRB 1900 de ALFA LAVAL ó algún modelo similar para realizar las etapas de autolimpido y abrillantado del aceite esencial del limón.

Las características de este equipo aunadas a las condiciones de proceso permite que sea usada una sola máquina para llevar a cabo ambas etapas.

El esquema de trabajo, fig. 5.5.2, sería utilizar la centrifuga para limpiar el aceite producido durante un día, y al final de la jornada llevar a cabo la etapa de abrillantado del aceite.

TABLA 5.5.1
CENTRIFUGAS DE ACEITE ESENCIAL

Primera etapa (Pulido)	Capacidad máxima (lt/h)	Espacio de sólidos (lt)	Consumo del motor (Kw)	Peso neto con motor (Kg)
CRPX 207	3,000	4.3	5.5	700
FMAPX 210	5,000	6.0	11.0	1,300
MRPX 314	13,500	9.6	22.0	1,700
FRB 1900	1,800	10.5	5.5	700
Segunda etapa (abrillantado)				
FL 218	250	4.0	3.0	340
FRB 1900	800	10.5	5.5	700
CRPX 207	600	4.3	5.5	700

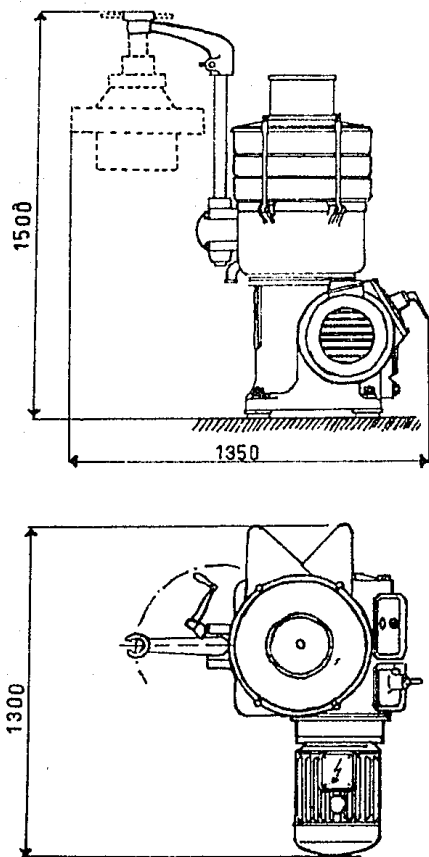
Folleto de Alfa Laval

ESPECIFICACION DE LAS CENTRIFUGAS.

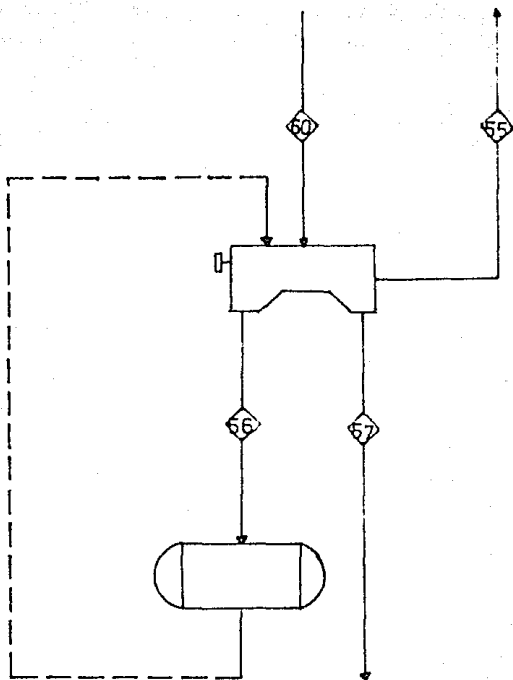
1. Tipo: Centrifuga de discos cónico-truncados (retenedora de sólidos).

2. Aplicación: Purificación de aceite de frutos cítricos y productos similares.
3. Capacidad:
 - Autolimpiado: 1,800 lt/hr
 - Abrillantado: 800 lt/hr
4. Velocidad del tambor:
 - Autolimpiado: 8,000 a 10,000 rpm.
 - Abrillantado: 16,000 a 18,000 rpm.
5. Capacidad del motor: 5.5 KW.
6. Consumo de potencia:
 - a 1,800 lt/hr: aproximadamente 4.8 Kw
 - a 800 lt/hr: aproximadamente 4.5 Kw.
7. Tiempo de arranque: 4 minutos.
8. Tiempo de paro: 3 minutos.
9. Espacio de sólidos: 10.5 litros.
10. Peso neto (separador completo incluyendo el motor y el juego de platos): 670 Kg.
11. Peso bruto: 750 Kg.
12. Volumen: 1.8 m³.

Fig. 5.5.1



Centrífuga retenedora de sólidos, dimensiones. en mm.



- Volúmen del tanque: 200 litros.
- Tiempo de operación para el abrillantado a la capacidad máxima de la máquina = 15 minutos.

Fig.5.5.2. Esquema de trabajo para la purificación de aceite con una máquina centrífuga.

5.6 CENTRIFUGA CLARIFICADORA, C-103.

Para esta operación se usará una centrifuga del tipo de disco cónico-truncada. En esta máquina la clarificación del líquido tiene lugar en el juego de platos, que consiste de un número grande de discos cónicos superpuestos. El producto a centrifugar entra en el juego de platos y se distribuye entre los espacios comprendidos entre dos platos contiguos, que se han determinado con gran exactitud y cuyo conjunto es conocido como recinto de clarificación. Estas finas capas de líquido hacen que el camino radial de separación sea pequeño, lo que favorece la sedimentación de los sólidos, consiguiéndose el mejor efecto de clarificación. Los sólidos se acumulan en la pared superior entre los platos contiguos y se deslizan hacia el recinto de los lodos. Según el producto a centrifugar, y atendiendo al tamaño y naturaleza de las partículas sólidas, pueden suministrarse platos con nervios distanciadores gruesos o delgados. Además, existen también platos con diámetro exterior pequeño o grande. El líquido clarificado se descarga del tambor a presión mediante un rodete.

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.

1. Tipo: Construcción cerrada.
2. Capot: Es cerrado y fácilmente desmontable.
3. Bloque de tuberías: Se han situado las mirillas una encima de la otra para el control del producto a centrifugar. Las tuberías de alimentación y descarga forman parte de éste bloque.
4. Bastidor: Es de fundición con superficies exteriores lisas y fácil de limpiar. Contiene el embrague de fricción, el engranaje y el tambor de freno. Es resistente a la presión, cerrado, y por lo tanto puede instalarse en ambientes con peligro de explosión.

La centrifuga está equipada con controlador de revoluciones y mirilla para el control del nivel de aceite.

5. Lubricación de todos los cojinetes (de bolas) y del engranaje: Tiene lugar automáticamente desde un baño central de aceite.

DATOS TECNICOS Y CAPACIDADES.

Modelo:

SA-7-06-076

SA-7-07-076

SA-7-01-076

SA-7-02-076

SA-7-03-076

Potencia del motor: 4 Kw.

Velocidad Motor : a periodos 1430 rpm.

Velocidad Tambor : a periodos 8400 rpm

Recinto de lodos del tambor:

Para platos pequeños : 2 litros

Para platos grandes : 1.5 litros

Contenido total del tambor: 3 litros.

Capacidad hasta ** : 3,000 lt/h.

Peso de la máquina con tambor: 280 Kg.

Medidas del embalaje.

Bastidor

Longitud: 1160 mm

con

Profundidad: 610 mm

motor

Altura: 950 mm

Longitud: 350 mm

Tambor

Profundidad: 350 mm

Altura: 360 mm

- El número de revoluciones depende del peso específico del producto a centrifugar y de la calidad del material que requiere el tambor. Por lo tanto, puede diferir del número de revoluciones normal.
- Las capacidades horarias de la centrifuga dependen de la viscosidad, temperatura, diferencia de los pesos específicos entre el líquido y los sólidos de la centrifugación.

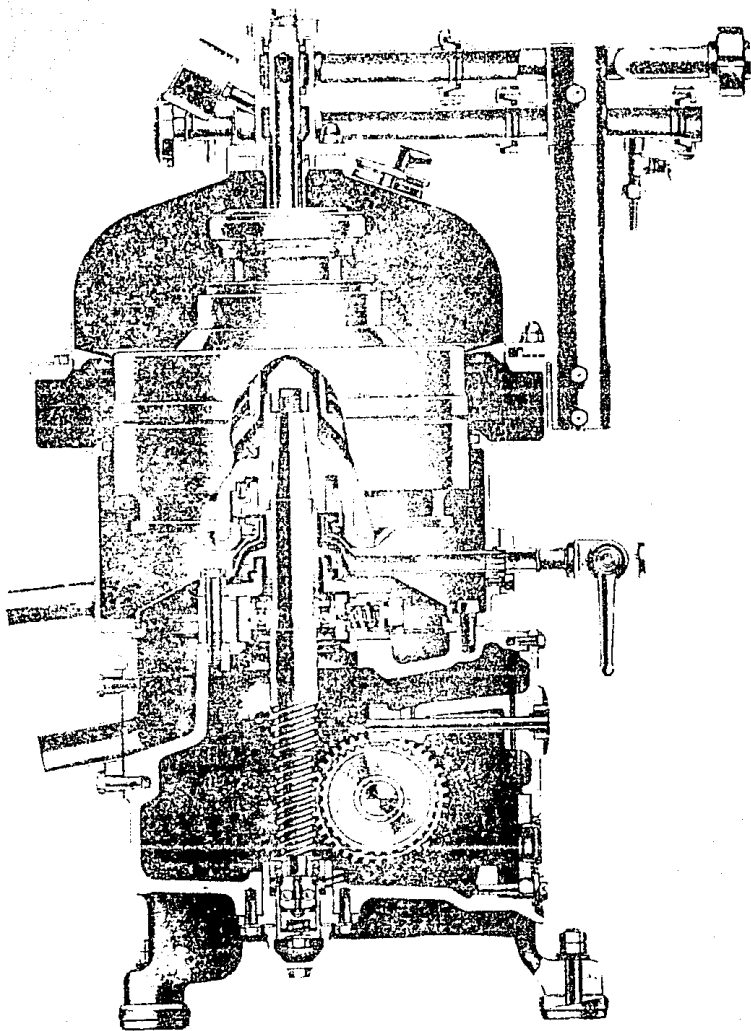


Fig. 5.6.1 Centrífuga clarificadora.

5.7 CICLON SEPARADOR DE FINOS. FC-102.

CONSIDERACIONES.

1. La distribución de tamaños de partícula de la cáscara de limón se considerará como un polvo grueso de Stairmand, debido a los altos valores de tamaño de partícula.
2. Se considerará una eficiencia del 99%, ya que el producto separado de la corriente de gas tiene un alto valor de venta.
3. El flujo volumétrico de la corriente de alimentación se fijará como el necesario para operar un ciclón en paralelo. Esto se debe a que, como se manejan valores altos tanto de eficiencia como de flujo volumétrico, se requiere de una gran cantidad de ciclones en paralelo, lo cual no es muy adecuado, siendo preferible reducir el flujo volumétrico de alimentación mediante una purga al aire ambiente del gas de secado.
4. La eficiencia total será calculada con un diámetro promedio, ya que no se cuenta con la distribución de tamaños de partícula.
5. El equipo no cuenta con paleta de entrada, por lo tanto, para los cálculos de caída de presión $K = 16^{(22)}$.

DATOS:

1. Densidad de la partícula = 59.56 lb/ft^3
2. Densidad del fluido* = 0.0562 lb/ft^3
3. Viscosidad del fluido⁽¹⁰⁾ = $1.531 \text{ E-5 lb/ft-s}$
4. Temperatura = $248 \text{ }^\circ\text{F}$
5. Presión = 14.7 lb/in^2
6. Tamaño de partícula** = 0.01 ft
7. Factor de configuración del ciclón*** = 551.3

CALCULOS.

1. Fijar la eficiencia del ciclón.

$$\eta = 99\%$$

* Se calculó a partir de la ley de los gases.

** Dato obtenido del cálculo de la cámara de sedimentación.

*** Constante para el diseño, Stairmand.

2. Corregir por temperatura y densidad.

Corrección por temperatura: 0%.

Corrección por densidad: 0%.

Por lo tanto: $\eta = 99\%$.

3. Corrección de la relación velocidad de entrada-velocidad de saltación a las condiciones reales.

De la figura A.3.3 se tiene que:

$$Fr = 0.81$$

$$Fp = 1.40$$

Por lo tanto:

$$(V_1/V_s)_{CR} = 1.42$$

Como éste valor es mayor a 1.3800 se define a $(V_1/V_s)_{CR}$ como la media del intervalo de operación, obteniéndose un valor de 1.305, por lo tanto:

$$(V_1/V_s)_{100\%F, \rho_p=2.50 \text{ g/cm}^3} = 1.15$$

4. Selección del diámetro del ciclón.

De la figura A.3.4 se tiene que:

$$D_c = 1 \text{ ft.}$$

$$V_1 = 42.78 \text{ ft/s}$$

5. Dimensiones del ciclón.

$$D_c = 1 \text{ ft}$$

$$a = 0.5 \text{ ft}$$

$$b = 0.2 \text{ ft}$$

$$s = 0.5 \text{ ft}$$

$$D_c = 0.5 \text{ ft}$$

$$h = 1.5 \text{ ft}$$

$$H = 4.0 \text{ ft}$$

$$B = 0.375 \text{ ft}$$

$$l = 2.48 \text{ ft}$$

6. Velocidad de saltación.

$$w = 2.31 \text{ ft/s}$$

$$V_s = 32.91 \text{ ft/s}$$

$$(V_1/V_s)_{CR} = 1.30$$

7. Flujo volumétrico de entrada.

$$Q = 4.2780 \text{ ft}^3/\text{s}$$

8. Eficiencia total.

$$n = 0.4208$$

$$\delta = 21.61 \text{ s}$$

$$\eta_T = 100\%$$

9. Caída de Presión.

$$N_H = 6.40$$

$$\Delta P = 0.164 \text{ plg. de agua.}$$

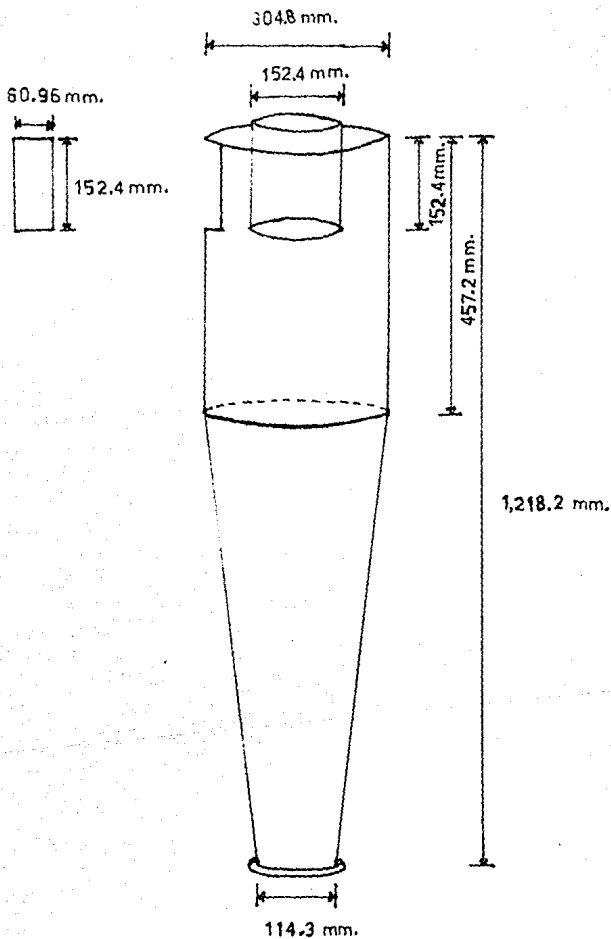


Fig. 5,7,1. Dimensiones del ciclón.

5.8 PILAS DE CLARIFICACION, FB-101.

CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO.

1. El volumen del tanque será el necesario para almacenar el líquido producido durante un día.
2. El número de tanques estará limitado por los siguientes requisitos.
 - a. El jugo debe permanecer en un estado de reposo por un período aproximado de 12 días (15 días máximo).
 - b. La línea de jugos clarificados será operada durante 9 días, mientras que la de jugo turbio únicamente por 3 días.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión: 1/16 in.
2. Eficiencia de soldadura: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 29 °C.
5. Flujo másico: 445.64 g/s.
6. Densidad del fluido: 1 g/cm³
7. Angulo de inclinación del cono: 30 °.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.
 - a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 44^{\circ}\text{C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Volumen del Tanque.

$$V_T = 25'669,927.36 \text{ cm}^3$$

3. Diámetro óptimo.

$$F = 0.02 \text{ in}^{-1}$$

$$D = 243.84 \text{ cm} = 8 \text{ ft.}$$

Datos de planta.

4. Longitud del recipiente.

- a. Altura del cono de sedimentación.

$$h = 70.39 \text{ cm}$$

- b. Volumen del cono de sedimentación.

$$V_c = 1'095,861.963 \text{ cm}^3$$

- c. Volumen del cilindro.

$$V_{c11} = 24'573,076.300 \text{ cm}^3$$

- d. Longitud del cilindro.

$$L = 548.64 \text{ cm} = 18 \text{ ft.}$$

5. Checar (L/D).

$$(L/D) = 2.25$$

6. Espesor del recipiente.

Para éste cálculo se consideró la presión de diseño como la suma de la presión atmosférica y la de la columna hidrostática.

- a. Cilindro.

$$t = 0.3970 \text{ cm} = 5/32 \text{ in}$$

- b. Cono.

$$t = 0.397 \text{ cm} = 5/32 \text{ in}$$

7. Cálculo de las boquillas.

$$\phi = 2.09 \text{ cm} = 0.824 \text{ in.}$$

8. Número de recipientes necesarios.

Se ha considerado que 12 son suficientes, ya que 9 son para los 9 días de operación de la línea de jugos clarificados y los otros 3 sirven de amortiguamiento para cuando se presente el caso de que el jugo a clarificar requiera de un tiempo de reposo mayor a 12 días.

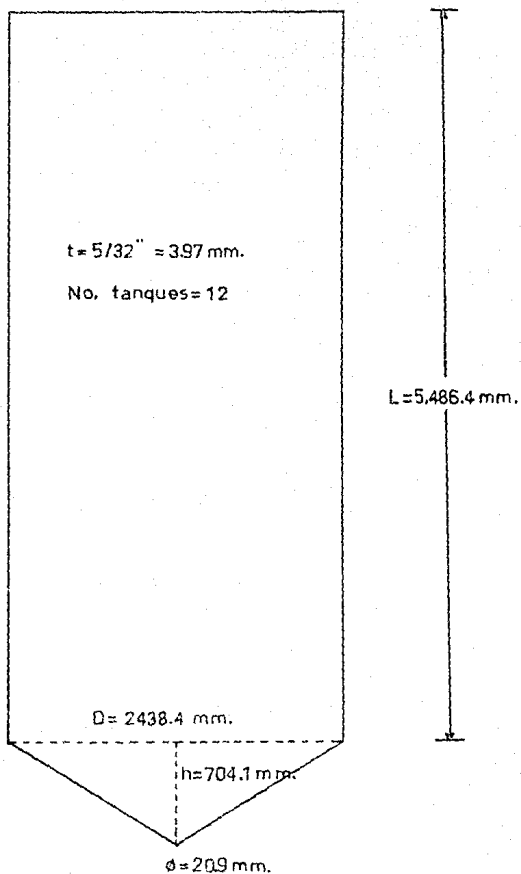


Fig. 58.1. Pilas de clarificación.

5.9. CONCENTRADOR (CENTRI-THERM), EA-103.

La superficie de calentamiento se compone de un número de conos y discos rotatorios que tienen un eje común, calentados por medio de vapor.

Ciclo del líquido.

El líquido a ser concentrado es alimentado a través de un tubo (a), figura 5.9.1, hasta las boquillas que lo pulverizan sobre la superficie superior de los conos, donde la fuerza centrífuga causa que el líquido pulverizado forme una película sobre la superficie de calentamiento, no mayor de 0.004 in ó 1/10 mm. El paso a través de la superficie se realiza en aproximadamente 1 seg.

El concentrado es colectado en los espacios de la periferia de los conos, desde donde es pasado a través de los tubos verticales (b), fig 5.9.1, que son los ductos de salida.

El vapor generado es llevado fuera del cuerpo del equipo a través de una salida lateral.

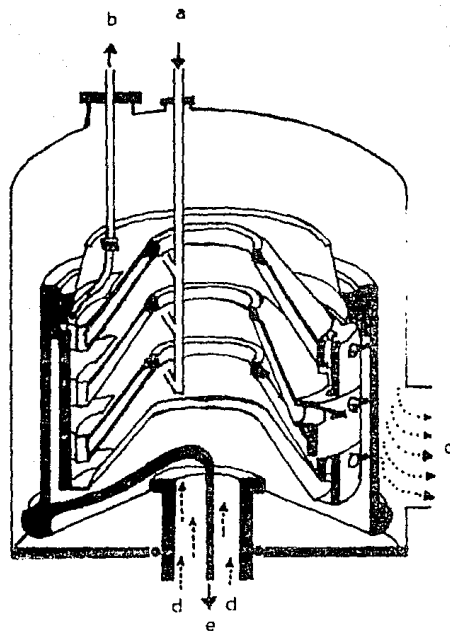
Ciclo del vapor de calentamiento.

El vapor es admitido a través de un tubo inferior (d), figura 5.9.1, de ahí pasa a través del banco de conos y al insidir en ellos, es condensado por el paso del líquido sobre la otra superficie de las paredes del cono.

El condensado es llevado hacia abajo por la fuerza centrífuga, resbalando por las superficies interiores de las paredes de los conos, y esto causa que el líquido se acumule en la periferia, de donde es sacado por medio de tubos estacionarios (e), figura 5.9.1 y conducido a través del tubo que sirve como eje principal.

Especificaciones del equipo.

1. Presión de operación: 0.05 Kg/cm².
2. Temperatura de concentración: 50 °C.
3. Relación de vapor de calentamiento/agua evaporada en el Centri-Therm: 1.1 Kg. vapor/Kg. agua evaporada.



Evaporador Centri-Therm (Alfa-Laval): principio de funcionamiento.

- a) entrada de producto.
- b) salida del concentrado.
- c) salida del vapor emitido por producto.
- d) entrada de vapor.
- e) salida del condensado.

Fig. 5.9.1.

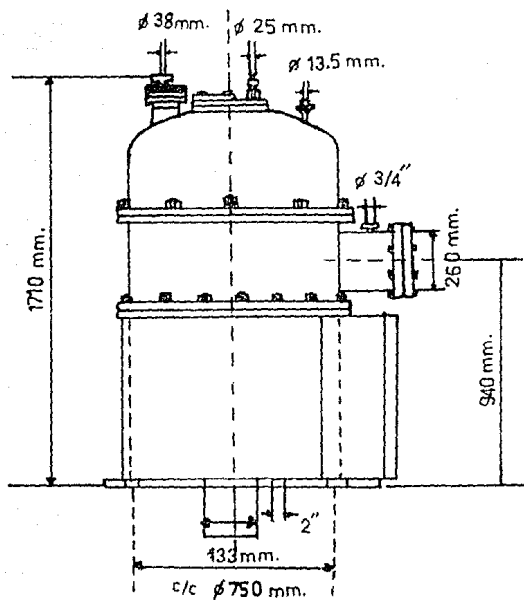


Fig. 5.9.2 CENTRI THERM (vista frontal)

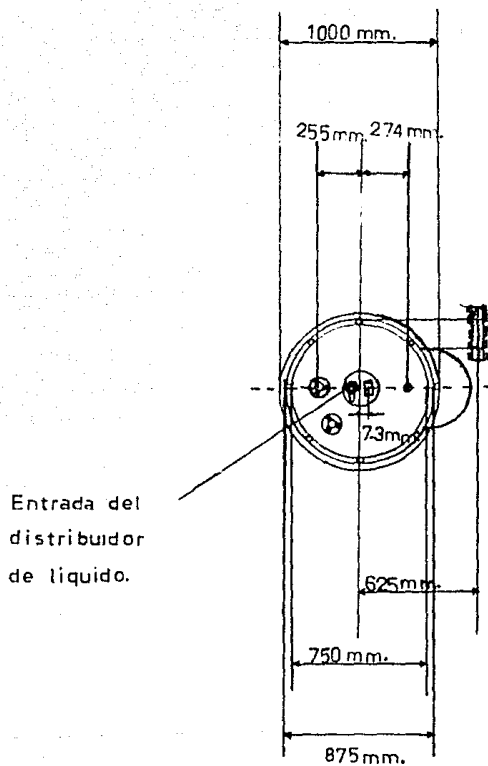


Fig. 5.9.3 Vista superior del Centri-Therm.

4. Tiempo de residencia: El tiempo de concentración es de 1 seg.
5. Volumen de procesamiento (máximo): 2,000 lt/h.
6. Dimensiones de los conos.
 - 6a. Diámetro de los conos:
 - Diámetro mayor: 450 mm.
 - Diámetro menor: 185 mm.
 - 6b. Altura de los conos: 215 mm.
7. Velocidad de rotación de los conos: 900 rpm.
8. Potencia del motor: 5 HP.
9. Flujo a concentrar: 1604.31 Kg/h
10. Flujo evaporado: 1333.31 Kg/h.
11. Flujo concentrado: 266.81 Kg/h.
12. Flujo de vapor utilizado: 1,466.64 Kg/h.
13. El vapor usado es un vapor saturado de 4 Kg/cm²

Nota: Todos las especificaciones del inciso 1 al 8 fueron obtenidos directamente del manual de operaciones del equipo correspondiente a ALFA-LAVAL.

5.10 CONDENSADOR DE LA EMULSION AGUA-ACEITE PROVENIENTE DEL DESTILADOR, EA-101.

CONSIDERACIONES Y CONDICIONES DE OPERACION DEL CONDENSADOR.

- Se usará como medio de condensación: agua.
- Las propiedades de la emulsión se calculan a partir de correlaciones que toman en cuenta la composición de ésta y se determinan a la temperatura promedio de cada corriente.
- El intercambiador trabajará a presión atmosférica.
- Los datos tanto del tubo interior como exterior se suponen de acuerdo a los flujos que se manejan.

DATOS.

- Flujo de la emulsión: 660.075 lb/h

De lo anterior:

Aceite: 34.4136 lb/h

Agua: 625.6614 lb/h

- $T_e = 197.6$ °F
- $T_s = 197.6$ °F
- Medio de enfriamiento: Agua
- $t_e = 50$ °F
- $t_s = 140$ °F
- Propiedades.

	Emulsión	Agua
ρ (lb/ft ³)	57.4339	61.9718
k (BTU/h-ft-°F)	0.3680	0.3919
c (BTU/lb-°F)	0.9939	1.0079
μ (lb/ft-h)	1.4288	1.8876

- Factor de obstrucción total: 0.0020 h-ft²-°F/BTU

- Se usarán tubos de 2"x1"
- Longitud de la horquilla: 15 ft.
- Area por pie de longitud: 0.3440 ft².
- Diámetro interior del tubo exterior: 0.1723 ft.
- Diámetro interior del tubo interior: 0.0874 ft.
- Diámetro exterior del tubo interior: 0.1100 ft.

MEMORIA DE CALCULO.

- A. Cálculo del área de transferencia de calor.

1. Calcular W.

$$Q = 646,213.425 \text{ BTU/h}$$

$$w = 7,944.012 \text{ lb/h}$$

2. Calcular MLDT.

$$\text{MLDT} = 95.6446 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Anulo: Agua.

3. Area de flujo.

$$A_a = 1.3813 \text{ E-2 ft}^2$$

4. Velocidad másica en el ánulo.

$$G_a = 575,110.2633 \text{ lb/h-ft}^2$$

5. Diámetro equivalente para transferencia de calor.

$$D_e = 0.1599 \text{ ft.}$$

6. Obtener el Re y Pr.

$$\text{Re} = 48,713.2818$$

$$\text{Pr} = 5.1699$$

7. Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido exterior.

$$h_o = 604.3777 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Tubo: Emulsión agua-aceite.

- 3'. Area de flujo.

$$A_w = 5.9994 \text{ E-3 ft}^2$$

- 4'. Velocidad másica para el tubo.

$$G_p = 110,023.5024 \text{ lb/h-ft}^2$$

- 5'. Obtener el Re.

$$\text{Re} = 6,730.1611$$

- 6'. Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido interior.

Secuencia de Cálculo.

a. Suponer N para calcular G'.

b. Calcular h_i calculando las propiedades a la temperatura del líquido saturado.

c. Calcular h_{i0} .

d. Calcular t_w y t_r .

e. Con h_{i0} y h_i calcular U_c , U_b , A, L y N.

f. Con N calculada y con t_r volver a calcular h_{i0} hasta que h_{i0} no varíe.

De acuerdo a la secuencia anterior se llega a:

$$G' = 14.6683 \text{ lb/h-ft}$$

7'. Temperatura de la película.

$$t_w = 161.7134 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_r = 179.7947 \text{ }^\circ\text{F}$$

8'. Propiedades a la temperatura de la película.

$$\rho_r = 60.4633 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_r = 1.8295 \text{ lb/ft-h}$$

$$k_r = 0.3910 \text{ BTU/h-ft-}^\circ\text{F}$$

9'. Coeficiente de película hi referido al diámetro externo.

$$h_i = 1430.9231 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = 1136.9335 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

10 Calcular el coeficiente total de transferencia de calor limpio.

$$U_c = 394.609 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

11. Calcular el coeficiente total de diseño de transferencia de calor.

$$U_b = 220.5483 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

12. Area de transferencia de calor.

$$A = 30.6346 \text{ ft}^2$$

13. Longitud de trayectoria total.

$$L = 89.0540 \text{ ft}$$

14. Número de horquillas.

$$N = 3$$

15. Recalculando A y L.

$$A = 30.96 \text{ ft}^2$$

$$L = 90 \text{ ft.}$$

16. Recalculando U_b .

$$U_b = 218.2301 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

17. Recalculando R_d .

$$R_d = 2.04816 \text{ E-3}$$

B. Cálculo de la Caída de Presión.

- TUBO.

18. Factor de fricción.

$$f = 1.0014 \text{ E-2}$$

19. Caída de Presión.

$$\Delta P = 0.033611 \text{ lb/in}^2$$

- ANULO.

18. D_e'

$$D_e' = 0.0623 \text{ ft}$$

19. Número de Reynolds para caída de Presión.

$$Re = 18981.4765$$

20. Factor de fricción.

$$f = 7.7141 \text{ E-3}$$

21. F_a .

$$F_a = 4.5921$$

22. F_l .

$$F_l = 0.1201$$

$$V = 2.5778 \text{ ft/s}$$

23. Caída de presión.

$$\Delta P = 2.0279 \text{ lb/in}^2$$

5.11 TANQUE DECANTADOR FA-102.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión: 0.159 cm
2. Eficiencia de soldadura: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 92 °C.
5. Flujo volumétrico de la fase pesada: 78.72 cm³/s
6. Flujo volumétrico de la fase ligera: 4.93 cm³/s
7. Densidad de la fase ligera⁽¹⁶⁾: 0.88 g/cm³
8. Densidad de la fase pesada⁽¹⁶⁾: 1 g/cm³
9. Viscosidad de la fase pesada⁽⁹⁾: 8.5 E-3 g/cm-s
10. Viscosidad de la fase ligera⁽⁹⁾: 1.0 E-2 g/cm-s

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

- a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 107 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Velocidad de asentamiento.

$$d_p = 0.0127 \text{ cm.}$$

$$K_s = 0.6922 \text{ cm}^3/\text{s}^2.$$

- a. Fase ligera.

$$V_{oL} = 0.124 \text{ cm/s.}$$

- b. Fase pesada.

$$V_{oH} = 0.105 \text{ cm/s.}$$

3. Tiempos de asentamiento.

$$t_{aL} = 245.81 \text{ s.}$$

$$t_{aH} = 290.29 \text{ s.}$$

4. Tiempos de residencia.

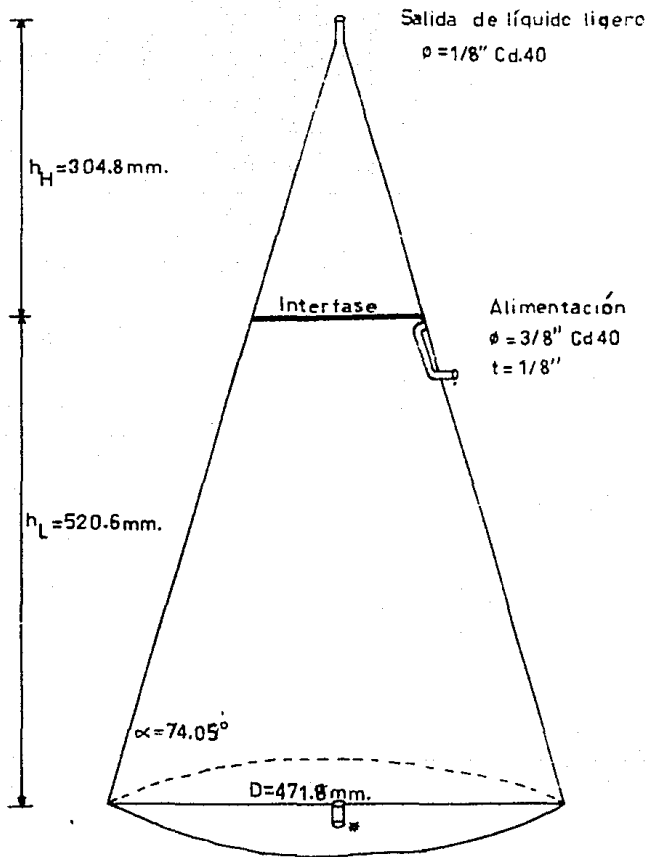
$$t_{rL} = 491.62 \text{ s.}$$

$$t_{rH} = 580.58 \text{ s.}$$

- * Datos de planta.

5. Relación existente entre los tiempos de residencia.
 $\theta = 0.847.$
6. Diámetro y longitud del recipiente.
- a. Diámetro de la interfase.
 $D_i = 17.43 \text{ cm.}$
- b. Angulo de inclinación del equipo.
 $\alpha = 74.05^\circ.$
- c. Diámetro del cono.
 $D = 47.18 \text{ cm.}$
- d. Longitud total del cono.
 $L = 82.54 \text{ cm.}$
- e. Altura de asentamiento de la fase ligera.
 $h_L = 52.06 \text{ cm.}$
7. Checar (L/D) y tiempo de residencia.
- a. Relación (L/D) .
 $(L/D) = 1.749.$
- b. Tiempo de residencia.
- 1b. Volumen total del equipo.
 $V_r = 48,110.00 \text{ cm}^3.$
- 2b. Tiempos de residencia.
 $T_{rH} = 580.38 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 0.034$
 $T_{rL} = 491.58 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 0.034$
8. Cálculo de las boquillas.
- a. Boquilla de alimentación.
 $\phi = 3/8 \text{ in. Cd } 40$
- b. Boquilla de salida del líquido pesado.
 $\phi = 3/8 \text{ in. Cd } 40$
- c. Boquilla de salida del líquido ligero.
 $\phi = 1/8 \text{ in. Cd } 40$
9. Espesor del recipiente.
 $t = 0.3175 \text{ cm} = 1/8 \text{ in.}$

Fig. 5.11.1



* Salida de líquido pesado. $\phi = 3/8''$ Cd.40

Tanque decantador cónico FA-102

5.12 TANQUE DECANTADOR FA-106.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión*: 0.159 cm.
2. Eficiencia de soldadura*: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 29 °C.
5. Flujo volumétrico de la fase pesada: 23.21 cm³/s
6. Flujo volumétrico de la fase ligera: 1.74 cm³/s
7. Densidad de la fase ligera⁽¹⁶⁾: 0.88 g/cm³
8. Densidad de la fase pesada⁽¹⁶⁾: 1 g/cm³
9. Viscosidad de la fase pesada⁽⁹⁾: 8.5 E-3 g/cm-s
10. Viscosidad de la fase ligera⁽⁹⁾: 1.0 E-2 g/cm-s

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

- a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 44^\circ\text{C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Velocidad de asentamiento.

$$d_p = 0.0127 \text{ cm.}$$

$$K_w = 0.6922 \text{ cm}^3/\text{s}^2.$$

- a. Fase ligera.

$$V_{aL} = 0.124 \text{ cm/s.}$$

- b. Fase pesada.

$$V_{aH} = 0.105 \text{ cm/s.}$$

3. Tiempos de asentamiento.

$$t_{aL} = 245.81 \text{ s.}$$

$$t_{aH} = 290.29 \text{ s.}$$

4. Tiempos de residencia.

$$t_{rL} = 491.62 \text{ s.}$$

$$t_{rH} = 580.58 \text{ s.}$$

- * Datos de planta.

5. Relación existente entre los tiempos de residencia.

$$\theta = 0.847.$$

6. Diámetro y longitud del recipiente.

- a. Diámetro de la interfase.

$$D_i = 10.33 \text{ cm.}$$

- b. Angulo de inclinación del equipo.

$$\alpha = 80.37^\circ.$$

- c. Diámetro del cono.

$$D = 26.49 \text{ cm.}$$

- d. Longitud total del cono.

$$L = 78.03 \text{ cm.}$$

- e. Altura de asentamiento de la fase ligera.

$$h_L = 47.55 \text{ cm.}$$

7. Checar (L/D) y tiempo de residencia.

- a. Relación (L/D) .

$$(L/D) = 2.945.$$

- b. Tiempo de residencia.

- 1b. Volumen total del equipo.

$$V_T = 14,328.32 \text{ cm}^3.$$

- 2b. Tiempos de residencia.

$$T_{rN} = 581.13 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 0.095$$

$$T_{rL} = 492.21 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 0.120$$

8. Cálculo de las boquillas.

- a. Boquilla de alimentación.

$$\phi = 1/8 \text{ in. Cd } 40$$

- b. Boquilla de salida del líquido pesado.

$$\phi = 1/8 \text{ in. Cd } 40$$

- c. Boquilla de salida del líquido ligero.

$$\phi = 1/8 \text{ in. Cd } 40$$

9. Espesor del recipiente.

$$t = 0.3175 \text{ cm} = 1/8 \text{ in.}$$

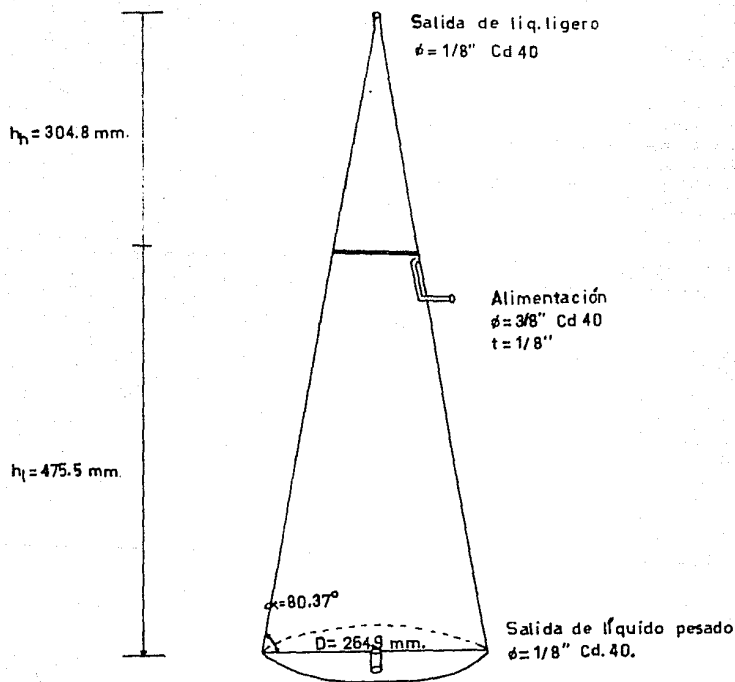


Fig.5.12.1 Tanque decantador FA-106

5.13 DESACEITADOR, FA-105.

DATOS.

1. Flujo de alimentación: 464.1361 g/s.
2. Temperatura de alimentación: 50 °C.
3. Presión de la corriente de alimentación: 1,033.41 g/cm².
4. Entalpía de la corriente de alimentación: 2.0914 E 9 erg/g.
5. Flujo de líquido: 440.9306 g/s.
6. Flujo de vapor: 23.2055 g/s.
7. Densidad del líquido: 1 g/cm³.
8. El equipo no cuenta con malla separadora para permitir el desaceitado del jugo.

CALCULOS.

I. DISEÑO TERMODINAMICO.

1. Condiciones de operación.

$$P_{op} = 25 \text{ g/cm}^2$$

$$T_{op} = 20.7 \text{ °C}$$

$$\rho_v = 1.7782 \text{ E-5 g/cm}^3$$

II. DISEÑO MECANICO.

1. Condiciones de diseño.

- a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 35.7 \text{ °C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 37.8 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Tiempo de residencia.

"Un separador vapor-líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión"; $T_r = 240 \text{ s}$.

3. Velocidad del vapor permitida.

$$K = 6.1$$

$$V_p = 1,446.56 \text{ cm/s}$$

4. Velocidad de diseño.

Tomando un 75% de la V_p se tiene que:

$$V_D = 1,084.92 \text{ cm/s}$$

5. Area transversal de flujo de vapor.

$$A = 1,202.85 \text{ cm}^2$$

6. Diámetro del recipiente.

$$D = 45.72 \text{ cm}$$

7. Checar que la velocidad de diseño se encuentre dentro del rango establecido en el punto 4.

$$V_v = 794.8937 \text{ cm/s}$$

$$\% \text{ en relación a } V_p = 54.95\%$$

De aquí se deduce que el diámetro calculado es correcto.

8. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidades recomendadas.

$$V_{\max} = 385.54 \text{ cm/s}$$

$$V_{\min} = 231.34 \text{ cm/s}$$

1b. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\max}; \phi = 1.24 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\min}; \phi = 1.60 \text{ cm.}$$

Por lo tanto el diámetro es igual a 1.58 cm.

b. Boquilla de salida.

Fase vapor.

1b. Velocidad recomendada.

$$V_{\text{recomendada}} = 121,920 \text{ cm/s.}$$

2b. Diámetro de la boquilla.

$$\phi = 4.09 \text{ cm}$$

Fase líquida.

3b. Velocidad recomendada.

$$V_{\max} = 243.84 \text{ cm/s}$$

$$V_{\min} = 91.44 \text{ cm/s}$$

4b. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\max}; \phi = 1.52 \text{ cm}$$

$$\text{Para } V_{\min}; \phi = 2.48 \text{ cm}$$

Por lo tanto el diámetro se toma igual a 2.09 cm.

9. Longitud del recipiente.

El equipo no cuenta con malla separadora; por lo tanto $S = 0$ y $h_u = 0$.

$$h_v = 101.43 \text{ cm, por lo tanto } h_v = 122 \text{ cm.}$$

$$h_{bn} = 25.134 \text{ cm}$$

$$h_r = 64.458 \text{ cm}$$

$$h_b = 15.2 \text{ cm}$$
$$L = 243.84 \text{ cm}$$

10. Checar (L/D) y el tiempo de residencia.

a. Relación (L/D).

$$(L/D) = 5.33$$

Este valor se sale del rango establecido por lo tanto, se cambia el diámetro del recipiente y se vuelven a calcular las etapas 7, 9 y 10.

6. Diámetro del recipiente.

Se ha fijado como el inmediato superior al calculado con anterioridad. Esto es para que la longitud del recipiente disminuya y la relación (L/D) caiga dentro del rango establecido.

$$D = 60.96 \text{ cm}$$

7. Checar la velocidad de diseño.

$$V_v = 447.13 \text{ cm/s}$$

$$\% \text{ en relación a } V_p = 30.91\%$$

9. Longitud del recipiente.

$$h_v = 122 \text{ cm}$$

$$h_{bn} = 28.18 \text{ cm}$$

$$h_r = 36.26 \text{ cm}$$

De lo anterior $L = 213.36 \text{ cm}$, el cual no es un ancho comercial; sin embargo, en este caso las condiciones de proceso mandan sobre las consideraciones económicas.

10. Checar (L/D) y T_r .

$$(L/D) = 3.5$$

b. Tiempo de residencia.

$$h_r = 47.98 \text{ cm}$$

$$T_{rr} = 317.4 \text{ s}$$

$$\% \text{ Error} = 32.3\%$$

Este "colchón" de que dispone el tiempo de residencia, se puede reducir en aras de un aumento de garantía en la eficiencia de separación; esto es, un aumento en el valor de h_{bn} para evitar que la corriente de alimentación "salpique" la fase de vapor separada de gotas de líquido.

Basandose en lo anterior se procederá a corregir tanto la magnitud de h_{bn} y de T_{rr} .

Para realizar éste cálculo es necesario hacer hincapié en distinguir perfectamente entre hr requerido y hr disponible. El primero es el valor obtenido de la ecuación A.6.20 y que por la naturaleza de su origen es fácil darse cuenta que este valor proporciona una magnitud de tiempo de residencia igual al establecido en el punto Z. Por otro lado, el segundo es la magnitud obtenida al redondear la longitud calculada del recipiente a un valor disponible. La corrección se inicia con el cálculo de la diferencia existente entre hr disponible y hr requerido.

$$hr(\text{disp}) - hr(\text{req}) = 11.72 \text{ cm.}$$

Como se corrigiera tanto h_{bn} como T_{RR} , la diferencia anterior es dividida en dos partes iguales, es decir:

$$h_{bn}(\text{Real}) = h_{bn}(\text{calculado}) + 11.72/2$$

$$h_{bn}(\text{Real}) = 34.04 \text{ cm}$$

De la ecuación A.6.22.

$$hr = 42.12 \text{ cm.}$$

Verificando el tiempo de residencia, se tiene que:

$$T_{RR} = 279 \text{ s.}$$

$$\% \text{ Error} = 16.2$$

11. Selección de cabezales.

Se usaran tapas planas.

12. Espesor de campana.

$$t = 0.397 \text{ cm}$$

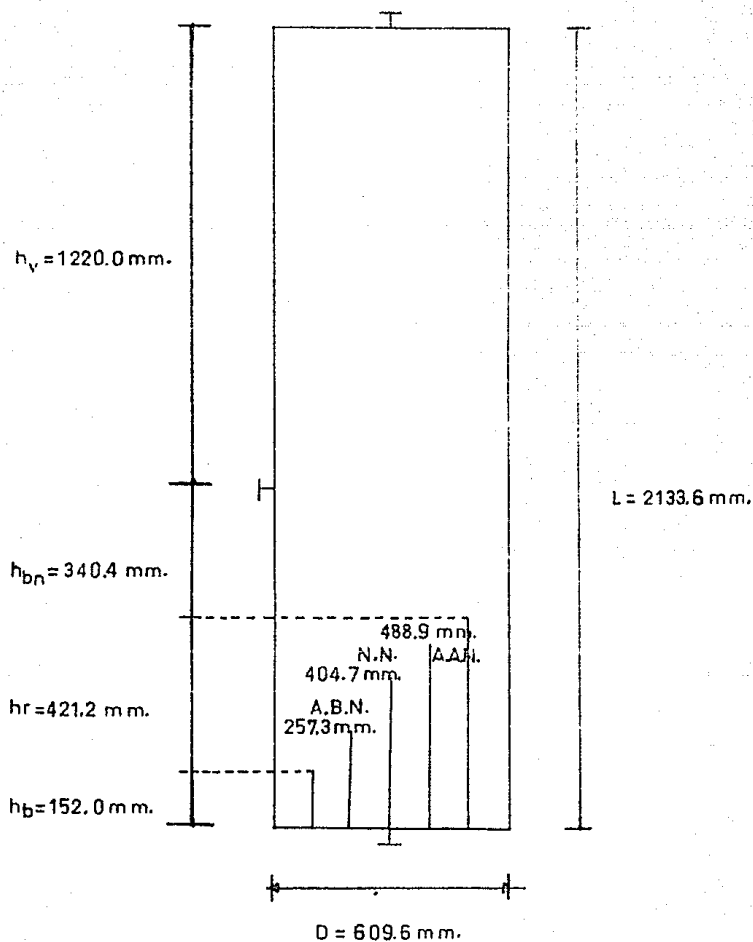
13. Niveles en el recipiente.

$$A.B.N. = 25.73 \text{ cm.}$$

$$N.N. = 40.47 \text{ cm.}$$

$$A.A.N. = 48.89 \text{ cm.}$$

Fig. 5.13.1



Desaceitador.

5.14 DESTILADOR CON ARRASTRE DE VAPOR, DA-101.

CONSIDERACIONES.

1. El tiempo de destilación es de 8 horas.
2. Debido a que la planta opera 16 horas por día, el flujo que se manejará en cada destilador será lo correspondiente a la tercera parte de la producción de un día.
3. La planta contará con 3 destiladores.
4. La composición del destilado es 16:1 vol-vol de agua-aceite.
5. El tipo de vapor que se usará para la destilación es vapor de de 4 Kg.

DATOS.

1. Flujo de alimentación al destilador: 1576.64 Kg/h.

Composición	Flujo (Kg./h)
Agua	1560.73
Acelte	15.83
Detritos	0.08

2. Flujo a la salida del destilador: 299.65 Kg/h.

Composición	Flujo (Kg/h)
Agua	283.82
Acelte	15.83

3. Temperatura inicial de la mezcla: 29 °C.
4. Temperatura de destilación de la mezcla: 92 °C.
5. Masa en cada destilador: 8,408 Kg.
6. Relación agua-aceite a la salida del destilador: 16:1 en volumen.
7. Presión del vapor que se usará en la destilación: 59.56 lb/in².
8. Temperatura del vapor que se usará para la destilación: 144.83 °C.
9. Entalpía del líquido saturado: 262.09 BTU/lb.
10. Entalpía del vapor saturado: 1177.60 BTU/lb.
11. Entalpía de vaporización: 915.50 BTU/lb.
12. Capacidad calorífica de la mezcla: aproximadamente 1 BTU/lb-°F.
13. Densidad del líquido en el destilador: aproximadamente 1000 Kg/m³.

CALCULOS.

1. Flujo de calor necesario para calentar la mezcla.

$$Q = 2'100.148.01 \text{ BTU}$$

2. Masa de vapor necesaria para calentar la mezcla.

$$m = 809.67 \text{ Kg. de vapor}$$

3. Requerimientos reales de vapor.

$$mR = 1156.67 \text{ Kg. de vapor.}$$

4. Cantidad de vapor requerido para realizar el arrastre del aceite.

$$V_b = 1,513.6 \text{ m}^3$$

5. Flujo de vapor por hora.

$$W = 189.2 \text{ Kg/h.}$$

6. Volumen del liquido en el destilador.

$$V_D = 8.408 \text{ m}^3$$

7. Volumen del tanque.

$$V = 10.93 \text{ m}^3$$

8. Diámetro del tanque.

$$D = 2 \text{ m}$$

9. Selección de tapas.

Las tapas del tanque son cónicas por ser las más adecuadas para colocar el distribuidor de vapor y por ser las de uso común en este tipo de equipos. Estas tendrán una altura en el centro de 0.5 m.

- Volumen de las tapas.

$$V_{TD} = 0.52 \text{ m}^3$$

10. Volumen del distribuidor.

El distribuidor recomendado, dato de planta, se toma de 1" de diámetro con perforaciones para la salida del vapor de 1/4" y un metro de longitud a partir del centro, con 6 ramales de distribución en un arreglo hexagonal.

$$V_E = 3.04 \text{ E-3 m}^3$$

11. Volumen del cuerpo del destilador.

$$V_C = 9.88 \text{ m}^3$$

12. Altura del cuerpo.

$$A_C = 3.15 \text{ m.}$$

13. Altura total del destilador.

$$A_T = 4.15 \text{ m.}$$

14. Especificación del tubo de salida del vapor de destilación.

La especificación corresponde a datos obtenidos en planta.

- a. El tubo será de tipo conico.
- b. Diámetro menor del tubo: 2 in.
- c. Diámetro mayor del tubo: 8 in.
- d. Longitud del tubo: 2 m.

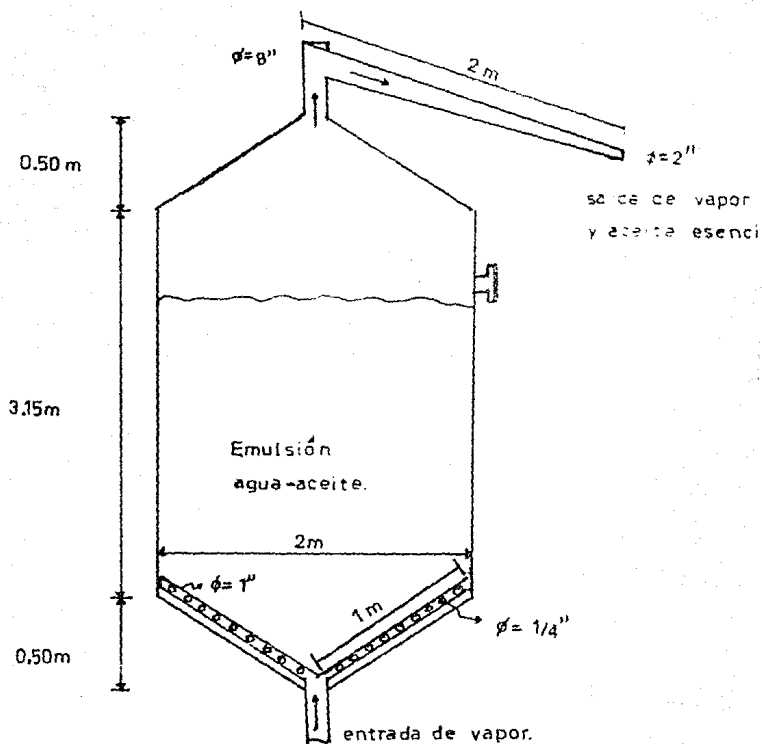


Fig. 5.14/1 Destilador con arrastre de vapor.

5.15 LAVADORA DE CASCARA, JD-102.

CONSIDERACIONES PARA LA ESPECIFICACIÓN DEL EQUIPO.

- La especificación del equipo se limitará al cálculo del transportador de tornillo a ser usado.
- El tiempo de residencia se fijó de acuerdo a datos de planta.
- La longitud disponible, es un dato supuesto, fijado por la distancia entre equipos terminales.

DATOS.

- Flujo másico: 13,714.27 lb/h
- Longitud disponible: 40 ft.
- Densidad del material en condición libre: 62.5 lb/ft³.
- Densidad del material: 62.5 lb/ft³.
- Tiempo de residencia: 0.0833 h = 5 min.

CALCULOS.

1. $Q = 219.88 \text{ ft}^3/\text{h}$.
2. $D_r = 1.14 \text{ ft} = 14 \text{ in}$.
3. De la figura A.9.1, tenemos que la velocidad angular del equipo es:

$$N = 3.5 \text{ rpm}$$

4. Potencia requerida por el equipo.

- a. Se usarán soportes de estelita, ya que el agua es un elemento muy corrosivo. Por lo tanto de la tabla A.9.1 el valor de la constante A es de 345.
- b. El valor de la constante F, tomado de la tabla A.9.2, se obtuvo haciendo un promedio de los casos más parecidos al que aquí se maneja.

$$F = 0.9$$

- c. Con las constantes anteriores se tiene que la potencia es:

$$\text{HP} = 1.54 \text{ HP} = 2 \text{ HP}$$

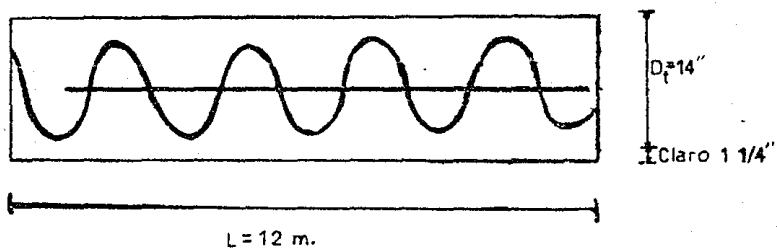
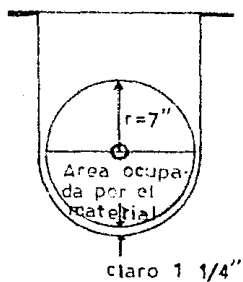


Fig. 5.15.1 Lavadora de cáscara.

5.16 LAVADORA DEL FRUTO LIMON, PA-101.

Este equipo tiene como finalidad eliminar cualquier suciedad y/o impureza del fruto que no permita su industrialización.

Esta máquina consiste, fig 5.16.1 y 5.16.2, en una caja rectangular en la cual se almacena el agua de lavado (agua y borax), y por la cual son obligados a pasar los frutos mediante el choque de unos con otros, realizandose de esta manera la eliminación de impurezas. En la parte final de esta caja se tiene un transportador de rodillos el cual tiene como función el transporte del fruto desde este equipo a la zona de industrialización.

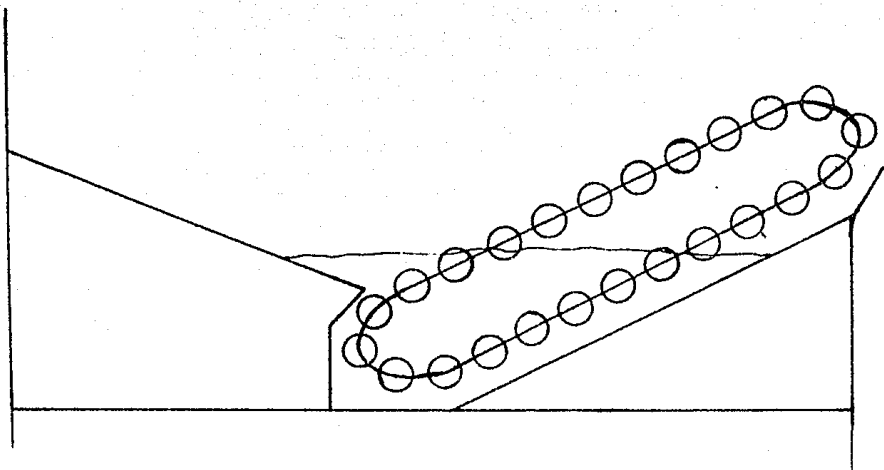
Las dimensiones de esta máquina son:

Ancho = 1000 mm.

Largo = 2000 mm.

Altura = 500 mm.

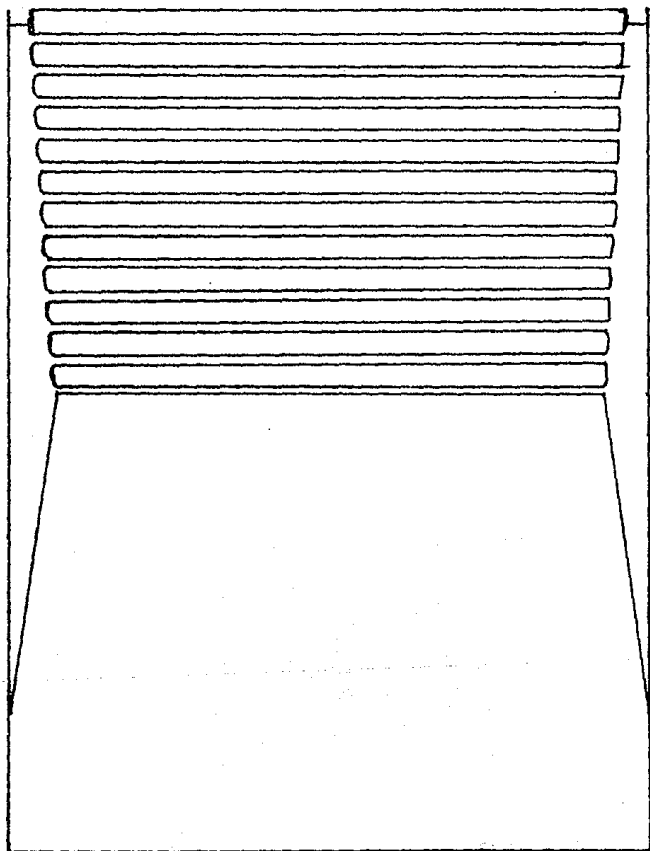
• Datos de fabricante: Polinox, S.A.



Lavadora de limón fruta

Fig. 5.16.1

Fig. 5.16.2



Vista superior de la lavadora de limón fruta

5.17 MAQUINA EXTRACTORA DE ACEITE, PA-102.

Para realizar esta operación se seleccionó la máquina extractora de aceite "Sfumatrice Indelicato Tipo MK", ya que sus características de fabricación como de operación son adecuadas para el proceso que se está manejando. Las ventajas que presenta son:

- La máquina opera sobre el fruto entero.
- La calidad del aceite obtenido es menor que el que se obtiene mediante el procesamiento de la cáscara pero mayor que el obtenido por muchas máquinas que operan sobre el fruto entero.
- Después de la operación de extracción, la cáscara del fruto aparece íntegra, lo que permite que los frutos destinados al consumo humano pueda extraerse el aceite sin que su apariencia sea afectada.

DESCRIPCION DE LA MAQUINA.

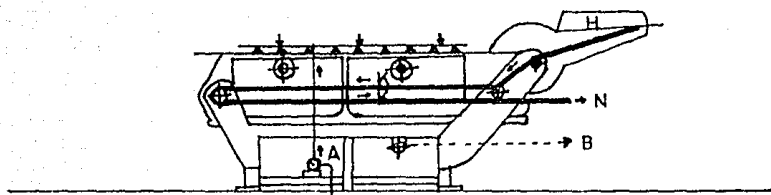
Este equipo está constituido por una caja de acero inoxidable, en cuyo interior hay dos planos vibrantes constituidos de cintas verticales de acero inoxidable que tienen la forma de hojas de sierra distanciadas a un centímetro.

Una tolva situada en la parte posterior de la máquina regula la entrada de los frutos hacia los planos vibrantes y unas paletas controlan el avance de los mismos.

Por efecto de las vibraciones, los frutos rebotan y giran en todos los sentidos, y las puntas penetran en todas las celdas oleíferas, provocando la expulsión del aceite que es arrastrado por una lluvia de agua. Un cedazo elimina los detritos y de esta forma se obtiene un líquido suficientemente limpio, ver figura 5.17.1 y 5.17.2.

ESPECIFICACION DEL EQUIPO, FIGURA 5.17.3.

- Número de máquinas necesarias: 2
- Capacidad de elaboración por máquina: 2,500 K/h .
- Tiempo de residencia: 50 a 200 segundos .
- Potencia instalada por máquina: 9.5 HP .
- Velocidad de rotación de la máquina: 2,500 rpm .



- H = Tolva de alimentación.
K = Puntas vibrantes (cama de fakir).
A = Agua de recirculación.
B = Salida de emulsión
N = Descarga de frutos.

Fig. 5.17.1 Máquina Stumatrice Indelicato tipo MK
esquema de funcionamiento.

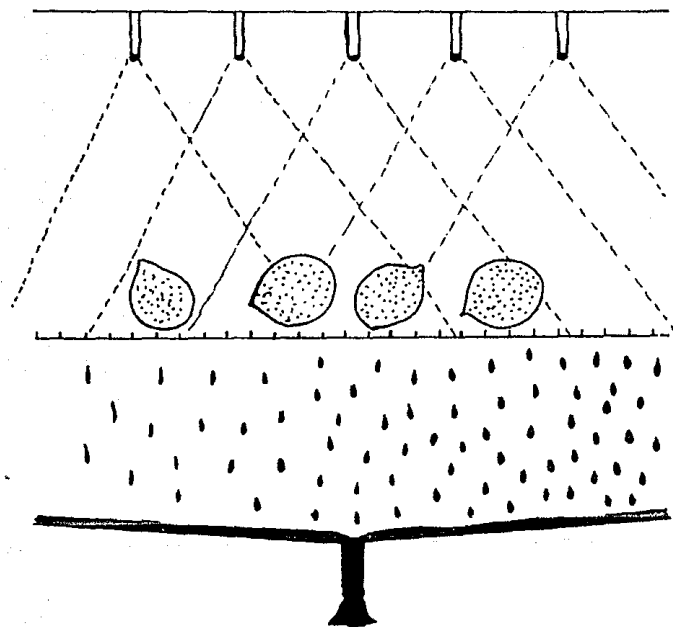


Fig. 5.17.2 Detalle de funcionamiento.

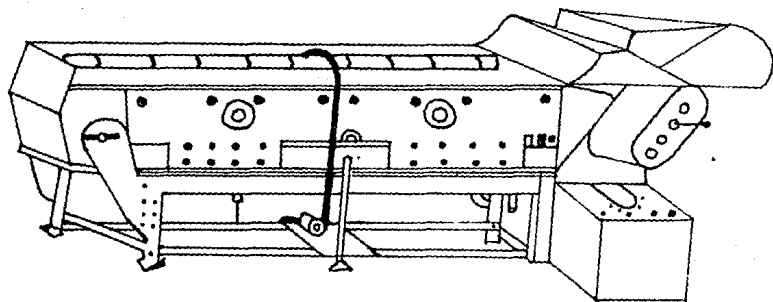


Fig. 5.17.3 Máquina Sfumatrice Indelicato tipo MK.

5.18 MAQUINA EXTRACTORA DE JUGO, PA-103.

Para realizar esta operación se seleccionó la máquina extractora del tipo de "piñas": Birillatrice BS40. Sus características tanto de fabricación como de operación presentan ventajas para el proceso que se maneja. Estas ventajas son:

- Rendimiento más alto en jugo.
- Automaticidad de funcionamiento.
- Esta máquina ha eliminado los inconvenientes clásicos de las extractoras del tipo de "piñas"; es decir, la eventualidad de que el medio fruto gire con la piña ó que la cáscara se quede pegada a la piña después de la extracción, sobre todo cuando se opera con frutos ya sometidos a la extracción del aceite.
- Posibilidad de procesar frutos no calibrados de diámetro comprendido entre 35 y 90 mm.
- Elevada capacidad de elaboración.

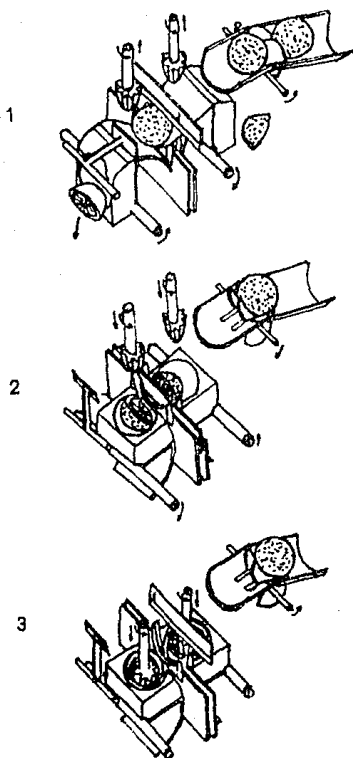
DESCRIPCION DE LA MAQUINA.

La operación de esta máquina consiste en un ciclo de 3 etapas, las cuales están representadas en la figura 5.18.1. En la primera etapa se lleva a cabo la alimentación del fruto y la expulsión de los medios frutos exprimidos. En la segunda etapa una cuchilla corta los frutos por mitades y estas van a caer a dos cavidades hemisféricas preparándose para la fase de extracción y, finalmente, en la tercera etapa las piñas realizan la extracción del jugo mediante dos movimientos, uno vertical de acercamiento y otro horizontal (rotatorio) de extracción.

ESPECIFICACION DEL EQUIPO, FIGURA 5.18.2.

- Número de máquinas necesarias: 2.
- Capacidad de elaboración por máquina: 2,000 Kg/h .
- Potencia instalada por máquina: 5.5 HP .

Fig. 5.18.1



Birillatrice BS 40; esquema de funcionamiento.

- 1.- alimentación de frutos y expulsión de los medios frutos exprimidos.
- 2.- corte de los frutos.
- 3.- extracción del jugo.

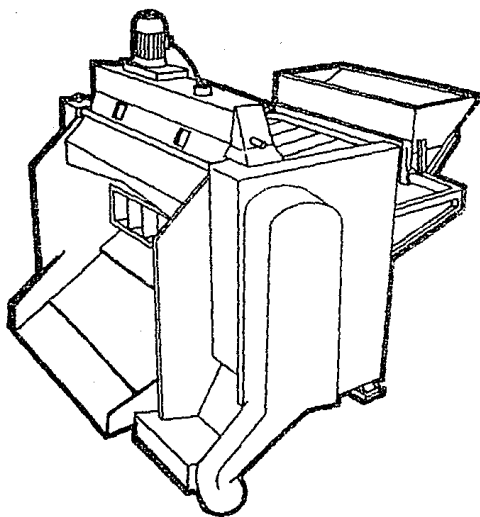


Fig. 5.18.2 Máquina extractora de jugo.

5.19 MOLINO, M-101.

La especificación del equipo se limitará a seleccionar el tipo de molino más apropiado para llevar a cabo la molienda de la cáscara de limón, así como determinar la potencia requerida por el mismo.

DATOS.

- Tamaño de la alimentación: 25,000 μ .
- Tamaño del producto: 10,800 μ .
- Flujo másico: 2.4540 Ton corta/h.
- Índice de trabajo: 283.13 Kwh/Ton corta.
- Humedad (Constitución): 77.5%.
- Material suave y correoso.

CALCULOS.

1. De acuerdo a la tabla A.8.1, el material que se quiere moler tiene una dureza suave, además de ser correoso.
2. Preselección del equipo.

Con la presente información y la tabla A.8.2 se puede observar que los molinos que podrían servir para llevar a cabo esta trituración son los siguientes:

- a. De conos.
- b. De cubeta.
- c. De rodillo dentado.
- d. Rotatorios.
- e. Machacadora de martillos.

A continuación se hace una breve descripción del diseño y características de cada uno de estos molinos para decidir cual es el más apropiado.

- a. Molino de conos.

En éste tipo de equipo el cabezal cónico gira de manera muy semejante al de las trituradoras giratorias, pero el cono recorre una distancia mayor y gira más aprisa. La reducción de tamaños del material se realiza mediante una serie de rápidos golpes a su paso por la cavidad

trituradora.

b. Molino de cubeta.

Consiste de una ó varias ruedas trituradoras que giran en una cubeta; ésta puede permanecer fija mientras las muelas ruedan sobre ella, ó bien pueden girar haciendo girar las muelas por rozamiento. Las muelas son de piedra ó de hierro provistas de llantas de acero.

c. Molino de rodillos dentados.

Estos molinos consisten de uno ó varios cilindros girando en un plano horizontal. Los cilindros pueden ser corrugados ó dentados, de diámetros iguales ó distintos, y pueden girar a la misma velocidad ó con diferentes velocidades. El modelo más sencillo consiste en un cilindro trabajando contra una placa, el cual se utiliza para la trituración grosera.

d. Molinos rotatorios.

La trituración se lleva a cabo mediante un cono con grandes dientes en la parte superior para la trituración primaria y dientes pequeños ó surcos para la trituración final.

e. Machacadora de martillos.

Consta de martillos pivotados, montados sobre un eje horizontal. La trituración tiene lugar por el choque entre dichos martillos y la placa rompedora. Debajo del rotor puede ponerse una rejilla cilíndrica que retiene el material hasta que alcance un tamaño suficientemente pequeño para pasar entre sus barras.

De acuerdo con lo anterior y sabiendo que la cáscara de limón es un material correoso, se puede llegar a la conclusión de que el molino de cubeta y rodillo dentado no sirven para los fines de proceso, ya que el material no sería molido, sino que únicamente sería comprimido provocando su deformación pero nunca su fractura. Por otra parte, los molinos de conos y rotatorios podrían servir, pero tienen la desventaja de tener un tiempo de residencia pequeño en comparación con el molino de martillos, el cual por tener la criba que retiene el material

hasta que éste tenga el tamaño suficientemente pequeño como para pasar a través de ella, viene a ser la mejor opción. Por lo tanto, el tipo de molino que se propone para la operación es la machacadora de martillos.

3. Potencia requerida por el equipo.

$$K = 2.2107 \text{ E-5}$$

$$E = 3.0298 \text{ Kwh/Ton corta}$$

$$P = 7.4353 \text{ Kw} = 10 \text{ HP}$$

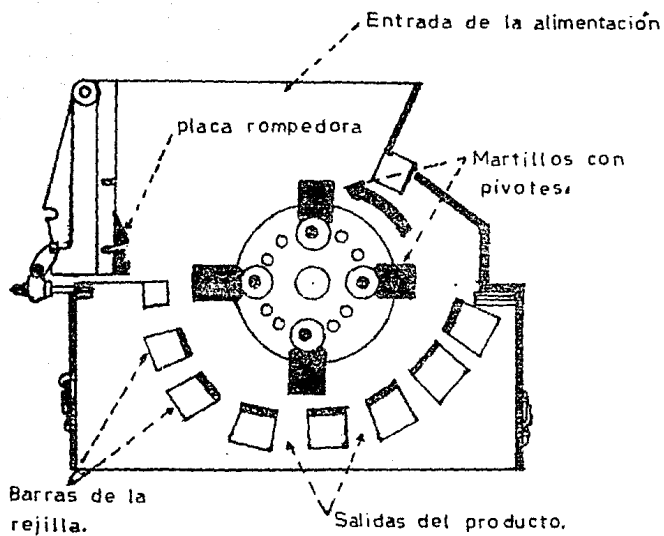


Fig. 5. 19.1 Trituradora de martillos.

5.20 PASTEURIZADOR, EC-101.

CARACTERÍSTICAS, CONSIDERACIONES Y CONDICIONES DE OPERACION DEL PASTEURIZADOR.

- El Jugo será calentado hasta una temperatura de 77°C (170.6°F) temperatura óptima para la pasteurización de éste.
- Debido a que el Jugo pasa a través del grupo de placas en un tiempo no superior a 10-15 seg., mientras que para la destrucción completa de los microorganismos y enzimas son necesarios no menos de 30-35 seg., el Jugo después de ser calentado se pasa a través de un tubo de sección y largo adecuado, el cual se conoce con el nombre de tubo de sostenimiento.
- El tiempo de sostenimiento será de 40 segundos.
- Dado que el Jugo que sale del pasteurizador pasa directamente al concentrador, se requiere que llegue a una temperatura aproximada de 50°C (122°F); el Jugo es enviado del tubo de sostenimiento a un conjunto de placas donde se realiza el precalentamiento del Jugo que va a ser pasteurizado, fig. 5.20.1.
- Las propiedades se calculan a partir de correlaciones que toman en cuenta la composición del Jugo y se determinan a la temperatura promedio de cada corriente.
- El cálculo del área de transferencia se hace en base al procedimiento establecido por R. A. Euanopane.
- Los datos de ancho entre placas, espesor y área de transferencia de cada placa corresponden tanto a información de planta como a lo reportado por E. L. Watson.
- El cálculo de la caída de presión se realiza de acuerdo a la fórmula establecida por Watson.
- Los valores del factor de obstrucción son tomados de acuerdo a lo que reporta J. Marriot.

CALCULOS.

I. Recuperación de Energía

DATOS.

- Flujo de Jugo: 3536.83 lb/h de Jugo para ambas corrientes.

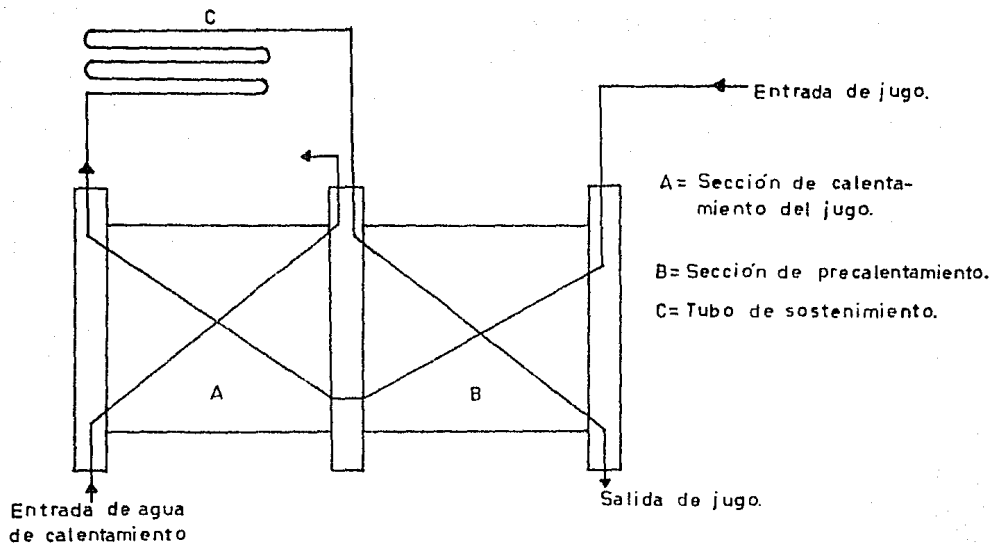


Fig. 5.20.1 PASTEURIZADOR.

- $T_e = 167 \text{ }^\circ\text{F}$
- $T_s = 122 \text{ }^\circ\text{F}$
- $t_e = 84.2 \text{ }^\circ\text{F}$
- $c = 0.9614 \text{ BTU/lb-}^\circ\text{F}$
- Factor de obstrucción: $0.00049 \text{ h-ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/BTU}$
- Conductividad térmica de las placas = $113 \text{ BTU/h-ft-}^\circ\text{F}$
- Se usarán placas de:
 - Acero inoxidable.
 - Longitud: 2.44 ft.
 - Ancho de la placa: 0.74 ft.
 - Ancho entre placas: 0.015 ft.
 - Espesor de la placa: 0.003 ft.

CALCULOS.

A. Area de transferencia de calor.

1. $Q = 153,443.6 \text{ BTU/h}$
 $t_s = 129.33 \text{ }^\circ\text{F}$

2. Propiedades.

	Corriente Fría	Corriente Caliente
$c \text{ (BTU/lb-}^\circ\text{F)}$	0.9614	0.9641
$\mu \text{ (lb/ft-h)}$	2.3768	1.5664
$k \text{ (BTU/h-ft-}^\circ\text{F)}$	0.3496	0.3636
$\rho \text{ (lb/ft}^3 \text{)}$	63.2800	62.6800

3. $MLDT = 37.74 \text{ }^\circ\text{F}$

4. $Re_f = 4021.80$

$Re_c = 6102.00$

$Pr_f = 6.5362$

$Pr_c = 4.1534$

5. $h_f = 1379.12 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

$h_c = 1568.90 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

6. $U_c = 719.92 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

7. $U_b = 532.1857 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

1er. Iteración.

8. $A = 7.64 \text{ ft}^2$

9. $N = 4.24 \rightarrow 5$

2da. Iteración.

8. $F = 0.74 \rightarrow A = 10.32 \text{ ft}^2$

9. $N = 5.73 \rightarrow 6$

Jer. Iteración.

8. $F = 0.725 \rightarrow A = 10.54 \text{ ft}^2$

9. $N = 5.85 \rightarrow 6$

Por lo Tanto $A = 10.80 \text{ ft}^2$

B. Caída de Presión.

Corriente Caliente.

1. $f = 0.3408$

2. $G = 88.5092 \text{ lb/ft}^2\text{-h}$

3. $\Delta P = 4.4834 \text{ lb/in}^2$

Corriente fría

1. $f = 0.3659$

2. $G = 88.5092 \text{ lb/ft}^2\text{-h}$

3. $\Delta P = 6.3561 \text{ lb/in}^2$

II. Calentamiento del Jugo (de 129.6°F - 170.6°F)

Datos.

- Flujo de Jugo: 3536.83 lb/h

- $t_o = 129.6^\circ\text{F}$

- $t_a = 170.6^\circ\text{F}$

- Medio de Calentamiento: Agua.

- $T_o = 203^\circ\text{F}$

- $T_a = 149^\circ\text{F}$

- Propiedades.

	Jugo	Agua
ρ (lb/ft^3)	62.6800	62.4000
c ($\text{BTU/lb-}^\circ\text{F}$)	0.9541	1.0500
μ (lb/ft-h)	1.5664	0.8712
k ($\text{BTU/h-ft-}^\circ\text{F}$)	0.3636	0.3960

Cálculos.

A. Area de Transferencia de Calor.

1. $Q = 140,769.62 \text{ BTU/h}$

$W = 2,482.70 \text{ lb/h}$

2. $MLDT = 25.51^\circ\text{F}$

3. $R_{ef} = 6102.53$

$P_{rf} = 4.1534$

4. $h_r = 1568.90 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

5. $U_c = 768.59 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

6. $U_b = 558.32 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

$R_{ec} = 7702.02$

$P_{rc} = 2.2984$

$h_c = 1576.80 \text{ BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

1er. Iteración.

7. $A = 9.88 \text{ ft}^2$

8. $N = 5.49 \quad 6$

2da. Iteración.

7. $F = 0.79 \quad A = 12.51 \text{ ft}^2$

8. $N = 6.95 \quad 7$

3er. Iteración.

7. $F = 0.775 \quad A = 12.75 \text{ ft}^2$

8. $N = 7.08 \quad 7$

Por lo tanto $A = 12.60 \text{ ft}^2$

B. Caída de Presión.

Corriente Caliente.

1. $f = 0.3276$

2. $G = 62.1296 \text{ lb/ft}^2\text{-h}$

3. $\Delta P = 2.8439 \text{ lb/in}^2$

Corriente fría.

1. $f = 0.3408$

2. $G = 88.5092 \text{ lb/ft}^2\text{-h}$

3. $\Delta P = 5.9778 \text{ lb/in}^2$

III. TUBO DE SOSTENIMIENTO.

Datos.

- Flujo: 3536.83 lb/h .

- Densidad: 62.68 lb/ft^3 .

- Tiempo de residencia: 40 s .

- Diámetro nominal: $1 \frac{1}{2}"$ Cd: 40

CALCULOS.

1. Flujo volumétrico.

$$Q_v = 56.4267 \text{ ft}^3/\text{h}$$

2. Longitud del tubo de sostenimiento.

$$L_t = 44.3469 \text{ ft.}$$

5.21 PRENSA HIDRAULICA, P-101.

DATOS.

1. Modulo de elasticidad, acero⁽¹⁸⁾: $2.1E+6 \text{ Kg/cm}^2$.
2. Presión de prensado: 6.8 Kg/cm^2 .
3. Factor de seguridad⁽²⁹⁾: 3.
4. Flujo másico de cáscara: 618.41 g/s .
5. Densidad de la cáscara⁽¹⁸⁾: 0.953 g/cm^3 .
6. Tiempo del ciclo de prensado: 60 s.

CALCULOS.

1. Volumen del espacio de prensado.

$$V = 77,869.19 \text{ cm}^3$$

2. Dimensiones del espacio de prensado.

- a. Diámetro de la guarnición.

$$D_2 = 36.74 \text{ cm}$$

- b. Longitud de la guarnición.

$$L = 73.47 \text{ cm}$$

- c. Carrera de la barra.

$$h = 48.98 \text{ cm}$$

- d. Longitud de descarga.

$$L_D = 29.39 \text{ cm}$$

- e. Longitud de la boca de alimentación.

$$L_a = 36.74 \text{ cm}$$

- f. Altura de la boca de alimentación.

$$h_a = 5.51 \text{ cm}$$

- g. Diámetro del émbolo.

$$D_1 = 57.26 \text{ cm}$$

3. Tiempos de entrada y salida de la barra.

$$\theta_{Ent} = 22.22 \text{ s.}$$

$$\theta_{Sal} = 37.78 \text{ s.}$$

4. Velocidad de entrada y salida de la barra.

$$V_{Ent} = 2.20 \text{ cm/s}$$

$$V_{Sal} = 1.30 \text{ cm/s}$$

5. Tiempo de descarga.

$$\theta_D = 5.56 \text{ s}$$

- Datos de planta.

6. Flujo volumétrico requerido.

$$Q = 3,523.81 \text{ cm}^3/\text{s}$$

7. Longitud máxima de pandeo del equipo.

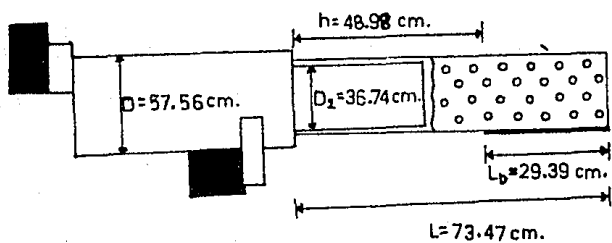
$$F = 7,209.03 \text{ Kgr}$$

$$K = 21,627.10 \text{ Kgr}$$

De la tabla A.11.4:

$$f(l) = 2l$$

$$l = 4629.66 \text{ cm}$$



PRENSA HIDRAULICA.

Fig. 5.21.1

Vista lateral.

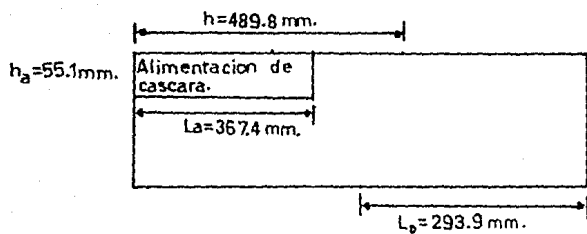
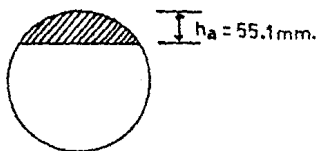


Fig. 5.21.2



Vista frontal.

Fig. 5.21.3

5.22 REFINADOR DE JUGO DE LIMON, FD-102.

Consideraciones:

- El diámetro del orificio del tamiz se fijó de acuerdo a datos de planta ya existentes.
- Los datos correspondientes a las siguientes características son tomados del fabricante del equipo (POLINOX, S. A.).
 - a. Peso del tambor.
 - b. Capacidad del tambor.
 - c. Eficiencia de transmisión.
 - d. Altura total.
 - e. Largo total.
 - f. Ancho total.
 - g. Peso neto.
- La densidad del jugo para fines de cálculo se considero de 1.0 kg/lt , ya que la concentración es muy baja (10 °Brix).

Datos.

- Diámetro del tambor: 0.35 m.
- Flujo másico: 1,938.06 kg/h.
- Peso del tambor: 25 kgr.
- Capacidad del tambor: 96 lt.
- Densidad del jugo: 1.0 kg/lt.
- Eficiencia de transmisión: 75%.

Cálculos.

1. Velocidad crítica de rotación del tambor: 71.42 rpm.
2. La velocidad de rotación del tambor se considera el 33% de la velocidad crítica, ya que así se evita la emulsificación del jugo con aire, por tanto:
$$N = 24 \text{ rpm.}$$
3. Velocidad tangencial (U): 0.44 m/s.
4. Peso del jugo que se encuentra dentro del tambor en un instante dado (Pj): 48 kgr.
5. Fuerza que actúa sobre el tambor (F): 73 kgr.
6. Potencia requerida: 0.57 HP = 3/4 HP.
7. Tiempo de residencia (θ_R): 0.025 h = 1.5 min.

Finalmente, las características del equipo son:

- Altura total: 1.40 m.
- Ancho total: 0.70 m.
- Largo total: 1.70 m.
- Peso neto: 285 kgr.
- Diámetro del orificio del tamiz: 0.2 mm.
- Velocidad del tambor: 24 rpm.
- Potencia del motor: 3/4 HP.
- Tiempo de residencia: 1.5 min.

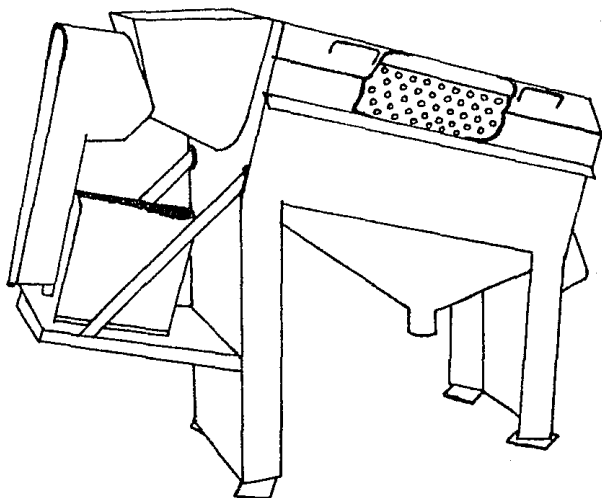


Fig. 5.22.1 Retinador de jugo.

5.23 SECADOR ROTATORIO, FF-101.

DATOS.

- Capacidad calorífica del sólido a la entrada: $3,430 \text{ J/Kg-}^\circ\text{K}$
- Capacidad calorífica del sólido a la salida: $1,121 \text{ J/Kg-}^\circ\text{K}$
- Diámetro de partícula: 0.003 m .
- Diámetro promedio de la distribución de partícula de la alimentación: 0.0127 m .
- Densidad del sólido: 953 Kg/m^3 .
- Humedad del sólido a la entrada: 77.5% .
- Humedad del sólido a la salida: 8.5% .
- Material aislante: Lana mineral.
- Conductividad térmica del aislante: $205.6 \text{ J/h-m-}^\circ\text{C}$.
- Hold up: 0.05 .
- Presión total del sistema: 760 mm Hg .
- Flujo de sólido húmedo: 547.45 Kg/h .
- Temperatura externa del equipo: $40 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Temperatura de entrada del aire: $400 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Temperatura de salida del aire: $120 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Temperatura de rocío: $28.7 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Temperatura de entrada del sólido: $29.4 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Temperatura de salida del sólido: $105 \text{ }^\circ\text{C}$.

RESTRICCIONES.

- El diámetro del secador deberá caer dentro del rango (0.3 a 3 m).
- El número de unidades de transferencia deberá estar entre 1.5 y 2.5 .
- La relación largo del equipo-diámetro del mismo (L/D) deberá caer entre 4 y 10 .
- El tiempo de residencia deberá fluctuar entre 5 min y 2 horas .
- La masa velocidad del gas deberá caer entre 0.27 y $13.5 \text{ Kg/m}^2\text{-s}$.
- La velocidad periférica del secador deberá fluctuar entre 0.2 y 0.5 m/s .

CALCULOS.

1. Humedad del aire de entrada.

$$P_v = 29.8 \text{ mm Hg}$$

$$Y_1 = 0.0253 \text{ Kg agua/Kg aire seco}$$

2. Humedad inicial del sólido.

$$X_1 = 3.444 \text{ Kg agua/Kg sólido seco.}$$

3. Humedad final del sólido.

$$X_2 = 0.0929 \text{ Kg agua/Kg sólido seco.}$$

4. Flujo de sólido seco.

$$S_u = 500.9168 \text{ Kg sólido seco/h.}$$

5. Balance de masa y energía.

Para resolver estos balances es necesario efectuar el siguiente algoritmo:

- Suponer una humedad, Y_2 .
- De la ecuación A.13.9, calcular HG_2 .
- De la ecuación A.13.7, calcular G_s .
- De la ecuación A.13.5, calcular Y_2 .
- Checar éste valor con el supuesto.

Efectuando éste algoritmo se llega a los siguientes resultados:

$$HS_1 = 100,842 \text{ J/Kg}$$

$$HS_2 = 117,705 \text{ J/Kg}$$

$$q = 160'064,925.5 \text{ J/h.}$$

$$Q = 188'311,677.1 \text{ J/h.}$$

$$PQ = 28'246,751.6 \text{ J/h.}$$

$$HG_1 = 484,374.27 \text{ J/Kg}$$

$$Y_2 = 0.1290 \text{ Kg agua/Kg aire seco.}$$

$$HG_2 = 472,561.020 \text{ J/Kg}$$

$$G_s = 15,940.7172 \text{ Kg aire seco/h.}$$

6. Checar que la humedad del aire de salida no llegue a la saturación total.

Para esto es necesario resolver Y_{sat} y T_{sat} , para lo cual se sigue el siguiente algoritmo:

- Suponer T_{sat} .
- De tablas para vapor saturado obtener P_{sat} y ΔH .
- De la ecuación A.13.14, calcular Y_{sat} .
- De la ecuación A.13.15, calcular T_{sat} .
- Comparar este resultado con el supuesto.

Realizando éste algoritmo se llega a los siguientes resultados:

$$- T_{sat} = 62.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

- $P_{sat} = 167.5 \text{ mm Hg.}$
- $\Delta H = 2'349,408 \text{ J/Kg}$
- $Y_{sat} = 0.1754 \text{ Kg agua/Kg aire seco.}$
- Porcentaje de la humedad de salida con respecto a la de saturación = 73.5 %.

7. Propiedades promedio.

$$T_p = 260 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$Y_p = 0.0772 \text{ Kg agua/Kg aire seco.}$$

$$C_{sp} = 1,150.4448 \text{ J/K-}^\circ\text{K.}$$

$$DA = 0.6633 \text{ Kg/m}^3.$$

$$VISP = 2.8 \text{ E-5 Kg/m-s.}$$

8. Velocidad terminal para $DP = 0.003 \text{ m.}$

$$K' = 59.7593 \text{ (zona de Newton).}$$

$$UT = 11.3756 \text{ m/s.}$$

$$N_{Re} = 808.4379$$

$$\eta = 2.60$$

$$VT = 9.9557 \text{ m/s}$$

9. Masa velocidad del aire de secado.

$$G = 6.6036 \text{ Kg/m}^2\text{-s.}$$

10. Diámetro del secador.

$$A = 0.7058 \text{ m}^2$$

$$D = 0.9480 \text{ m}$$

11. Coeficiente de transferencia de calor.

$$G_p = 7.1134 \text{ Kg/m}^2\text{-s}$$

$$U_v = 930.7470 \text{ W/m}^3\text{-}^\circ\text{K}$$

12. Longitud de las unidades de transferencia.

$$HTOG = 8.1623 \text{ m.}$$

13. Número de unidades de transferencia.

(Patrón de flujo a contracorriente).

$$DT2 = 295 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$DT1 = 90.6 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$DTM = 173.1439 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$NTOG = 1.6172$$

14. Longitud del secador.

$$Z = 12.7381 \text{ m}$$

$$(Z/D) = 13.9984$$

Como la relación longitud-diámetro se sale del rango

establecido, se cambia el patrón de flujo establecido y se recalcula la longitud del equipo.

13. Número de unidades de transferencia.

(Patrón de flujo paralelo).

$$DT2 = 370.6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$DT1 = 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$DTM = 110.8799 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$NTOG = 2.5253$$

14. Longitud del secador.

$$Z = 20.6123 \text{ m}$$

$$(Z/D) = 21.7429$$

Para que el requisito de (Z/D) se cumpla se propone un equipo con tres pasos cuya longitud por paso (Z_p) es de :

$$Z_p = 6.8708 \text{ m}$$

$$(Z_p/D) = 7.2476$$

14'. Diámetro de la envolvente del equipo ϕ .

Se fijó en base a limitantes mecánicas de construcción.

$$\phi = 2.67 \text{ m.}$$

15. Tiempo de residencia.

$$M_{vms} = 709.7149 \text{ Kg/m}^2\text{-h}$$

$$\theta = 1.3839 \text{ h.}$$

16. Velocidad de rotación del tambor.

$$D = \phi$$

$$N = 2.1459 \text{ rpm}$$

$$N_c = 25.8872 \text{ rpm}$$

17. Pendiente del secador.

El equipo no tendrá pendiente, ya que es de tres pasos.

18. Altura radial de las aletas.

$$H_f = 0.1138 \text{ m.}$$

19. Número de aletas.

$$V_A = 0.0890 \text{ m}^3$$

$$W = 231.07296 \text{ Kg.}$$

$$V_s = 0.2425 \text{ m}^3$$

$$N_A = 3$$

$$N_f = 7; \text{ se toman 8 elevadores.}$$

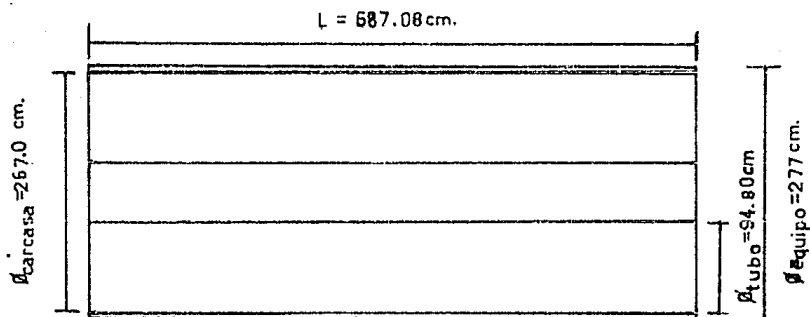
20. Espesor del aislante.

$$q' = 4'111,130 \text{ J/h-m}$$

$$r_o = 1.4306 \text{ m}$$

$$t = 0.0956 \text{ m}$$

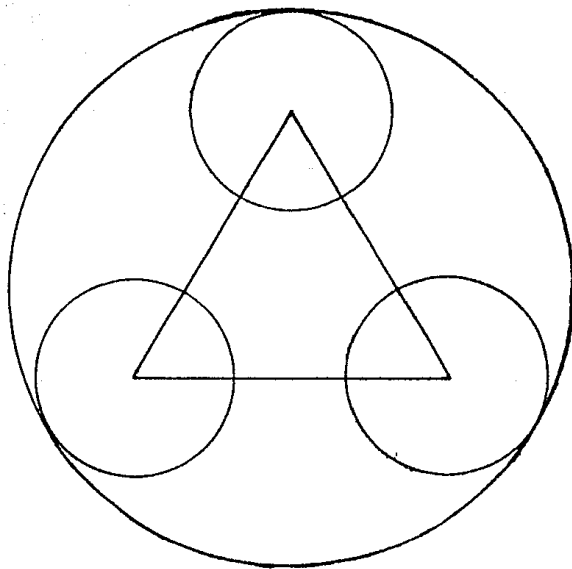
Fig. 5.23.1
 Secador rotatorio.
 Vista lateral.



Aislante (lana mineral)
 Espesor = 9.56 cm.

CARACTERISTICAS:

- $\theta_R = 1 \text{ H.}23 \text{ Min.}$
- Velocidad de rotación = 22647 RPM.
- Pendiente = 0/0 M/M
- $L/D = 7.2476$
- $TS1 = 29.4^\circ\text{C}$
- $TS2 = 105^\circ\text{C}$
- $\phi_{\text{equipo}} = 2.77 \text{ m. (incluyendo aislante)}$
- Elevadores del tipo de 90°
- Número de elevadores = 8
- Altura de los elevadores = 11.38 cm.
- $TG1 = 400^\circ\text{C}$
- $TG2 = 120^\circ\text{C}$
- $T_{\text{ext}} = 40^\circ\text{C}$



Vista frontal

Fig. 5.23.2. Secador rotatorio.

\emptyset carcasa = 2.67 m.

\emptyset tubo = 0.95 m.

pitch = 1.50 m.

Arreglo triangular

Espesor

aislante = 9.560 cm.

5.24 SILO PARA EL ALMACENAMIENTO DE LA CASCARA, FE-102.

Este silo consiste básicamente en una caja cúbica de madera equipado con un fondo de tipo piramidal para que de esta manera la alimentación al transportador de tornillo sea realizada con facilidad, fig. A.14.1.

El diseño presenta las ventajas siguientes:

1. Su cuerpo principal en forma de cubo permite una mayor capacidad de almacenamiento con la mínima cantidad de material de construcción.
2. La sección de descarga de material en forma piramidal permite que la alimentación al transportador de tornillo sea efectuada de una manera rápida y adecuada.

DATOS.

1. Flujo de cáscara: 2,226.28 Kg/h
2. Relación de áreas transversales: 0.0625
3. Angulo de inclinación de la pirámide: 45°
4. Densidad de la cáscara húmeda: 953 Kg/m³
5. Tiempo de residencia^{**}: 1.5 h

CALCULOS.

1. Volumen del silo: 3.5 m³
2. Dimensiones del equipo.
L = 1.50 m.
h_m = 0.5625 m.
l = 0.375 m.

* Dato de planta (Colima).

** Está condicionado por el tiempo de residencia del secador rotatorio.

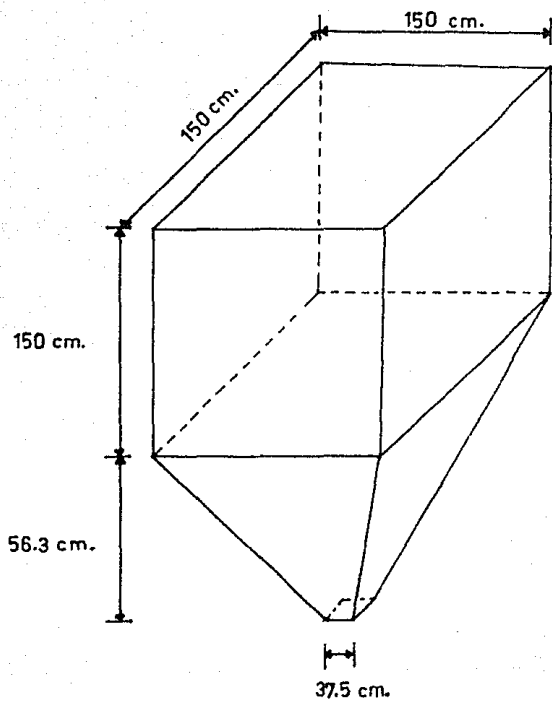


Fig.5.24.1 Sito de almacenamiento de cascara.

5.25 SILO DE ALMACENAMIENTO DEL LIMON, FE-101.

Este silo consiste basicamente en una caja rectangular de madera con una ligera pendiente para que los limones puedan rodar, y de esta manera, la alimentación a la banda transportadora sea realizada con facilidad.

DATOS.

- Coeficiente de fricción^(*) : 0.0749
- Flujo de fruto: 4,000 Kg/h.
- Altura máxima del equipo⁽¹⁾ : 1 m.
- Velocidad del fruto⁽¹⁰⁾ : 1.2192 m/s.
- Densidad aparente del fruto^(*) : 460 Kg/m³.
- Tiempo de residencia del fruto⁽¹⁾ : 6 h.
- Relación largo-ancho : 2.

CALCULOS.

1. Volúmen del silo.

$$V = 52.17 \text{ m}^3$$

2. Para resolver de la ecuación A.15.2 a la A.15.7 se siguió el siguiente algoritmo de cálculo:

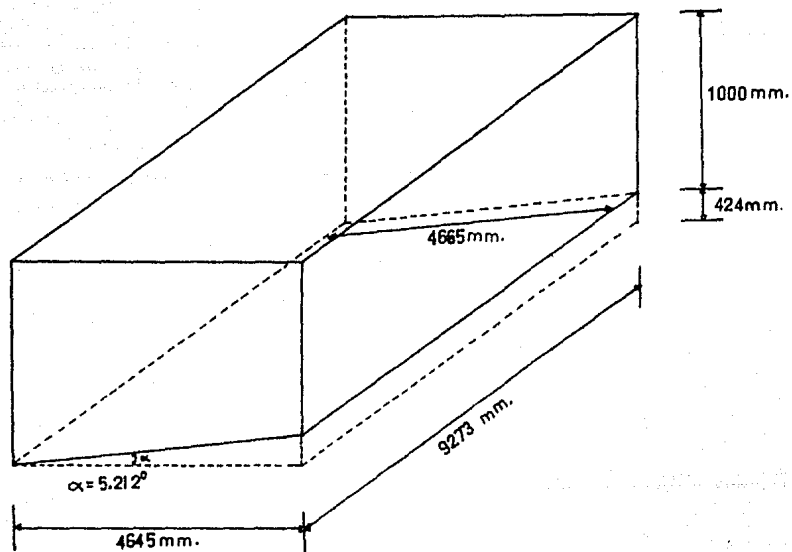
- a. Suponer un ángulo α .
- b. Calcular la aceleración.
- c. Calcular el tiempo t.
- d. Calcular la longitud x.
- e. Calcular la altura h_i.
- f. Calcular el ancho A.
- g. Calcular la longitud L.
- h. Verificar la relación Largo-Ancho.

Con la secuencia de cálculo anterior se llega a los siguientes resultados:

$\alpha = 5.2120^\circ$	$h_i = 0.4240 \text{ m}$
$a = 0.159 \text{ m/s}^2$	$A = 4.6450 \text{ m}$
$t = 7.6520 \text{ s}$	$L = 9.2730 \text{ m}$
$x = 4.6650 \text{ m}$	$L/A = 1.9960 \text{ m}$

* Dato experimental.

Fig 5.25.1.



Silo de almacenamiento de limón.

5.26 TANQUE DE BALANCE A LA SALIDA DE LA MAQUINA EXTRACTORA DE ACEITE, FA-101.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión^{*}: 1/16 in.
2. Eficiencia de soldadura^{*}: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 29 °C.
5. Flujo másico: 511.20 g/s.
6. Densidad del fluido: 1 g/cm³
7. Personal bien entrenado.
8. Instrumentación normal.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

- a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 44 \text{ }^\circ\text{C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Tiempo de residencia.

De la tabla A.6.1.

" Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad que está ligada a un cuarto de control separado"; por lo tanto, $T_R = 1200 \text{ s}$.

$$F_P = 1.2$$

$$F_I = 1.2$$

$$T_{RC} = 1,728 \text{ s.}$$

3. Volumen del tanque.

- a. Volumen ocupado por el líquido.

$$V_L = 883,485.61 \text{ cm}^3$$

- b. Volumen del tanque.

$$V_T = 975,232.20 \text{ cm}^3$$

- ^{*} Datos de planta.

4. Diámetro óptimo.

$$F = 0.02 \text{ in}^{-1}$$

$$D = 91.44 \text{ cm.}$$

5. Selección de cabezales.

De acuerdo a la tabla A.6.4. se usarán tapas planas.

6. Longitud del recipiente.

a. Area transversal del recipiente.

$$A_r = 6,568.24 \text{ cm}^2$$

b. Volúmenes parciales.

$$h_3 = 23 \text{ cm.}$$

$$h_1 = 15.2 \text{ cm.}$$

$$Z_{c1} = 0.17; F(Z_{c1}) = 0.108920$$

$$Z_{c3} = 0.252; F(Z_{c3}) = 0.197709$$

$$V_1 = 715.41 \text{ L cm}^3$$

$$V_3 = 1,298.6 \text{ L cm}^3$$

$$L = 193.85 \text{ cm, se toma } L = 182.88 \text{ cm.}$$

7. Checar (L/D) y tiempo de residencia.

$$(L/D) = 2$$

$$T_R = 1,628.40 \text{ s.}; \% \text{ Error} = - 5.76$$

8. Espesor del recipiente.

$$t = 0.3175 \text{ cm} = 1/8 \text{ in}$$

9. Niveles en el recipiente.

$$N. \text{ MAX.} = 68.44 \text{ cm.}$$

$$N. \text{ MIN.} = 15.2 \text{ cm.}$$

$$A. B. N. = 28.51 \text{ cm.}$$

$$N. N. = 47.14 \text{ cm.}$$

$$A. A. N. = 57.79 \text{ cm.}$$

10. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidad recomendada.

$$V_{\text{max.}} = 385.54 \text{ cm/s}$$

$$V_{\text{min.}} = 231.34 \text{ cm/s}$$

2a. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\text{max.}}; \phi = 1.30 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\text{min.}}; \phi = 1.68 \text{ cm.}$$

$$\text{Por lo tanto, } \phi = 1.58 \text{ cm.}$$

b. Boquilla de salida.

1b. Velocidad recomendada.

$$V_{\max.} = 243.84 \text{ cm/s.}$$

$$V_{\min.} = 91.44 \text{ cm/s.}$$

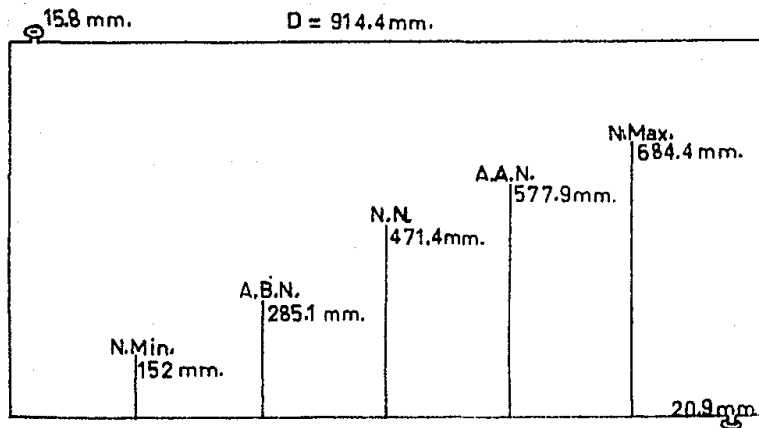
2b. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\max.}; \phi = 1.63 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\min.}; \phi = 2.67 \text{ cm.}$$

$$\text{Por lo tanto, } \phi = 2.09 \text{ cm}$$

Fig. 5.26.1.



$$L = 1,828.8 \text{ mm.}$$

$$T = 1/8 = 3.18 \text{ mm.}$$

$$Tr = 27.14 \text{ min.}$$

Tanque de balance FA-101

5.27 TANQUE DE BALANCE A LA SALIDA DE LA MAQUINA EXTRACTORA DE JUGO, FA-103.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión: 1/16 in.
2. Eficiencia de soldadura: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 29 °C.
5. Flujo másico: 538.35 g/s.
6. Densidad del fluido: 1 g/cm³
7. Personal bien entrenado.
8. Instrumentación normal.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

- a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 44 \text{ °C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Tiempo de residencia.

De la tabla A.6.1.

" Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, recibiendo el líquido de otra unidad ligada al mismo cuarto de control"; por lo tanto, $T_R = 900 \text{ s}$.

$$F_p = 1.2$$

$$F_i = 1.2$$

$$T_{RC} = 1,296 \text{ s.}$$

3. Volumen del tanque.

- a. Volumen ocupado por el líquido.

$$V_L = 697,701.61 \text{ cm}^3$$

- b. Volumen del tanque.

$$V_T = 770,141.77 \text{ cm}^3$$

Datos de planta.

4. Diámetro óptimo.

$$F = 0.02 \text{ in}^{-1}$$

$$D = 91.44 \text{ cm.}$$

5. Selección de cabezales.

De acuerdo a la tabla A.6.4 se usarán tapas planas.

6. Longitud del recipiente.

a. Area transversal del recipiente.

$$A_r = 6,568.24 \text{ cm}^2$$

b. Volúmenes parciales.

$$h_3 = 23 \text{ cm.}$$

$$h_1 = 15.2 \text{ cm.}$$

$$Z_{c1} = 0.17; F(Z_{c1}) = 0.108920$$

$$Z_{c3} = 0.252; F(Z_{c3}) = 0.197709$$

$$V_1 = 715.41 \text{ L cm}^3$$

$$V_3 = 1,298.6 \text{ L cm}^3$$

$$L = 153.31 \text{ cm, se toma } L = 182.88 \text{ cm.}$$

7. Checar (L/D) y tiempo de residencia.

$$(L/D) = 2$$

$$T_R = 1,546.20 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 19.31$$

8. Espesor del recipiente.

$$t = 0.3175 \text{ cm} = 1/8 \text{ in}$$

9. Niveles en el recipiente.

$$N. \text{ MAX.} = 68.44 \text{ cm.}$$

$$N. \text{ MIN.} = 15.2 \text{ cm.}$$

$$A. B. N. = 28.51 \text{ cm.}$$

$$N. N. = 47.14 \text{ cm.}$$

$$A. A. N. = 57.79 \text{ cm.}$$

10. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidad recomendada.

$$V_{\text{max.}} = 385.54 \text{ cm/s}$$

$$V_{\text{min.}} = 231.34 \text{ cm/s}$$

2a. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\text{max.}}; \phi = 1.35 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\text{min.}}; \phi = 1.73 \text{ cm.}$$

$$\text{Por lo tanto, } \phi = 1.58 \text{ cm.}$$

b. Boquilla de salida.

1b. Velocidad recomendada.

$V_{\max.} = 243.84 \text{ cm/s.}$

$V_{\min.} = 91.44 \text{ cm/s.}$

2b. Diámetro de la boquilla.

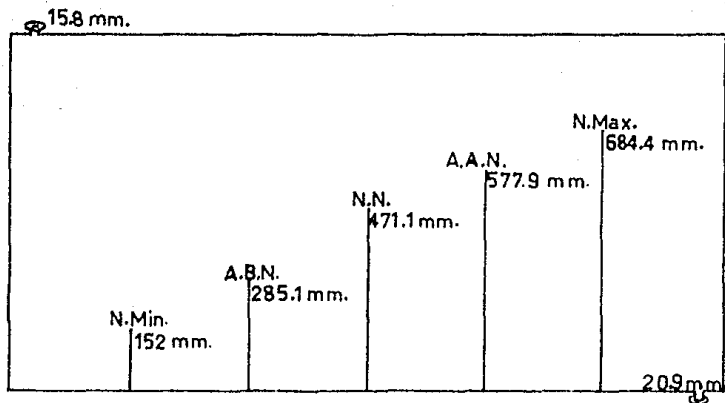
Para $V_{\max.}$; $\phi = 1.67 \text{ cm.}$

Para $V_{\min.}$; $\phi = 2.74 \text{ cm.}$

Por lo tanto, $\phi = 2.09 \text{ cm}$

Fig. 5.27.1.

D = 914.4 mm.



L = 1,828.8 mm.

T = 1/8" = 3.18 mm.

Tr = 25.77 min.

Tanque de balance FA-103

5.28 TANQUE DE BALANCE A LA SALIDA DEL REFINADOR, FA-104.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión: 1/16 in.
2. Eficiencia de soldadura: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 29 °C.
5. Flujo másico: 487.61 g/s.
6. Densidad del fluido: 1 g/cm³
7. Personal bien entrenado.
8. Instrumentación normal.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 44 \text{ °C}$$

b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Tiempo de residencia.

De la tabla A.6.1.

* Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, recibiendo el líquido de otra unidad ligada al mismo cuarto de control"; por lo tanto, $T_R = 900 \text{ s}$.

$$F_P = 1.2$$

$$F_I = 1.2$$

$$T_{RC} = 1,296 \text{ s.}$$

3. Volumen del tanque.

a. Volumen ocupado por el líquido.

$$V_L = 631,949.90 \text{ cm}^3$$

b. Volumen del tanque.

$$V_T = 697,443.93 \text{ cm}^3$$

* Datos de planta.

4. Diámetro óptimo.

$$F = 0.02 \text{ in}^{-1}$$

$$D = 76.20 \text{ cm.}$$

5. Selección de cabezales.

De acuerdo a la tabla A.6.4 se usarán tapas planas.

6. Longitud del recipiente.

a. Area transversal del recipiente.

$$A_T = 4,561.54 \text{ cm}^2$$

b. Volúmenes parciales.

$$h_3 = 23 \text{ cm.}$$

$$h_1 = 15.2 \text{ cm.}$$

$$Z_{c1} = 0.199; F(Z_{c1}) = 0.141861$$

$$Z_{c3} = 0.302; F(Z_{c3}) = 0.254652$$

$$V_1 = 647.10 \text{ L cm}^3$$

$$V_3 = 1,161.61 \text{ L cm}^3$$

$$L = 229.59 \text{ cm, se toma } L = 243.84 \text{ cm.}$$

7. Checar (L/D) y tiempo de residencia.

$$(L/D) = 3.2$$

$$T_R = 1,376.40 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 6.22$$

8. Espesor del recipiente.

$$t = 0.3175 \text{ cm} = 1/8 \text{ in}$$

9. Niveles en el recipiente.

$$N. \text{ MAX.} = 53.20 \text{ cm.}$$

$$N. \text{ MIN.} = 15.2 \text{ cm.}$$

$$A.B.N. = 24.70 \text{ cm.}$$

$$N.N. = 38.00 \text{ cm.}$$

$$A.A.N. = 45.60 \text{ cm.}$$

10. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidad recomendada.

$$V_{\text{max.}} = 385.54 \text{ cm/s}$$

$$V_{\text{min.}} = 231.34 \text{ cm/s}$$

2a. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\text{max.}}; \phi = 1.27 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\text{min.}}; \phi = 1.63 \text{ cm.}$$

$$\text{Por lo tanto, } \phi = 1.58 \text{ cm.}$$

b. Boquilla de salida.

1b. Velocidad recomendada.

$V_{max.} = 243.84 \text{ cm/s.}$

$V_{min.} = 91.44 \text{ cm/s.}$

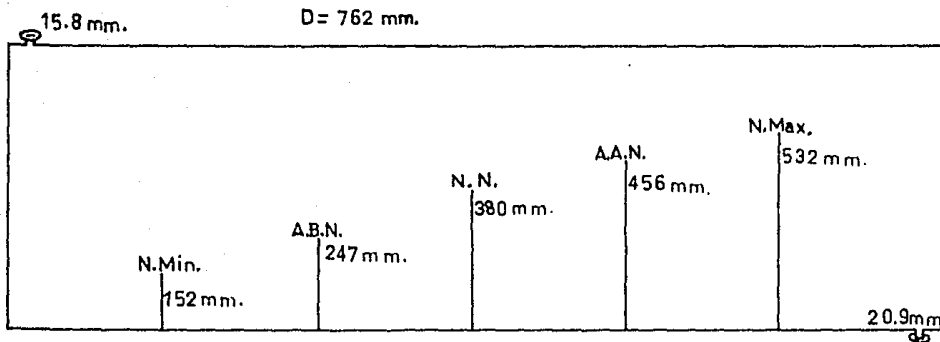
2b. Diámetro de la boquilla.

Para $V_{max.}$; $\phi = 1.60 \text{ cm.}$

Para $V_{min.}$; $\phi = 2.62 \text{ cm.}$

Por lo tanto, $\phi = 2.09 \text{ cm}$

Fig. 5.28.1.



$$L = 2,438.4 \text{ mm.}$$

$$T = 1/8'' = 3.18 \text{ mm.}$$

$$T_r = 22.94 \text{ min.}$$

Tanque de balance FA-104

5.29 TANQUE DE BALANCE PARA LA CENTRITHERM, FA-107.

DATOS.

1. Tolerancia a la corrosión^{*}: 1/16 in.
2. Eficiencia de soldadura^{*}: 0.80
3. Presión de operación: 1,033.41 g/cm²
4. Temperatura de operación: 50 °C.
5. Flujo másico: 445.64 g/s.
6. Densidad del fluido: 1 g/cm³
7. Personal bien entrenado.
8. Instrumentación normal.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

- a. Temperatura de diseño.

$$T_D = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

- b. Presión de diseño.

$$P_D = 1,033.41 \text{ g/cm}^2$$

- c. El material de construcción será acero inoxidable 304L, cuyo esfuerzo máximo permisible a 93.3 °C es de 1'100,000 g/cm².

2. Tiempo de residencia.

De la tabla A.6.1.

* Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad que está ligada a un cuarto de control separado"; por lo tanto, $T_R = 1200 \text{ s.}$

$$F_p = 1.2$$

$$F_i = 1.2$$

$$T_{RC} = 1,728 \text{ s.}$$

3. Volumen del tanque.

- a. Volumen ocupado por el líquido.

$$V_L = 770,068.15 \text{ cm}^3$$

- b. Volumen del tanque.

$$V_T = 850,020.76 \text{ cm}^3$$

- Datos de planta.

1b. Velocidad recomendada.

$$V_{\max.} = 243.84 \text{ cm/s.}$$

$$V_{\min.} = 91.44 \text{ cm/s.}$$

2b. Diámetro de la boquilla.

$$\text{Para } V_{\max.}; \phi = 1.52 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\min.}; \phi = 2.49 \text{ cm.}$$

$$\text{Por lo tanto, } \phi = 2.09 \text{ cm}$$

4. Diámetro óptimo.

$$F = 0.02 \text{ in}^{-1}$$

$$D = 91.44 \text{ cm.}$$

5. Selección de cabezales.

De acuerdo a la tabla A.6.4 se usarán tapas planas.

6. Longitud del recipiente.

a. Area transversal del recipiente.

$$A_T = 6,568.24 \text{ cm}^2$$

b. Volúmenes parciales.

$$h_3 = 23 \text{ cm.}$$

$$h_1 = 15.2 \text{ cm.}$$

$$Z_{c1} = 0.17; F(Z_{c1}) = 0.108920$$

$$Z_{c3} = 0.252; F(Z_{c3}) = 0.197709$$

$$V_1 = 715.41 \text{ L cm}^3$$

$$V_3 = 1,298.6 \text{ L cm}^3$$

$$L = 153.31 \text{ cm, se toma } L = 182.88 \text{ cm.}$$

7. Checar (L/D) y tiempo de residencia.

$$(L/D) = 2$$

$$T_R = 1,867.80 \text{ s.}; \% \text{ Error} = 8.10$$

8. Espesor del recipiente.

$$t = 0.3175 \text{ cm} = 1/8 \text{ in}$$

9. Niveles en el recipiente.

$$N. \text{ MAX.} = 68.44 \text{ cm.}$$

$$N. \text{ MIN.} = 15.2 \text{ cm.}$$

$$A. B. N. = 28.51 \text{ cm.}$$

$$N. N. = 47.14 \text{ cm.}$$

$$A. A. N. = 57.79 \text{ cm.}$$

10. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidad recomendada.

$$V_{\text{max.}} = 385.54 \text{ cm/s}$$

$$V_{\text{min.}} = 231.34 \text{ cm/s}$$

2a. Diámetro de la boquilla.

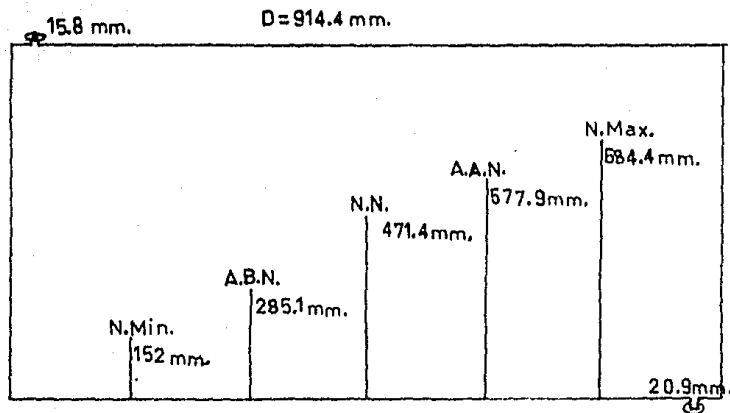
$$\text{Para } V_{\text{max.}}; \phi = 1.22 \text{ cm.}$$

$$\text{Para } V_{\text{min.}}; \phi = 1.57 \text{ cm.}$$

$$\text{Por lo tanto, } \phi = 1.58 \text{ cm.}$$

b. Boquilla de salida.

Fig. 5.29.1.



$L = 1828.8 \text{ mm.}$

$T = 1/8'' = 3.18 \text{ mm.}$

$Tr = 31.13 \text{ mm.}$

Tanque de balance FA-107.

CAPITULO VI. CONCLUSIONES.

6. CONCLUSIONES.

A lo largo de éste trabajo se hizo un análisis del procesamiento y aprovechamiento integral del limón. Para llevar a cabo esta empresa fué necesario recurrir a diversas fuentes de información, las cuales permitieron forjar un panorama general de la situación actual de este tipo de industrias; esta situación puede resumirse genericamente en los puntos siguientes:

1. Se hace necesario un mayor impulso a la investigación de la industria alimentaria, ya que se carecen de datos y correlaciones para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas, lo cual redundaría en un mejor diseño de proceso y por tanto, un mayor aprovechamiento de las materias primas.
2. La industrialización de los productos del campo puede presentarse como una alternativa para la estabilización y regulación del precio de los mismos en el mercado, así como para darle un mayor valor agregado a estos productos.
3. Con respecto al punto anterior, se presenta como una situación ideal la integración total de la industria, es decir, que una misma empresa tenga la capacidad para empacar el producto del campo destinado al consumo humano y también pueda procesar éste para obtener sus diferentes derivados industriales, proporcionando de esta manera un mínimo de desperdicio de recursos y por tanto un máximo en las utilidades.
4. También sería conveniente que se realizara una investigación sobre los diferentes productos que pudiera procesar una misma empresa, ya que algunas de ellas solamente operan durante un cierto periodo y el resto del año se encuentran paradas, debido a la estacionalidad de los productos del campo.
5. Es necesaria una mayor atención y apoyo a éste tipo de industrias, ya que las empresas que se encuentran en operación están funcionando con técnicas y equipos anticuados, así como con un gran desperdicio de recursos.
6. Se requiere urgentemente un control sobre la calidad de los productos elaborados por las industrias alimentarias ya que la

mayoría de ellas trabajan en condiciones de higiene poco decorosas.

Sólo para finalizar es necesario insistir en la importancia de éste tipo de industrias y en la necesidad de apoyo tanto económico como técnico para un mejor desarrollo industrial del país, ya que la agroindustria mexicana tiene un gran potencial de desarrollo y requiere ser orientada hacia nuevas opciones que permitan el aprovechamiento máximo de sus recursos.

BIBLIOGRAFIA

1. "El aceite esencial del limón mexicano". Haro Guzman, Luis. Tesis Profesional. F.Q. UNAM. México 1969.
2. "La agroindustria del limón del Edo. de Colima". Ing. César C. Mendoza Ortega. CANACINTRA, Primera Epoca. Volumen 1, Julio 1988, pag. 7-10.
3. "La agroindustria en México". Universidad Autónoma de Chapingo. Programa Integral Agricultura-Industria.
4. "Los derivados de los cítricos". Tr. de Haro Guzman, Luis. Fidelcomiso del limón en Nacional Financiera S.A.. México 1978.
5. "Diseño de un secador Rotatorio". Sitja, Alvarez Carlos. Tesis ENEP Zaragoza UNAM, 1987.
6. "Estudio de Factibilidad técnico-económico para una planta procesadora de cítricos en la Huasteca Potosina". Gomez Sierra, Hugo A. y Castillo Acosta, José. S.L.P., 1983.
7. "Evaluación Técnica-económica de una planta procesadora de limón". Figueroa Guillen, Rafael A. Tesis Profesional, F.Q. UNAM. México 1975.
8. "Flow Characteristics (Plate Heat Exchangers)". E.L. Watson, Mc. Killop, Dunkley and Perry. Industrial and Engineering Chemistry. Vol. 52, No. 9, September 1960. Pag. 733-744
9. "Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe. Crane Co., New York, U.S.A.
10. "Food Engineering and Process Applications". M. Le Maguer and P. Jelen. Ed. Elsevier Applied Science Publishers. Alberta, Canada 1986.
11. "Handbook of Mineral Dressing". Ores and Industrial Minerals. Arthur F. Taggart. John Wiley and Sons, 1965.
12. "Heat Transfer Method for Plate Heat Exchangers". R.A. Buonopane, R. A. Troupe and J. C. Morgan. Chemical Engineering Progress' Vol. 59, No. 7, July 1963, pag. 57-61.
13. "Industrial Processing of Citrus Fruit". ONU, New York, Febraury 1969.
14. "Ingenieria Química". Brown, George Granger. Editorial Marín, 1965.
15. "Ingenieria de Proyectos". Rase, H.F. y Barrow, M.H.. Novena

- Edición. Editorial CECSA, 1984.
16. "The lemon fruit". Bartholomew and Sinclair. University of California Press. Berkeley and Los Angeles, 1951.
 17. "Manual del Ingeniero Mecánico". Theodore Baumeister, et al., 8va. Edición. Mc. Graw Hill, 1989.
 18. "Manual del Ingeniero Químico". H. Perry, John; 3er Edición, Mc. Graw Hill, 1964.
 19. "Manual del Ingeniero Químico". H. Perry, Robert; 5ta Edición, Mc. Graw-Hill, 1982.
 20. "El mercado del limón en México". SAG+DGEA. México D.F., 1973.
 21. "Métodos de obtención y análisis del aceite esencial del limón Mexicano". Cruz Salgado, J. de Jesús y Pérez Silva Victor H.. Tesis CONALEP. México, 1983.
 22. "New design approach boosts cyclone efficiency". Wolfgang H. Koch and William Licht. Chemical Engineering, November 7, 1977.
 23. "Nutritional evaluation of food processing". Harris, Robert Samuel. 2 ed. Wesport, Con. Avi Pub., 1975.
 24. "Pequeña y mediana industria". Programa de apoyo integral a la industria mediana y pequeña. Año 5, núm. 50, Diciembre 1985.
 25. "Predicting grinding-mill energy use". G.R.S. Sastri and K.S. Narasimhan. Chemical Engineering. September 1, 1975.
 26. "Principles of refrigeration". S.I. version. Ray J. Dossat. 2da. Edición. Ed. Wiley.
 27. "Procesos de transferencia de calor". Donald Q. Kern. Ed. C.E.C.S.A., 1984.
 28. "Recipientes". Dr. Constantino Alvarez Fuster, 1984.
 29. "Training Hidraulic". G.L. Rexroth GMBH. Editorial Willy. (Manual).
 30. "Where and how to use plate heat exchangers". J. Marriot. Chemical Engineering, April 5, 1971.

APENDICE. ALGORITMOS DE CALCULO.

A.1 CALIBRADOR DE LIMÓN^(*).

El diseño de éste equipo consiste básicamente en un plano inclinado con una superficie perforada, la cual permite el calibrado de los frutos de una manera simple y eficiente, ver fig A.1.1.

El dimensionamiento de éste equipo está basado en las ecuaciones de movimiento uniformemente acelerado de una partícula, y en un balance de fuerzas para el fruto en un plano inclinado, así como en las consideraciones siguientes:

- a) Para el balance de fuerzas no existe una fuerza externa que actúe sobre el fruto.
- b) La velocidad inicial del fruto en la entrada del equipo es aproximadamente cero.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Cálculo de la aceleración del fruto.

$$a = g(\sin \alpha - F \cdot \cos \alpha) \quad (\text{A.1.1})$$

2. Cálculo de la longitud del plano inclinado.

$$l = L / \cos \alpha \quad (\text{A.1.2})$$

3. Tiempo que dilata el fruto en recorrer el plano inclinado en su totalidad.

$$t = (2 \cdot l / a)^{0.5} \quad (\text{A.1.3})$$

4. Velocidad de entrada del fruto a la máquina extractora de jugo.

$$v = a \cdot t \quad (\text{A.1.4})$$

5. Ancho de la placa.

$$A = G \cdot t \cdot A_F / l \quad (\text{A.1.5})$$

6. Especificación del diámetro del orificio de calibración, ángulo del arreglo de éstos y claro entre los mismos.

7. Número de hileras de orificios que caben en la placa.

$$H = A / (\phi + c) \quad (\text{A.1.6})$$

* Algoritmo propuesto por los autores.

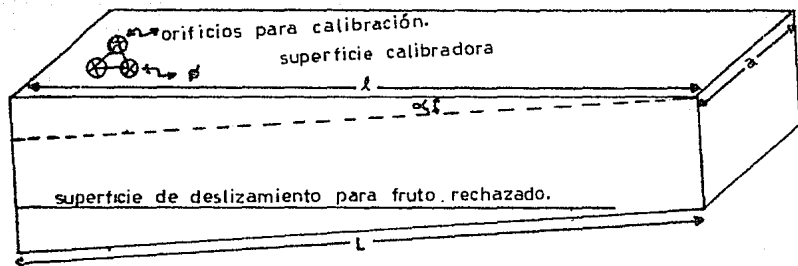


Fig.A.11 Calibrador de limón.

NOMENCLATURA

- A Ancho de la placa de calibración, m.
- a Aceleración del fruto, m/s^2 .
- Af Area proyectada por el fruto en un plano horizontal tomando un diámetro medio de 40 mm., m^2 .
- c Claro entre orificios de calibración, m.
- F Coeficiente de fricción.
- g Aceleración de la gravedad, m/s^2 .
- Gf Flujo de frutos, limones/s.
- L Longitud disponible entre máquinas extractoras, m.
- l Distancia recorrida por el fruto, m.
- t Tiempo, s.
- v Velocidad del fruto, m/s.
- α Angulo de inclinación del plano.
- β Angulo del arreglo de orificios de calibración.
- ϕ Diámetro de los orificios de calibración, m.

A.2 CAMARA DE SEDIMENTACION (SECCION DE SEPARACION DE LA CASCARA Y DEL GAS DE SECADO)^(19,15,19,22)

El diseño de este equipo consiste básicamente en el cálculo de dos secciones, figura A.2.1. En la sección I se pretende transportar totalmente la cáscara seca proveniente del secador; mientras que en la segunda sección se llevará a cabo la separación de la cáscara y el gas de secado.

Para el cálculo del equipo se hará uso de las ecuaciones de velocidad de arrastre de una partícula, así como la velocidad terminal de la misma y las ecuaciones de caída de presión para flujo a dos fases gas-sólido.

SECCION I.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Velocidad mínima de arrastre⁽¹⁰⁾.

$$V_{c,h} = 270[\rho_s/(\rho_s + 62.3)]D_p^{0.40} \quad (A.2.1)$$

2. Velocidad real del gas⁽²²⁾.

Para este cálculo se hará uso del concepto de la velocidad de arrastre de Zens, quien define a ésta de dos formas:

- a. La mínima velocidad de fluido necesaria para prevenir la sedimentación de partículas sólidas llevadas en el flujo.
- b. La velocidad necesaria para recoger partículas depositadas y transportarlas sin que se sedimenten.

Zens ha demostrado experimentalmente que la velocidad dada por la segunda definición difiere de la primera por un factor de 2 a 2.5. De aquí que la velocidad real del gas se evalúe como:

$$V_c = 2 \cdot V_{c,h} \quad (A.2.2)$$

3. Velocidad terminal de la partícula en la suspensión⁽¹⁹⁾.

$$K = D_p[\rho_c(\rho_s - \rho_c)g/\mu c^2]^{1/3} \quad (A.2.3)$$

$$K \leq 3.3; \text{ Zona de Stokes}$$

$$3.3 \leq K \leq 43.6; \text{ Zona Intermedia}$$

$$43.6 \leq K \leq 2,360; \text{ Zona de Newton.}$$

- a. Zona de Stokes.

$$U_t = D_p^2(\rho_s - \rho_c)g/(18\mu c) \quad (A.2.4)$$

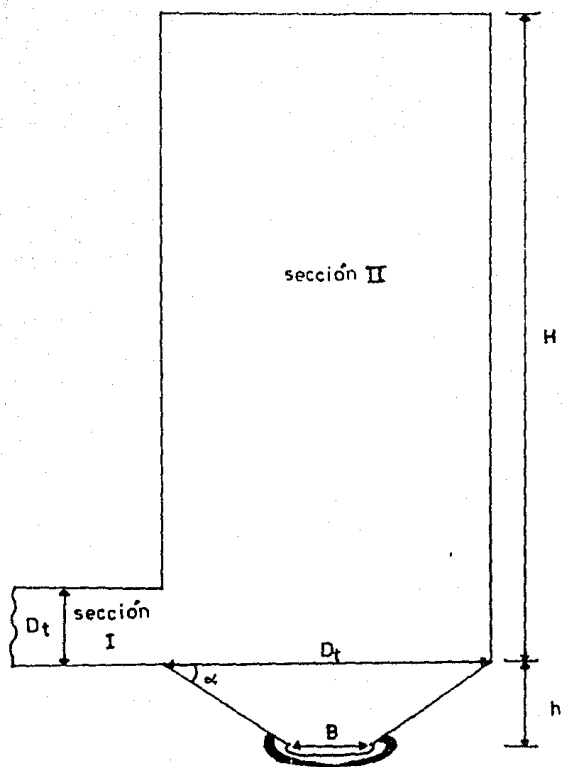


Fig. A.2.1. Diseño de la sección de separación de gas de secado y cáscara.

b. Zona Intermedia.

$$U_t = 0.153 g^{0.71} D_p^{1.14} (\rho_s - \rho_c)^{0.71} / (\rho_c^{0.29} \mu_c^{0.43}) \quad (\text{A.2.5})$$

c. Zona de Newton.

$$U_t = 1.75 [g \cdot D_p (\rho_s - \rho_c) / \rho_c]^{0.5} \quad (\text{A.2.6})$$

Una vez que se ha calculado la velocidad terminal de la partícula, se procede a la corrección de ésta por la concentración de la solución. Para ello primero se calcula el número de Reynolds.

$$N_{Re,x} = D_p \cdot U_t \cdot \rho_c / \mu_c \quad (\text{A.2.7})$$

Con este número y la figura A.2.2 se obtiene el valor n ; (para la ley de Stokes $n = 4.65$ y $n = 2.33$ para la región de Newton). Finalmente se estima la velocidad terminal de la partícula en la suspensión mediante la ecuación siguiente:

$$U_{ts} = U_t (1 - x)^n \quad (\text{A.2.8})$$

4. Velocidad real del sólido.

$$V_s = V_c - U_{ts} \quad (\text{A.2.9})$$

5. Factor de fricción de sólidos.

$$4F_s = [3 \cdot \rho_c \cdot D_t \cdot C / (2 \cdot \rho_s \cdot D_p)] [(V_c - V_s) / V_s]^2 \quad (\text{A.2.10})$$

El coeficiente de arrastre (C), se obtiene a partir del número de Reynolds y la figura A.2.3.

$$N_{Re,c} = D_p (V_c - V_s) \rho_c / \mu_c \quad (\text{A.2.11})$$

6. Masa velocidad del gas y del sólido.

a. Masa velocidad del gas.

$$\rho_{dc} = W_c \cdot L / [3600 \cdot V_c \cdot (\pi / 4 \cdot D_t^2 \cdot L)] \quad (\text{A.2.12})$$

$$G_c = V_c \cdot \rho_{dc} \quad (\text{A.2.13})$$

b. Masa velocidad del sólido.

$$\rho_{ds} = W_s \cdot L / [3600 \cdot V_s \cdot (\pi / 4 \cdot D_t^2 \cdot L)] \quad (\text{A.2.14})$$

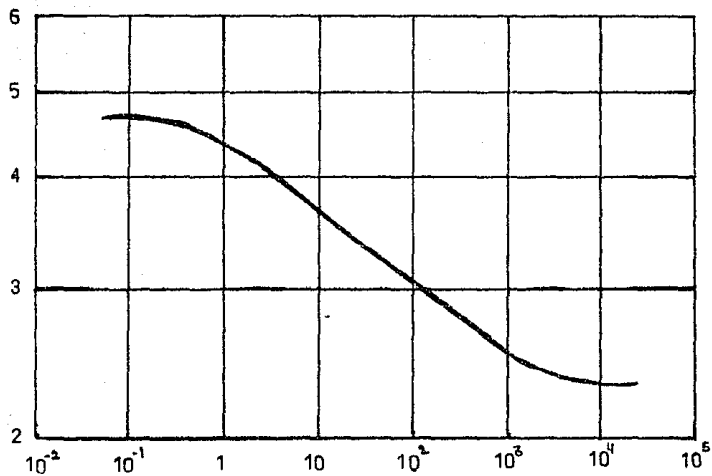
$$G_s = \rho_{ds} \cdot V_s \quad (\text{A.2.15})$$

7. Caída de presión debido a la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, entre el gas y las partículas, y entre estas mismas, suponiendo que dicha fricción se puede expresar por medio de un tipo de ecuación de factor de fricción.

$$\Delta P_{r,s} = 4 \cdot F_s \cdot L \cdot G_s \cdot V_s / (2 \cdot g_c \cdot D_t) \quad (\text{A.2.16})$$

8. Caída de presión debido a la fricción entre el gas y la pared

Fig. A.2.2.



Número de Reynolds $D_p V_t \rho / \mu$

Factor 'n' en función del número de Reynolds para corregir la velocidad terminal de una partícula por efectos de concentración en una solución.

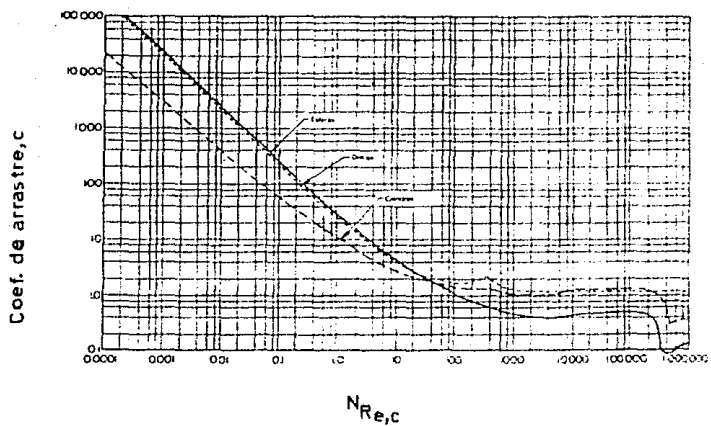


Fig A.2.3 Coeficiente de arrastre Vs. Re

de la tubería.

Para ello es necesario calcular el factor de fricción de Fanning, para lo cual se requieren los valores del número de Reynolds y el de rugosidad relativa.

$$N_{Re,c} = \rho c \cdot D_t \cdot V_c / \mu c \quad (A.2.17)$$

$$e_n = e / D_t \quad (A.2.18)$$

Con estos valores y la figura A.2.4 se obtiene F_c .

$$\Delta P_{F,c} = 4 F_c \cdot L \cdot G_c \cdot V_c / (2 g_c \cdot D_t) \quad (A.2.19)$$

9. Caída de presión para acelerar las partículas sólidas.

$$\Delta P_{a,s} = G_s \cdot V_s / g_c \quad (A.2.20)$$

10. Caída de presión para acelerar el gas a la velocidad de transporte.

$$\Delta P_{a,c} = G_c \cdot V_c / 2 g_c \quad (A.2.21)$$

11. Caída de presión total.

$$\Delta P_{TH} = \Delta P_{a,c} + \Delta P_{a,s} + \Delta P_{F,c} + \Delta P_{F,s} \quad (A.2.22)$$

SECCION II

ALGORITMO DE CALCULO.

Basicamente es el mismo que para la primera sección, sólo que en esta ocasión, para flujo vertical, el cálculo de la velocidad mínima de arrastre varía, además es necesario considerar otros terminos adicionales para el cálculo de la caída de presión total.

1. Velocidad mínima de arrastre.

$$V_{c,v} = 910 \{ \rho_s / (\rho_s + 62.3) \} D_p^{0.6} \quad (A.2.23)$$

11. Caída de presión para el soporte de la columna de gas.

$$\Delta P_{h,c} = G_c \cdot g \cdot L / (V_c \cdot g_c) \quad (A.2.24)$$

12. Caída de presión para el soporte de sólidos.

$$\Delta P_{h,s} = G_s \cdot g \cdot L / (V_s \cdot g_c) \quad (A.2.25)$$

13. Caída de presión total.

$$\Delta P_{TV} = \Delta P_{a,c} + \Delta P_{a,s} + \Delta P_{F,c} + \Delta P_{F,s} + \Delta P_{h,c} + \Delta P_{h,s} \quad (A.2.26)$$

14. Diseño del cono de sedimentación.

a. Altura del cono de sedimentación.

$$h = (D_t / 2) \cdot \tan \alpha \quad (A.2.27)$$

Donde $\alpha = 30^\circ$ (Dato experimental para operaciones de sedimentación).

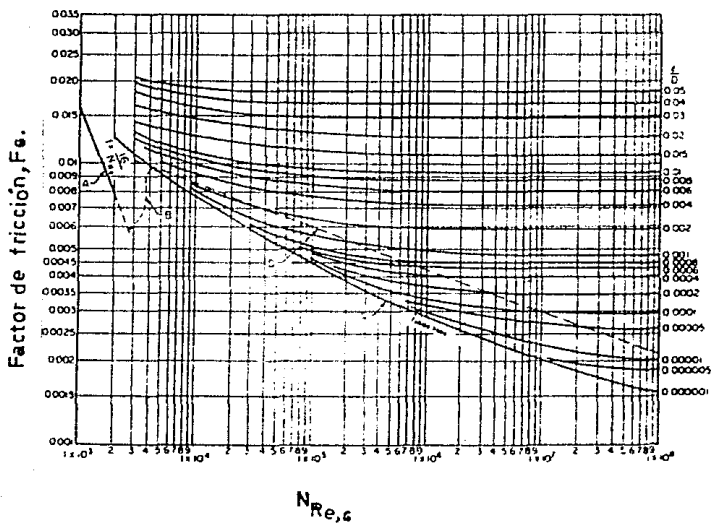


Fig. A.2.4 Factores de fricción de Fanning.

b. Diámetro de la boquilla de salida del polvo.

$$B = 0.25D_t$$

(A. 2.28)

NOMENCLATURA

B	Diámetro de salida de polvo, ft.
C	Coefficiente de arrastre.
D _p	Diámetro máximo de partícula a ser transportada, ft.
D _t	Diámetro de la tubería o del sedimentador, ft.
F _c	Factor de fricción de Fanning.
F _s	Factor de fricción de sólidos.
G	Masa velocidad, lb/ft ² -s.
g	Aceleración de la gravedad, 32.2 ft/s ² .
g _c	Factor de conversión, 32.2 lb-ft/lbr-s ² .
H	Altura de la cámara de sedimentación, ft.
h	Altura del cono de la cámara de sedimentación, ft.
K	Constante para determinar la zona de flujo.
L	Longitud de la tubería de la sección I, ft.
N _{Re,c}	Número de Reynolds para determinar C.
N _{Re,G}	Número de Reynolds para determinar F _c .
N _{Re,x}	Número de Reynolds para determinar n.
n	Exponente para corregir la velocidad terminal por efectos de concentración.
ΔP _{a,G}	Caída de presión para acelerar el gas a la velocidad de transporte, lb/ft ² .
ΔP _{a,S}	Caída de presión para acelerar las partículas sólidas, lb/ft ² .
ΔP _{f,G}	Caída de presión para la fricción entre el gas y la pared de la tubería, lb/ft ² .
ΔP _{f,S}	Caída de presión para la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, entre el gas y las partículas, y entre estas mismas, lb/ft ² .
ΔP _{h,G}	Caída de presión para el soporte de la columna de gas, lb/ft ² .
ΔP _{h,S}	Caída de presión para el soporte de sólidos, lb/ft ² .
ΔP _{T,H}	Caída de presión total para tubería horizontal, lb/ft ² .
ΔP _{T,V}	Caída de presión total para tubería vertical, lb/ft ² .
U _t	Velocidad terminal de la partícula, ft/s.
U _{tm}	Velocidad terminal de la partícula en suspensión, ft/s.
V _{c,h}	Velocidad mínima de arrastre para tubo horizontal, ft/s.

Vc,v	Velocidad mínima de arrastre para tubo vertical, ft/s.
V	Velocidad real, ft/s.
W	Flujo másico, lb/h.
x	Fracción en volumen de sólidos en la suspensión.
α	Angulo del cono de la cámara de sedimentación.
ρ_{gC}	Densidad del gas disperso, peso del gas/unidad de volumen de la tubería, lb/ft ³ .
ρ_{sS}	Densidad del sólido disperso, peso del sólido/unidad de volumen de la tubería, lb/ft ³ .
ρ	Densidad, lb/ft ² .
e	Rugosidad absoluta de la tubería, ft.
eR	Rugosidad relativa de la tubería.
μ	Viscosidad, lb/ft-s.

Subíndices.

c	Gas.
s	Sólido.

A.3 CICLON⁽²²⁾.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Fijar la eficiencia del ciclón.
2. Corregir esta eficiencia por temperatura y por densidad mediante las figuras A.3.1 y A.3.2.
3. Para lograr una mayor eficiencia se tiene que cuidar que la relación velocidad de entrada del gas-velocidad de saltación oscile entre los valores de 1.25 a 1.36. Se ha encontrado que la máxima eficiencia se obtiene con un valor de 1.25, mientras que para un valor de 1.36 ocurre el arrastre de partículas. La velocidad de saltación depende de la densidad de la partícula y de la temperatura de operación, por ello es necesario corregir el valor de la relación de las condiciones de experimentación ($T=100^{\circ}\text{F}$, $\rho_p=2.58 \text{ g/cm}^3$) a las condiciones reales. Esta corrección se efectúa mediante la fig. A.3.3 y la ecuación siguiente:

$$(V_i/V_s)_{CR} = (F_T \cdot F_P) (V_i/V_s)_{T=100^{\circ}\text{F}, \rho_p=2.58 \text{ g/cm}^3} \quad (\text{A.3.1})$$

4. Seleccionar el diámetro del ciclón mediante el uso de las figuras A.3.4, A.3.5 ó A.3.6 dependiendo del tipo de polvo del cual se trate.
5. Cálculo de las dimensiones del ciclón, fig. A.3.7

$$D_c = D_c \quad (\text{A.3.2})$$

$$a = 0.5 D_c \quad (\text{A.3.3})$$

$$b = 0.2 D_c \quad (\text{A.3.4})$$

$$s = 0.5 D_c \quad (\text{A.3.5})$$

$$D_e = 0.5 D_c \quad (\text{A.3.6})$$

$$h = 1.5 D_c \quad (\text{A.3.7})$$

$$H = 4 D_c \quad (\text{A.3.8})$$

$$B = 0.375 D_c \quad (\text{A.3.9})$$

$$l = 2.48 D_c \quad (\text{A.3.10})$$

6. Calcular la velocidad de saltación.

$$w = [4 \cdot g \cdot \mu (\rho_p - \rho_r) / 3 \cdot \rho_r^2]^{(1/3)} \quad (\text{A.3.11})$$

$$V_s = 2.055 \cdot w \{ (b/D_c)^{0.4} / (1-b/D_c)^{(1/3)} \} D_c^{0.007} \cdot V_i^{(2/3)} \quad (\text{A.3.12})$$

7. Flujo volumétrico de alimentación.

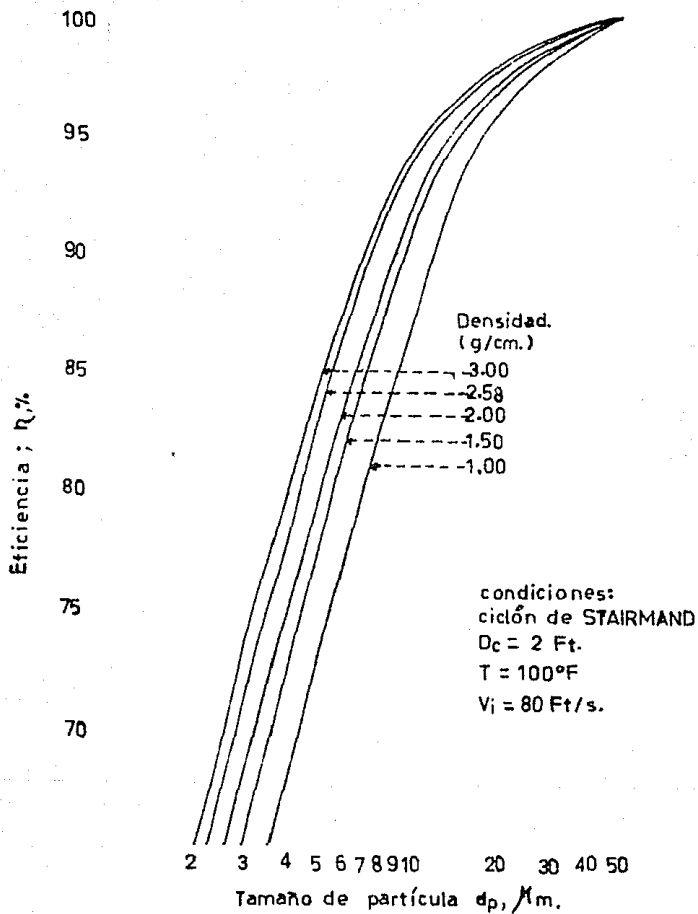


Fig. A.3.1 Dependencia de la eficiencia con la densidad de la partícula.

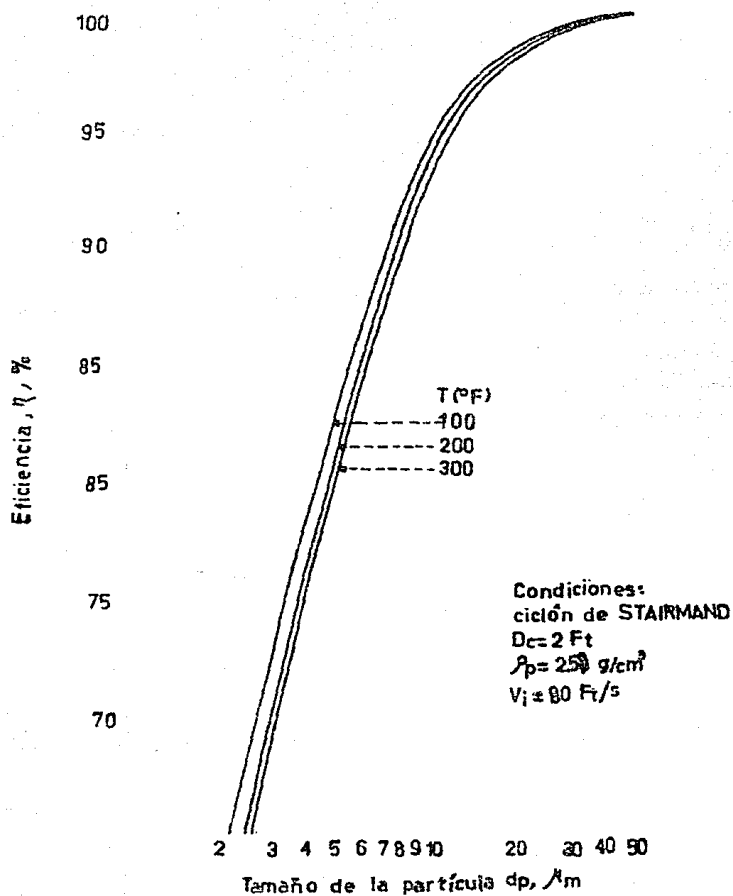


Fig. A.3.2 Dependencia de la eficiencia con la temperatura.

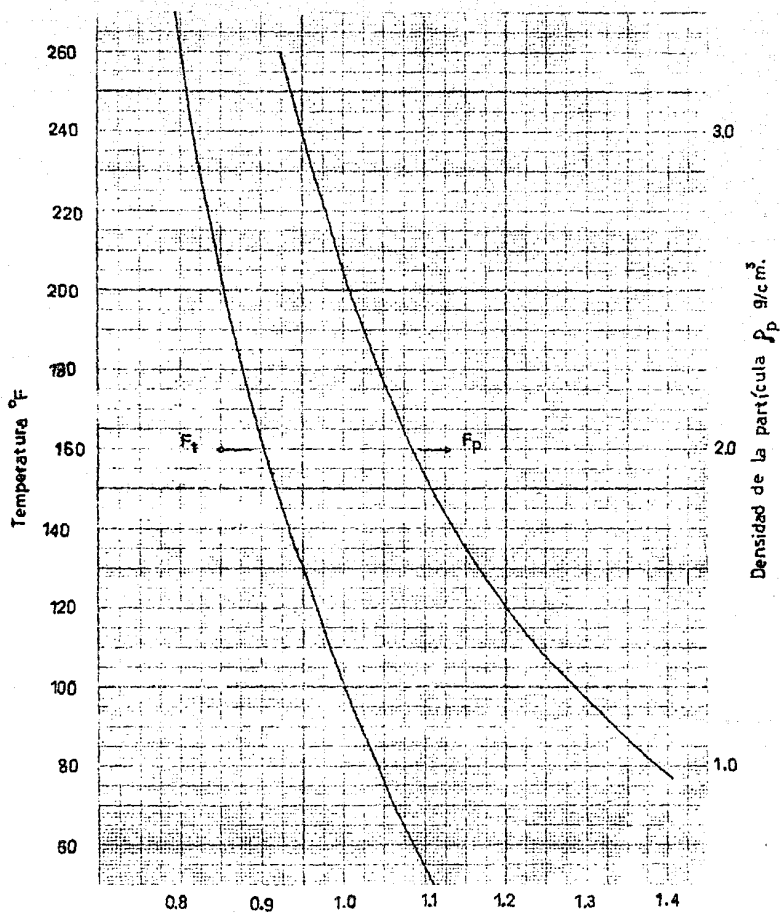


Fig. A.3.3 Factores de corrección F_t y F_p .

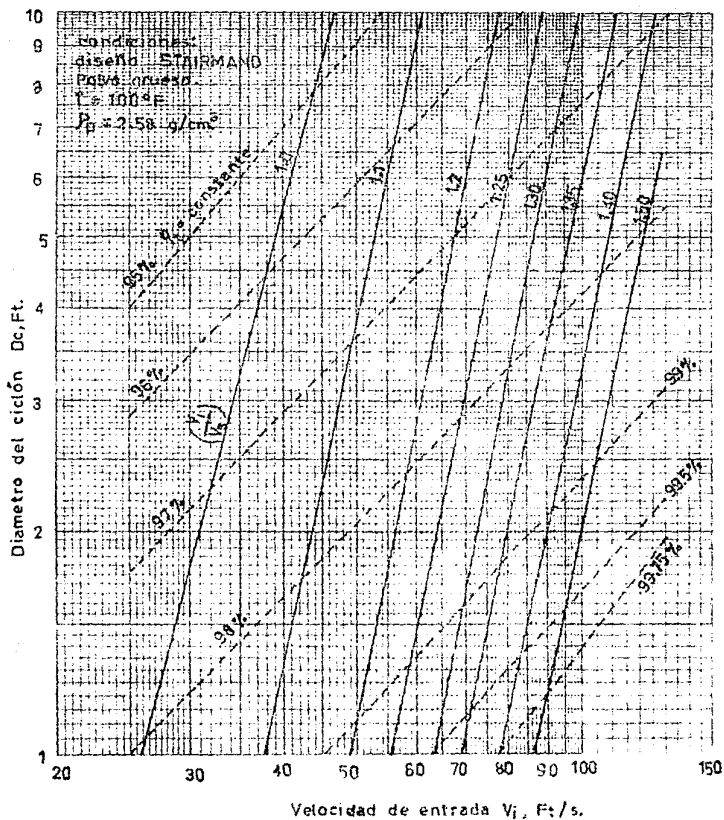


Fig. A.3.4 Diseño optimizado para polvo grueso.

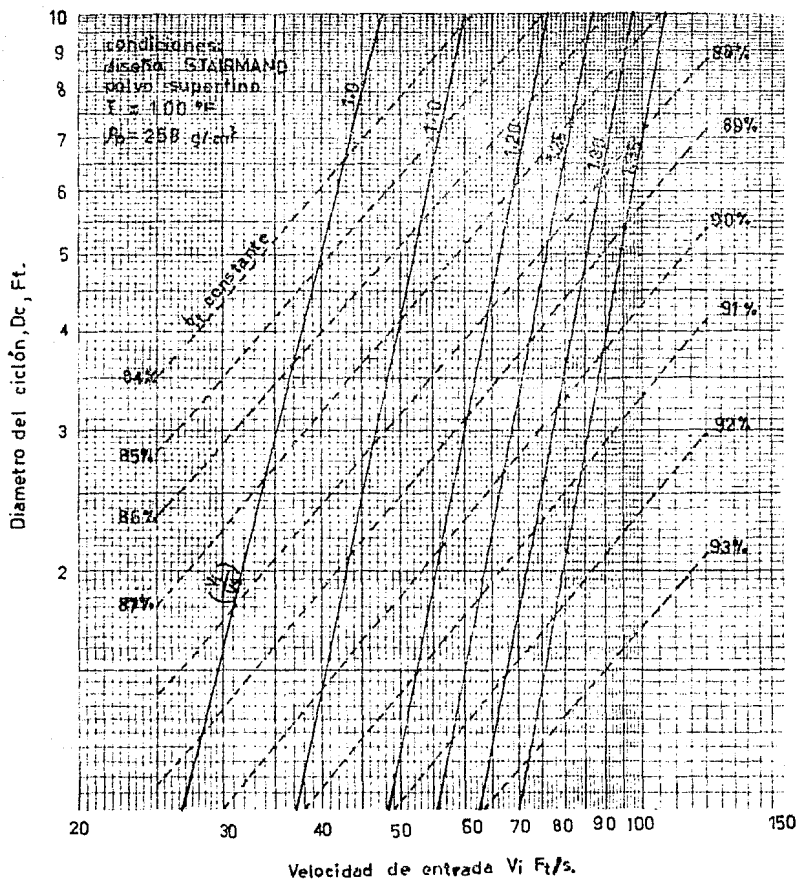


Fig.A.3.5 Diseño optimizado para polvo fino.

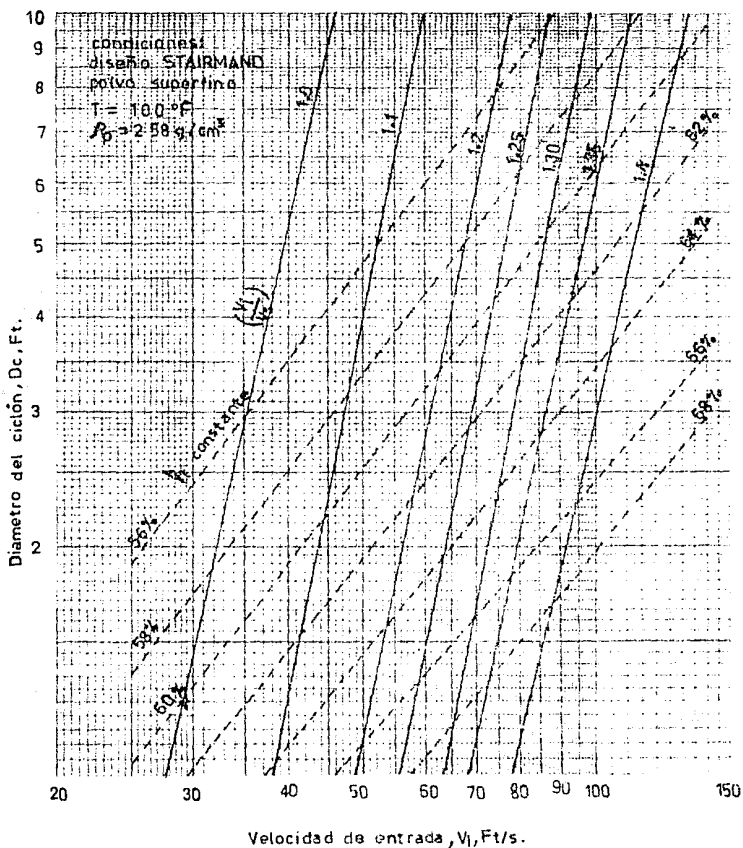


Fig. A.3.6 Diseño optimizado para polvo superfino.

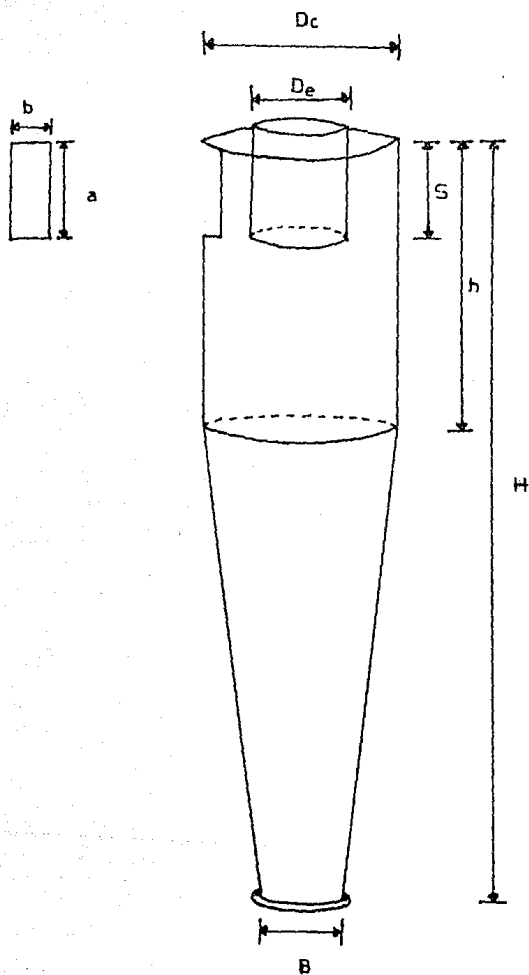


Fig. A.3.7 Dimensiones del ciclón

$$Q = a \cdot b \cdot V I \quad (\text{A. 3.13})$$

8. Eficiencia total.

$$\eta = 1 - [1 - (12 \cdot D_c)^{0.14} / 2.5] [(T + 460) / 530]^{0.3} \quad (\text{A. 3.14})$$

$$\delta l = \rho_p (d_{pl})^2 / 18 \mu \quad (\text{A. 3.15})$$

$$\eta_t = 1 - \text{EXP}[-2 \{ C \cdot \delta l \cdot Q (\eta + 1) / D_c^3 \}^{0.5 / (\eta + 1)}] \quad (\text{A. 3.16})$$

9. Caída de presión.

$$N_{ii} = K (a \cdot b / D_c^2) \quad (\text{A. 3.17})$$

$$\Delta P = (\rho_r \cdot V I^2 / 2 \text{ g}) (N_{ii} / \rho_{\text{agua}}) \quad (\text{A. 3.18})$$

$$\Delta P < 10 \text{ plg de agua}$$

NOMENCLATURA

- a Altura de entrada, ft.
- b Ancho de entrada, ft.
- B Diámetro de salida de polvo, ft.
- Dc Diámetro del ciclón, ft.
- De Diámetro de salida del gas, ft.
- dp Tamaño de partícula, ft.
- Fp Corrección por densidad para la velocidad de saltación.
- Fr Corrección por temperatura para la velocidad de saltación.
- g 32.2 ft/s.
- G Factor de configuración del ciclón.
- h Altura del cilindro del ciclón, ft.
- H Altura total del ciclón, ft.
- K Constante para el cálculo de caída de presión.
- l Longitud natural, ft.
- η Exponente vortice.
- NH Número de caídas de velocidad de entrada.
- ΔP Caída de presión del equipo, plg de agua.
- Q Flujo volumétrico del gas, ft³/s.
- S Longitud de salida del gas, ft.
- T Temperatura, °F.
- V1 Velocidad de entrada, ft/s.
- Vs Velocidad de saltación, ft/s.
- η_t Eficiencia total del ciclón.
- μ Viscosidad del fluido, lb/ft-s.
- ρ_f Densidad del fluido, lb/ft³.
- ρ_p Densidad de la partícula, lb/ft³.
- δ Tiempo de relajación, s.
- w Ecuación (A.3.11), ft/s.

A.4 PILAS DE CLARIFICACION^(15,20)

El diseño de éste equipo consiste en el cálculo de un recipiente de sedimentación, sujeto a las restricciones siguientes:

En el cálculo del diámetro óptimo del recipiente se considerará la presión atmosférica y no la de operación del recipiente (la suma de la primera y la presión ejercida por la columna hidrostática), ya que de esta manera se evita un cálculo iterativo sin que se introduzca un error muy grande. Lo anterior es basandose en:

- a. El cálculo del diámetro óptimo es una guía para el diseño del equipo más debe quedar claro que este no es un valor definitivo, ya que las consideraciones de operación (L/D) mandan sobre las económicas.
- b. La disponibilidad comercial de diámetros de cabezales.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

a. Temperatura de diseño.

$$\text{Para } -29 \text{ } ^\circ\text{C} < T_{\text{op}} < 340 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad T_D = T_{\text{op}} + 15 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{A.4.1})$$

$$\text{Para } T_{\text{op}} < -29 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad T_D = T_{\text{op}} \quad (\text{A.4.2})$$

$$\text{Para } T_{\text{op}} > 340 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad T_D = T_{\text{op}} \quad (\text{A.4.3})$$

b. Presión de diseño

$$\text{Para } P_{\text{op}} > P_{\text{atm}}; \quad P_D = 1.1 P_{\text{op}} \text{ ó } (\text{A.4.4a})$$

$$P_D = P_{\text{op}} + 2,000 \text{ g/cm}^2 \quad (\text{A.4.4b})$$

Se emplea la ecuación que de el valor mayor. Para el caso en que la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido, sea superior al valor anterior, se considerará una presión de diseño equivalente a dicha presión de vapor más un 10% ó 2,000 g/cm².

$$\text{Para } P_{\text{op}} = P_{\text{atm}}; \quad P_D = P_{\text{atm}} \quad (\text{A.4.5})$$

$$\text{Para } P_{\text{op}} < P_{\text{atm}}; \quad P_D = \text{Vacío total} \quad (\text{A.4.6})$$

2. Volumen del Tanque.

$$V_T = W^0/\rho \quad (\text{A. 4.7})$$

3. Diámetro óptimo.

Para obtener este valor se hará uso de la gráfica de Abakians, figura A. 4.1 , y de la ecuación siguiente:

$$F = P_D/(C \cdot S \cdot E) \quad (\text{A. 4.8})$$

4. Longitud del recipiente.

a. Altura del cono de sedimentación.

$$h = (D/2) \tan \alpha \quad (\text{A. 4.9})$$

b. Volumen del cono de sedimentación.

$$V_c = (1/3)(\pi/4)D^2 \cdot h \quad (\text{A. 4.10})$$

c. Volúmenes del cilindro.

$$V_{c11} = V_T - V_c \quad (\text{A. 4.11})$$

d. Longitud del cilindro.

$$L = (4/\pi)(V_{c11}/D^2) \quad (\text{A. 4.12})$$

5. Checar (L/D).

$$1 < (L/D) < 5$$

6. Espesor del recipiente.

a. Cilindro.

$$t = P_D \cdot (D/2) / (SE - 0.6P_D) + 2.54 C \quad (\text{A. 4.13})$$

b. Cono.

$$t = P_D \cdot D / \{2 \cos \alpha (SE - 0.6P_D)\} + 2.54 C \quad (\text{A. 4.14})$$

7. Cálculo de la boquilla de salida.

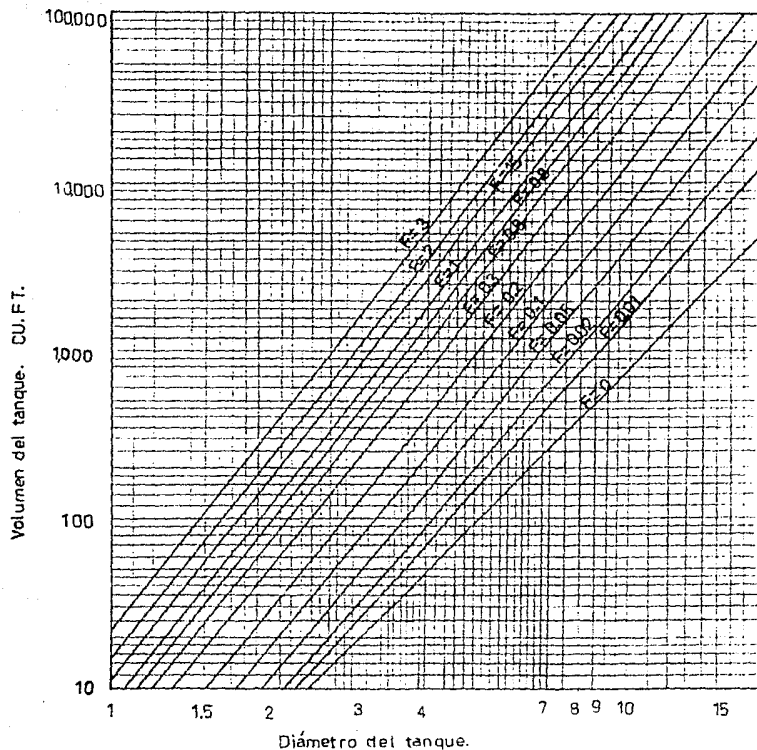
a. Velocidad recomendada.

Esta velocidad se obtiene a partir de la tabla A.4.1.

b. Diámetro de la boquilla.

$$\phi = \{(4/\pi)(W/\rho)/V_{\max, \min}\}^{0.5} \quad (\text{A. 4.15})$$

Fig. A.4.1



Nomograma para dar el tamaño óptimo del tanque.

TABLA A. 4. 1
 VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA LIQUIDOS⁽¹⁵⁾

Fluido	Velocidad recomendada (cm/s)
CCl ₄	152.40
Cloro	152.40
Etilenglicol	182.88
Ac. Clorhídrico	152.40
Agua	91.44-243.84
Ac. Sulfúrico	121.92

NOMENCLATURA

C	Tolerancia a la corrosión, in.
D	Diámetro del recipiente, cm.
E	Eficiencia de soldadura.
F	Factor para la gráfica de Abakians, in ⁻¹ .
h	Altura del cono de sedimentación, cm.
L	Longitud del cilindro, cm.
P	Presión, g/cm ² .
S	Esfuerzo máximo permisible del material, g/cm ² .
t	Espesor del recipiente, cm.
T	Temperatura, °C.
V _c	Volumen del cono, cm ³ .
V _{cil}	Volumen del cilindro, cm ³ .
V _{max}	Velocidad máxima del fluido, cm/s.
V _{min}	Velocidad mínima del fluido, cm/s.
V _r	Volumen del tanque, cm ³ .
W	Flujo másico, g/s.
W*	Total de flujo másico que se va a clarificar en un período dado, g.
α	Angulo de inclinación del cono.
ρ	Densidad del fluido, g/cm ³ .
φ	Diámetro de la boquilla, cm.

Subíndices.

d	Diseño.
op	Operación.

A.5 TANQUE DECANTADOR^(*).

Debido al área transversal variable de éste recipiente, el diseño satisface adecuadamente los requerimientos de tiempo de residencia para ambas fases, así como las alturas mínimas de asentamiento para el caso en que se manejan flujos pequeños de líquido, ver figura A.5.1.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

a. Temperatura de diseño.

$$\text{Para } -29\text{ }^{\circ}\text{C} < T_{op} < 340\text{ }^{\circ}\text{C}; \quad T_D = T_{op} + 15\text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{A.5.1})$$

$$\text{Para } T_{op} < -29\text{ }^{\circ}\text{C}; \quad T_D = T_{op} \quad (\text{A.5.2})$$

$$\text{Para } T_{op} > 340\text{ }^{\circ}\text{C}; \quad T_D = T_{op} \quad (\text{A.5.3})$$

b. Presión de diseño

$$\text{Para } P_{op} > P_{atm}; \quad P_D = 1.1 P_{op} \text{ ó} \quad (\text{A.5.4a})$$

$$P_D = P_{op} + 2,000 \text{ g/cm}^2 \quad (\text{A.5.4b})$$

Se emplea la ecuación que de el valor mayor. Para el caso en que la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido, sea superior al valor anterior, se considerará una presión de diseño equivalente a dicha presión de vapor más un 10% ó 2,000 g/cm².

$$\text{Para } P_{op} = P_{atm}; \quad P_D = P_{atm} \quad (\text{A.5.5})$$

$$\text{Para } P_{op} < P_{atm}; \quad P_D = \text{Vacío total} \quad (\text{A.5.6})$$

2. Velocidades de asentamiento.^(2a)

Para éste calculo se requiere del tamaño de partícula que va a separarse de la fase continua. Como éste dato generalmente no se encuentra disponible se utiliza la tabla A.5.1. Con el valor de tamaño de partícula se calcula el parámetro K_s .

$$K_s = 54.5 d_p^2 \quad (\text{A.5.7})$$

a. Fase ligera.

$$V_{aL} = K_s(\rho_H - \rho_L)/\mu_H \leq 0.42 \text{ cm/s} \quad (\text{A.5.8})$$

b. Fase pesada.

* Algoritmo propuesto por los autores

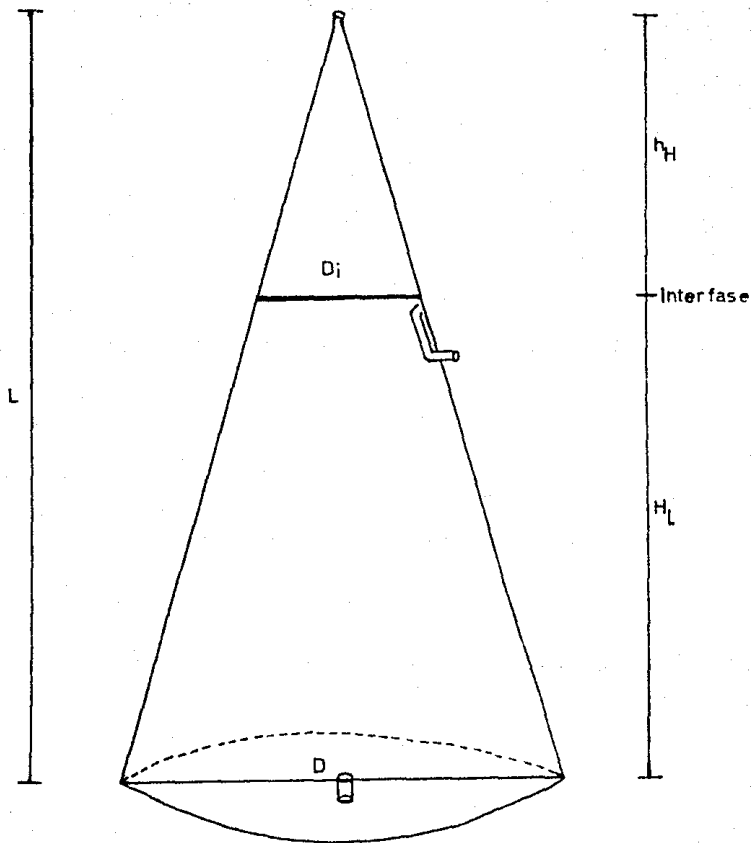


Fig. A5.1

Tanque decantador cónico.

TABLA A. 5. 1

TAMAÑO DE PARTICULA PARA LAS OPERACIONES DE SEDIMENTACION
MAS COMUNES⁽²⁸⁾

Fase ligera	Fase pesada	d_p (cm).
Hidrocarburos ligeros ($\rho < 0.85 \text{ g/cm}^3$)	Agua ó sosa caústica	127 E-4
Agua	Furfural	89 E-4
MEK	Agua	89 E-4
Secbutanol	Agua	89 E-4
MIBK	Agua	89 E-4
Nonanol	Agua	89 E-4

$$V_{aH} = K_s(\rho_H - \rho_L)/\mu_L \leq 0.42 \text{ cm}^2/\text{s} \quad (\text{A.5.9})$$

3. Tiempos de asentamiento. ⁽²⁸⁾

Estos tiempos se estiman con base a la altura mínima de asentamiento que es de 1 ft.

$$t_{aL} = 30.48/V_{aL} \quad (\text{A.5.10})$$

$$t_{aH} = 30.48/V_{aH} \quad (\text{A.5.11})$$

4. Tiempos de residencia. ⁽²⁹⁾

Los tiempos de residencia se acostumbra establecerlos como el doble de los tiempos de asentamiento, con el fin de evitar arrastres.

$$t_{rL} = 2 t_{aL} \quad (\text{A.5.12})$$

$$t_{rH} = 2 t_{aH} \quad (\text{A.5.13})$$

5. Relación existente entre los tiempos de residencia.

$$\theta = t_{rL}/t_{rH} \quad (\text{A.5.14})$$

6. Diámetro y longitud.

Las ecuaciones que a continuación se presentan fueron obtenidas en base a la geometría del equipo.

a. Diámetro de la interfase.

Para éste cálculo se asigna el valor de 1 ft. para la altura de asentamiento de la fase pesada, h_a .

$$D_i = \{(12 \cdot Q_L \cdot t_{rL}) / (30.48 \cdot \pi)\}^{0.5} \quad (\text{A.5.15})$$

b. Angulo de inclinación del equipo.

$$\alpha = \text{arc tan}(60.96/D_i) \quad (\text{A.5.16})$$

c. Diámetro del cono.

$$D = \{(2/\tan \alpha)(12 \cdot Q_H \cdot t_{rH}/\pi + 30.48 D_i^2)\}^{1/3} \quad (\text{A.5.17})$$

d. Longitud total del cono.

$$L = (D/2) \tan \alpha \quad (\text{A.5.18})$$

e. Altura de asentamiento de la fase ligera.

$$h_L = L - 30.48 \quad (\text{A.5.19})$$

7. Checar (L/D) y el tiempo de residencia.

a. Relación (L/D).

$$1 < (L/D) < 5$$

b. Tiempo de residencia.

1b. Volumen total del equipo.

$$V_T = (1/3)(\pi/4)D^2L \quad (\text{A.5.20})$$

2b. Tiempos de residencia.

$$t_{rH} = V_T/(\theta \cdot Q_L + Q_H) \quad (\text{A.5.21})$$

$$trL = \theta \cdot trH \quad (A.5.22)$$

8. Espesor del recipiente.

$$t = P_D \cdot D / (2 \cdot \cos \alpha (SE - 0.6P_D)) + C \quad (A.5.23)$$

9. Cálculo de las boquillas.

Este computo se realiza mediante la ecuación de continuidad y valores recomendados de velocidad de entrada y salida. Estos valores se estiman en 91.44 cm/s; una velocidad tal que no provoca grandes disturbios en el equipo de sedimentación.

$$\phi = \{4 \cdot QL_H / (91.44 \cdot \pi)\}^{0.5} \quad (A.5.24)$$

NOMENCLATURA

C	Tolerancia a la corrosión, cm.
D	Diámetro del recipiente, cm.
DI	Diámetro de la interfase, cm.
hh	Altura de asentamiento de la fase pesada, cm.
hl	Altura de asentamiento de la fase ligera, cm.
K _w	Parámetro para el cálculo de la velocidad de asentamiento, cm^3/s^2 .
L	Longitud del recipiente, cm.
P	Presión, g/cm^2 .
Q	Flujo volumétrico, cm^3/s .
S	Esfuerzo máximo permisible del material, g/cm^2 .
t	Espesor del recipiente, cm.
T	Temperatura, °C.
t _a	Tiempo de asentamiento, s.
t _r	Tiempo de residencia, s.
V _a	Velocidad de asentamiento, cm/s .
V _r	Volumen del equipo, cm^3 .
α	Angulo de inclinación del equipo.
ρ	Densidad del fluido, g/cm^3 .
ϕ	Diámetro de la boquilla, cm.
θ	Relación entre los tiempos de residencia.
μ	Viscosidad, $\text{g}/\text{cm}\cdot\text{s}$.

Subíndices.

D	Diseño.
H	Fase pesada.
L	Fase ligera.
op	Operación.

A.6 DESACEITADOR^(19,28)

El diseño de este equipo consta de dos partes. En la primera se llevará a cabo el cálculo de las condiciones de operación, mientras que en la segunda se estimarán los parámetros correspondientes al diseño mecánico.

ALGORITMO DE CALCULO.

I. DISEÑO TERMODINAMICO.

1. Condiciones de operación (presión y temperatura).

Para obtener estos valores se hará uso de la regla de la "palanca" y del diagrama Presión - Entalpia para el agua, fig. A.6.1, de acuerdo a la siguiente relación:

$$Lq/V = (H_v - H_f)/(H_f - H_L) \quad (\text{A.6.1})$$

Esta relación se representa graficamente en la figura A.6.2.

Para obtener los valores de presión y temperatura se busca la presión del sistema a la cual los valores correspondientes de H_L y H_v satisfagan la ecuación A.6.1.

II. DISEÑO MECANICO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

a. Temperatura de diseño.

$$\text{Para } -29^\circ\text{C} < T_{op} < 340^\circ\text{C}; \quad T_D = T_{op} + 15^\circ\text{C} \quad (\text{A.6.2})$$

$$\text{Para } T_{op} < -29^\circ\text{C}; \quad T_D = T_{op} \quad (\text{A.6.3})$$

$$\text{Para } T_{op} > 340^\circ\text{C}; \quad T_D = T_{op} \quad (\text{A.6.4})$$

b. Presión de diseño

$$\text{Para } P_{op} > P_{atm}; \quad P_D = 1.1 P_{op} \text{ ó} \quad (\text{A.6.5a})$$

$$P_D = P_{op} + 2,000 \text{ g/cm}^2 \quad (\text{A.6.5b})$$

Se emplea la ecuación que de el valor mayor. Para el caso en que la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido, sea superior al valor anterior, se considerará una presión de diseño equivalente a dicha presión de vapor más un 10% ó $2,000 \text{ g/cm}^2$.

$$\text{Para } P_{op} = P_{atm}; \quad P_D = P_{atm} \quad (\text{A.6.6})$$

$$\text{Para } P_{op} < P_{atm}; \quad P_D = \text{Vacío total} \quad (\text{A.6.7})$$

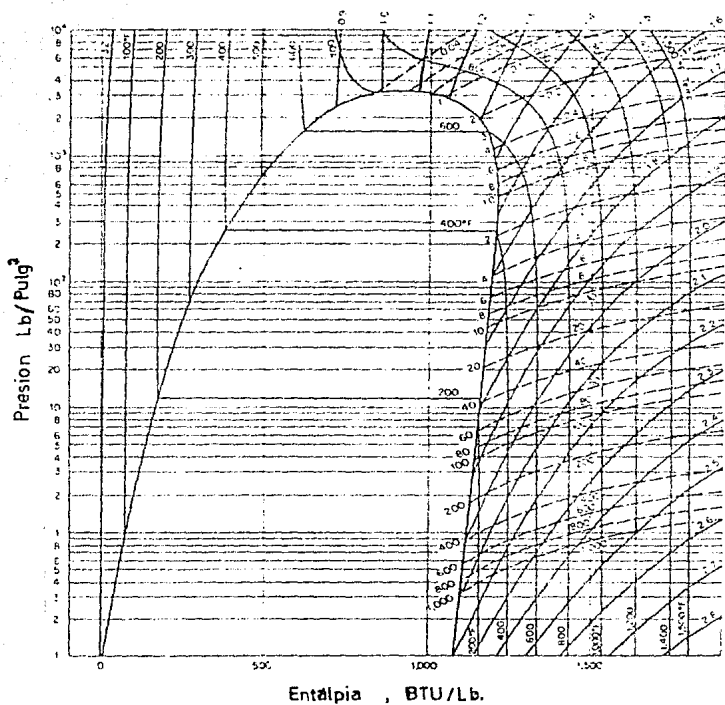


Fig.A.6.1 Diagrama presión-Entalpía para el agua.

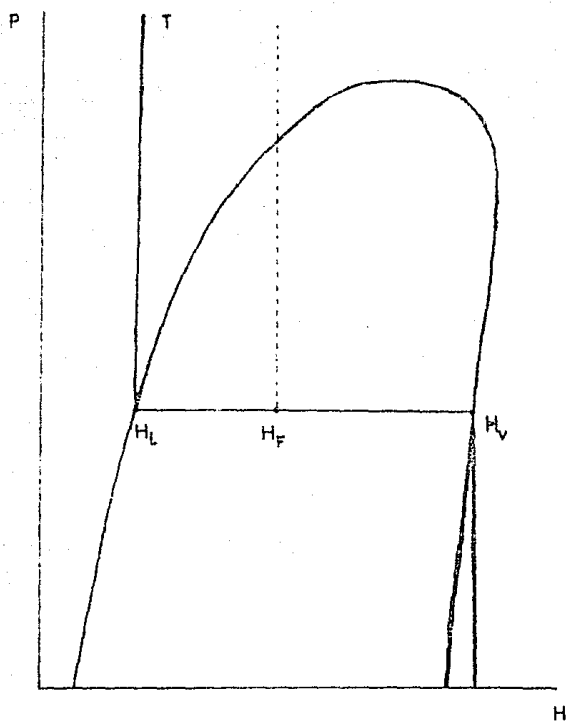


Fig. A.6.2 Representación gráfica de la operación de desaceitado.

2. Tiempo de residencia.

Este valor se obtiene de la tabla A.6.1.

3. Velocidad del vapor permitida.

$$V_p = K \cdot [(\rho_L - \rho_v) / \rho_v]^{0.5} \quad (\text{A.6.8})$$

El factor K se obtiene de la tabla A.6.2.

4. Velocidad de diseño.

Esta velocidad debe quedar entre un 30% y 100% de la velocidad permitida, usualmente se toma un 75%.

5. Area transversal de flujo de vapor.

$$A = Q_v / V_D \quad (\text{A.6.9})$$

6. Diámetro del recipiente.

$$D = (4 \cdot A / \pi)^{0.5} \quad (\text{A.6.10})$$

7. Checar que la velocidad de diseño se encuentre dentro del rango establecido en el punto 4.

$$V_v = 4 \cdot Q_v / (\pi \cdot D) \quad (\text{A.6.11})$$

$$\% \text{ en relación a } V_p = (V_v / V_p) \cdot 100 \quad (\text{A.6.12})$$

8. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidades recomendadas.

$$V_{\max} = 3,048 / (62.5 \rho)^{0.5} \quad (\text{A.6.13})$$

$$V_{\min} = 1,828.8 / (62.5 \rho)^{0.5} \quad (\text{A.6.14})$$

1b. Diámetro de la boquilla.

$$\phi = \left((4 / \pi) \cdot Q_{L,v} / V_{\max, \min} \right)^{0.5} \quad (\text{A.6.15})$$

En esta ecuación se sustituyen ambas velocidades y con los diámetros obtenidos se toma un intermedio que sea comercial.

b. Boquilla de salida.

Fase vapor.

1b. Velocidad recomendada.

Esta velocidad se obtiene a partir de la tabla A.6.3.

2b. Diámetro de la boquilla.

Se hace uso de la ecuación A.6.15

Fase líquida.

3b. Velocidad recomendada.

Esta velocidad se obtiene de la tabla A.4.1

4b. Diámetro de la boquilla.

Se hace uso de la ecuación A.6.15

TABLA A.6.1

Tiempos de Residencia entre Nivel Mínimo y Máximo⁽²⁸⁾

Servicio	TR (min)
- Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad que está ligada a un cuarto de control separado.	20
- Igual que el anterior, pero el tanque de balance recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control.	15
- Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso, pero recibe el líquido de tanques fuera de la planta.	15
- Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada a un cuarto de control separado.	12
- Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada al mismo cuarto de control.	8
- Un líquido de un tanque de balance a tanques fuera de la planta o directamente a un tanque de alimentación para otra unidad (flujo por gravedad).	3
- Igual que el anterior pero flujo por bombeo.	5
- Un líquido de un tanque de balance, ya sea un tanque fuera de la planta o a otro tanque de alimentación a través de un cambiador de calor alimentado por el fondo.	5
- Un líquido de un tanque de balance es la única carga a un calentador a fuego directo.	10
- Un líquido de un tanque de balance alimenta a un rehervidor a fuego directo; el tiempo de residencia se basa en el vapor del rehervidor expresado como líquido (5 min), más el tiempo adecuado para el producto de fondos en base al servicio específico.	5
- Un separador vapor-líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión.	4
- Un tanque de destilado que actúa únicamente como acumulador de reflujo.	5
- Un tanque de destilado (tanque de reflujo) que también sirve como receptor de producto, basándose el tiempo de residencia en el reflujo (3 min) más el tiempo de residencia adecuado, en base al servicio específico.	5
- Si el producto se envía a almacenamiento.	2
- Si el producto se alimenta a otra torre.	15
- Tanques de alimentación a un reactor.	25
- Tanques separadores de arrastre a la succión del compresor, en base a la velocidad del líquido de la mayor unidad productora de líquido antes del compresor.	10
- Tiempo de residencia adicional o de emergencia para tanques separadores de arrastre entre etapas (en base a una velocidad máxima de producción de condensado entre etapas).	10

TABLA A.6.2

VALORES RECOMENDADOS PARA EL FACTOR $K^{(20)}$

Condiciones	K	Tipo de malla
Fluidos limpios, carga moderada de líquido (se da en el 90% de los casos).	10.7 a 11.0	Standar
	10.7	Alta eficiencia
	7.6	Muy alta eficiencia
Viscosidad alta, sólidos suspendi- dos sucios.	12.2	Baja densidad o interrigbone de alto flujo.
Operaciones a vacío: 2" Hg. abs.	6.1	Standar
	8.2	Alta eficiencia
	6.4	Alambre cubierto con plástico o malla de plástico.
Sin malla separadora	6.1	

TABLA A.6.3

VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA GASES⁽¹⁵⁾

Fluido	Velocidad recomendada (cm/s)
Acetileno	121,920
Aire	121,920
Amoniaco	182,880
Etileno	182,880
Hidrógeno	121,920
Ac. clorhídrico	121,920
Gas natural	182,880
Oxígeno	54,864
Cloroformo	60,960

TABLA A.6.4

TIPOS DE CABEZAL MAS COMUNES⁽²⁸⁾

Presión de operación (g/cm ²)	Diámetro del recipiente (cm)	Tipo de cabezal
6800 < P _{op}	D ≤ 91.44	Planas
6800 < P _{op}	D ≤ 457.20	Toriesfericas.
6800 < P _{op} ≤ 30610	D ≤ 457.20	Semielipsoidales (2:1)
P _{op} > 30610	D ≤ 457.20	Hemisfericas
P _{op} < 30610	D > 457.20	

9. Longitud del recipiente. fig. A.6.3.

$$ht = 30.5 \text{ cm} \quad (\text{A.6.16})$$

$$S = 10.2 \text{ a } 15.2 \text{ cm} \quad (\text{A.6.17})$$

$$hv = 0.2D + 91.5 + \phi/2 \quad (\text{A.6.18})$$

(mínimo 122 cm)

$$hbn = 0.2D + 15.2 + \phi/2 \quad (\text{A.6.19})$$

$$hr = QL \cdot Tr/A \quad (\text{A.6.20})$$

$$hb = 15.2 \text{ cm} \quad (\text{A.6.21})$$

$$L = ht + S + hv + hbn + hr + hb \quad (\text{A.6.22})$$

10. Checar (L/D) y el tiempo de residencia.

a. Relación (L/D).

$$1 < (L/D) < 5$$

b. Tiempo de residencia.

Una vez que la longitud calculada haya sido redondeada a una longitud comercial, se calcula el valor de hr a partir de la ecuación A.6.22. A continuación el tiempo de residencia real se obtiene a partir de:

$$TrR = A \cdot hr / QL \quad (\text{A.6.23})$$

11. Selección de cabezales.

Esto se realiza mediante el empleo de la tabla A.6.4.

12. Espesor de campana.

Para estimar este parámetro es necesario hacer uso de la figura A.6.4, así como del algoritmo siguiente:

a. Suponer un valor para el espesor.

b. Con este valor estimar la relación (L/Do) y (Do/t).

c. De la figura A.6.4 obtener el valor de B.

d. Calcular la presión que puede soportar el recipiente con ese espesor.

$$Pb = 1000 B / [14.7 \cdot (Do/t)] \quad (\text{A.6.24})$$

e. Si la presión obtenida es superior y cercana a la requerida el cálculo termina, sino es así hay que suponer un nuevo valor.

13. Niveles en el recipiente.

$$A.B.N. = 0.25 \cdot (N. \text{ MAX.} - N. \text{ MIN.}) + N. \text{ MIN.} \quad (\text{A.6.25})$$

$$N.N. = 0.60 \cdot (N. \text{ MAX.} - N. \text{ MIN.}) + N. \text{ MIN.} \quad (\text{A.6.26})$$

$$A.A.N. = 0.80 \cdot (N. \text{ MAX.} - N. \text{ MIN.}) + N. \text{ MIN.} \quad (\text{A.6.27})$$

Desaceitador.

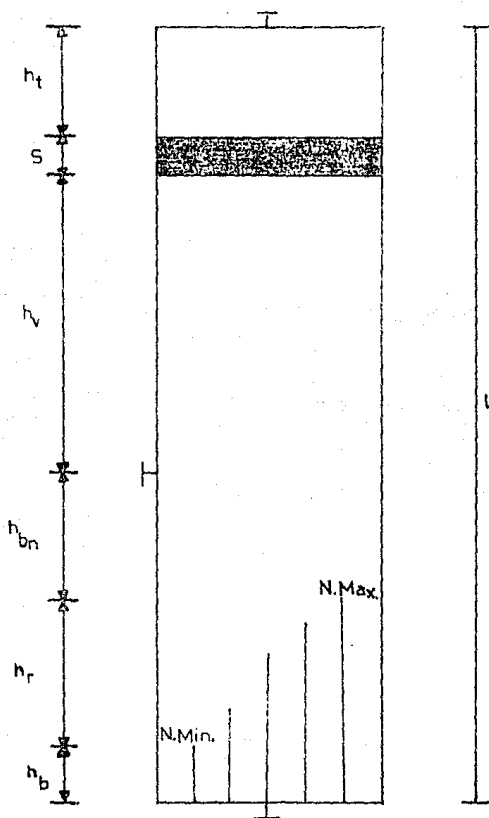
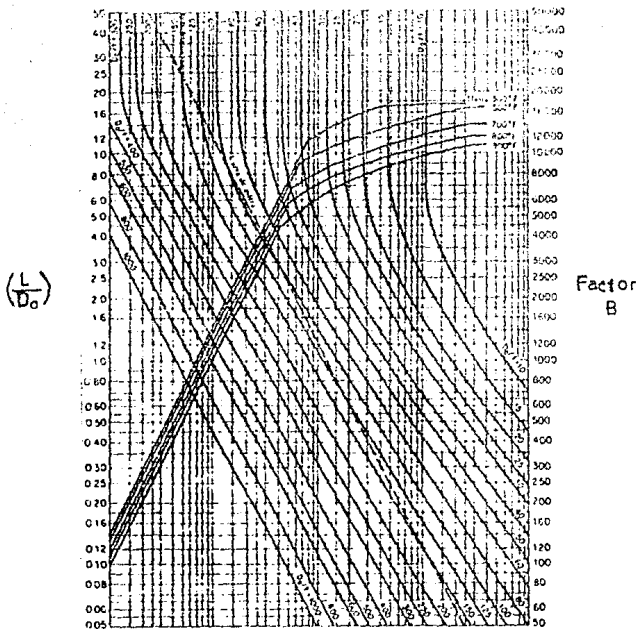


Fig. A.6.3



1. Trazar una horizontal el valor de L/D_o .
2. Trazar una vertical en el punto en que la horizontal intersece la línea correspondiente a la temperatura de operación.
3. Con el valor de D_o/t y la vertical anterior obtener B

Fig. A.6.4. Gráfica para estimar el espesor de campana de recipientes bajo presión externa.

NOMENCLATURA

A.A.N.	Alarma por alto nivel, cm.
A.B.N.	Alarma por bajo nivel, cm.
A	Area transversal del flujo de vapor, cm^2 .
B	Factor para el cálculo de espesor de campana, lb/in^2 .
D	Diámetro interno del recipiente, cm.
Do	Diámetro externo del recipiente, cm.
F	Flujo de alimentación, g/s.
H	Entalpía, erg/g.
hb	Altura representada en la figura A.6.3, cm..
hbn	Altura representada en la figura A.6.3, cm..
hr	Altura representada en la figura A.6.3, cm..
hv	Altura representada en la figura A.6.3, cm..
hu	Altura representada en la figura A.6.3, cm..
K	Factor para el cálculo de la velocidad permitida del vapor.
L	Longitud del recipiente, cm.
Lq	Flujo de liquido, g/s.
N.MAX.	Nivel máximo del liquido en el recipiente, cm.
N.MIN.	Nivel mínimo del liquido en el recipiente, cm.
N.N.	Nivel normal del liquido en el recipiente, cm.
P	Presión, g/cm^2 .
Q	Flujo volumétrico, cm^3/s .
S	Espesor de malla separadora de liquido, cm.
t	Espesor de campana, cm.
T	Temperatura, °C.
Tr	Tiempo de residencia, s.
TrR	Tiempo de residencia real, s.
V	Flujo de vapor g/s.
Vp	Velocidad permitida del vapor, cm/s.
Vv	Velocidad del vapor, cm/s.
V _{MAX}	Velocidad máxima del fluido, cm/s.
V _{MIN}	Velocidad mínima del fluido, cm/s.
ρ	Densidad del fluido, g/cm^3 .
ϕ	Diámetro de la boquilla, cm.
σ	Esfuerzo máximo permisible del material de construcción del recipiente, g/cm^2 .

Subíndices.

- D** **Diseño.**
- F** **Alimentación.**
- L** **Líquido.**
- op** **Operación.**
- v** **Vapor.**

A.7 INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO⁽²⁷⁾.

ALGORITMO DE CALCULO.

A. Cálculo del Área de transferencia de calor.

1. Calcular W a partir de:

$$Q = W \cdot C \cdot (T_c - T_e) \quad \text{o} \quad (\text{A.7.1a})$$

$$Q = w \cdot c \cdot (t_h - t_c) \quad (\text{A.7.1b})$$

2. Calcular MLDT.

$$\text{MLDT} = \{(T_c - t_h) - (T_e - t_c)\} / \ln\{(T_c - t_h) / (T_e - t_c)\} \quad (\text{A.7.2})$$

- TUBO.

3. Área de flujo.

$$A_o = \pi \cdot D_i^2 / 4 \quad (\text{A.7.3})$$

4. Velocidad másica para el tubo.

$$G_p = w / A_o \quad (\text{A.7.4})$$

5. Obtener el Re y Pr.

$$\text{Re} = D_i \cdot G_p / \mu \quad (\text{A.7.5})$$

$$\text{Pr} = c \cdot \mu / k \quad (\text{A.7.6})$$

6. Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido interior.

$$h_i = 0.027 \cdot (k / D_i) (\text{Re})^{0.8} (\text{Pr})^{(1/3)} \quad (\text{A.7.7})$$

En el caso de agua:

$$h_i = 1.74380 (T_{av} + 161.25) \cdot 0.9040 \cdot (12 D_i)^{-0.2032} \sqrt{0.8131}$$

donde:

$$V = G_p / (3600 \cdot \rho) \quad (\text{A.7.8})$$

7. Coeficiente de película h_i referido al diámetro externo.

$$h_{i0} = h_i (D_i / D_o) / 4 \quad (\text{A.7.9})$$

- ANULO.

- 3'. Área de flujo.

$$A_a = \pi (D_o^2 - D_i^2) / 4 \quad (\text{A.7.10})$$

- 4'. Velocidad másica en el anulo.

$$G_a = w / A_a \quad (\text{A.7.11})$$

- 5'. Diámetro equivalente para transferencia de calor.

$$D_e = (D_o^2 - D_i^2) / D_o \quad (\text{A.7.12})$$

- 6'. Obtener el Re y Pr.

$$\text{Re} = D_e \cdot G_a / \mu \quad (\text{A.7.13})$$

$$Pr = c \cdot \mu / k \quad (A.7.14)$$

- 7'. Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido exterior.

$$h_o = 0.027 \cdot (k/De) (Re)^{0.8} (Pr)^{(1/3)} \quad (A.7.15)$$

8. Calcular el coeficiente total de transferencia de calor limpio.

$$U_c = h_i \cdot h_o / (h_i + h_o) \quad (A.7.16)$$

9. Calcular el coeficiente total de diseño de transferencia de calor.

$$U_b = 1 / (1/U_c + R_d) \quad (A.7.17)$$

10. Área de transferencia de calor.

$$A = Q / (U_b \cdot \Delta T) \quad (A.7.18)$$

11. Longitud de trayectoria total.

$$L = A / A_p \quad (A.7.19)$$

12. Número de horquillas.

$$N = L / L_T \quad (A.7.20)$$

13. Recalcular A y L.

14. Recalcular U_b .

$$U_b = Q / (A \cdot \Delta T) \quad (A.7.21)$$

15. Recalcular R_d .

$$R_d = (U_c - U_b) / (U_c \cdot U_b) \quad (A.7.22)$$

donde: R_d debe ser igual o mayor a R_d .

B. Cálculo de la Caída de Presión.

- TUBO.

16. Calcular f con el Re calculado en (5).

$$f = 0.0035 + 0.264 / (Re)^{0.42} \quad (A.7.23)$$

17. Calcular la caída de presión.

$$\Delta P = 4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L / 144 (2 \cdot g \cdot \rho \cdot D_i) \quad (A.7.24)$$

- ANULO.

16. Obtener De' .

$$De' = (D_3 - D_2) \quad (A.7.25)$$

17. Obtener el Número de Reynolds para caída de Presión.

$$Re = De' \cdot G_s / \mu \quad (A.7.26)$$

18. Factor de fricción.

$$f = 0.0035 + 0.264/Re^{0.42} \quad (A.7.27)$$

19. Calcular F_a .

$$F_a = 4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L / (2 \cdot g' \cdot \rho^2 \cdot De') \quad (A.7.28)$$

20. Calcular F_l .

$$F_l = N(V^2/2 \cdot g') \quad (A.7.29)$$

21. Calcular la caída de presión.

$$\Delta P = (F_a + F_l) \rho / 144 \quad (A.7.30)$$

NOMENCLATURA

- A Área de transferencia de calor, ft^2 .
- A_s Área de flujo, ft^2 .
- A_p Superficie externa por pie lineal de tubería, ft.
- C, c Calor específico del fluido caliente y frío respectivamente, $\text{BTU/lb-}^\circ\text{F}$.
- D_i Diámetro interior del tubo interior, ft.
- D_2, D_3 Para el anulo D_2 es el diámetro exterior del tubo interior, D_3 es diámetro interior del tubo exterior, ft.
- D_e, D_e' Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, ft.
- f Factor de fricción adimensional.
- G Velocidad másica, lb/h-ft^2 .
- g Aceleración de la gravedad $4.18 \text{ E}+8$, ft/h^2 .
- g' Aceleración de la gravedad 32.2 ft/s^2 .
- h_i, h_o Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido interior y exterior respectivamente, $\text{BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$.
- h_{io} Valor de h_i cuando está referido al diámetro exterior del tubo, $\text{BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$.
- k Conductividad térmica, $\text{BTU/h-ft-}^\circ\text{F}$.
- L, LT Longitud de trayectoria total y longitud total por horquilla, ft.
- MLDT Diferencia verdadera de temperatura.
- N Número de horquillas.
- ΔP Caída de Presión, lb/in^2 .
- Pr Número de Prandtl adimensional.
- Q Flujo de Calor, BTU/h .
- R_d Factor de Obstrucción, $\text{h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F/BTU}$.
- Re Número de Reynolds adimensional.
- T, t Temperatura del fluido caliente y frío respectivamente, $^\circ\text{F}$.
- U_c, U_b Coeficiente total de transferencia de calor limpio y de diseño, $\text{BTU/h-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$.
- V Velocidad, ft/s.
- W, w Flujo másico del fluido caliente y frío respectivamente, lb/h .
- μ Viscosidad, lb/ft-h .
- ρ Densidad, lb/ft^3 .

Subíndices.

a Anulo.
av Promedio
e Entrada.
p Tubo.
s Salida.

ALGORITMO DE SELECCION.

1. Determinar la dureza del material.

Para esto se hace uso de la escala de Moh, tabla A.8.1.

TABLA A. 8. 1
ESCALA DE MOH⁽¹⁹⁾

Material de comparación	Grado de dureza
Talco Yeso Calcita	Suave
Fluoruro Apatita Feldespato Cuarzo	Intermedia
Topacio Corindón Diamante	Dura

2. Realizar una preselección del equipo.

Para llevar a cabo ésta primera selección del molino se hace uso de la tablas A.8.2 y A.8.3.

3. Cálculo de la potencia requerida por el equipo.

$$K = \text{EXP} [\ln(34/100^{0.82} \cdot W_1) / 0.55] \quad (\text{A.8.1})$$

$$E = (34/K^{0.55}) [(1/P)^{0.82} - (1/F)^{0.82}] \quad (\text{A.8.2})$$

$$P = E \cdot W \quad (\text{A.8.3})$$

TABLA A.8.2
TABLA PARA LA PRESELECCION DEL EQUIPO⁽¹⁹⁾

Operación reductora de tamaño	Dureza del material	Tamaño (mm) *				Relación de reducción (+)	Tipo de equipo
		Límites para para la alimentación		Límites para para los productos			
		Max	Min	Max	Min		
<u>Trituración</u>							
Primaria	duro	1520	305.00	508	102	3:1	A, B, C
		508	102.00	127	25.400	4:1	A, B, C
Secundaria	duro	127	25.40	25.400	5.000	5:1	A, B, C
		33	6.30	4.700	0.840	7:1	D, E, H,
	blando	508	102.00	50.800	10.000	10:1	I C, D, E, F, G
<u>Molienda:</u>							
<u>Pulverización</u>							
Gruesa	duro	4.7000	0.840	0.580	0.076	10:1	H, I
Fina	duro	1.1684	0.150	0.076	0.010	15:1	H, I, L
<u>Desintegración</u>							
Gruesa	blando	12.700	1.650	0.580	0.076	20:1	H, I, J K
Fina	blando	4.000	0.500	0.076	0.010	50:1	H, I, J, K, L

* 85% en peso menor que el tamaño dado.

+ Las relaciones de reducción mas altas para operaciones en circuito cerrado.

TABLA A.8.3
 CLASIFICACION DEL EQUIPO DE TRITURACION Y MOLIENDA⁽¹⁰⁾

A.	De mandíbulas o machacadora.
B.	Giratorios.
C.	De conos.
D.	De cubeta.
E.	De rodillo.
	1. Liso.
	2. Dentado.
F.	Rotatorios.
G.	Machacadora de martillos.
Moladoras, molinos ó pulverizadores.	
H.	De bolas.
	1. De bolas.
	2. De guijarros o piedras.
	3. De cabillas ó barras.
	4. De tubo o tubular.
	5. De compartimientos.
I.	De rodillos y anillo ó corona.
	1. De anillo vertical.
	2. De anillo horizontal.
	a. de taza.
	b. de bolas y anillo.
J.	De martillos.
	1. Rígidos.
	2. Oscilantes.
	3. En anillos.
	4. De jaula múltiple.
	5. De discos (placas, dentadas).
K.	De discos (esencialmente de placas lisas).
	1. De rueda o muela simple.
	2. De rueda doble.
	3. De piedras o muelas horizontales.
L.	De energía fluida (molinos de chorro).
	1. De gas.
	a. aire.
	b. vapor de agua.

NOMENCLATURA.

- E Energía consumida en la molienda, Kwh/Ton corta.
- F Tamaño de la alimentación (80% pasando a través de), μ .
- K Constante para un material dado.
- P Tamaño del producto (80% pasando a través de), μ .
- W_i Índice de trabajo, Kwh/Ton corta.
- W Flujo másico, Ton corta/h.

A.9 LAVADORA DE CASCARA^(*,11,18)

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Cálculo del flujo volumétrico a ser manejado:

$$Q = G/p \quad (A.9.1)$$

2. Cálculo del diámetro del transportador.

Este se obtiene a partir de calcular la velocidad lineal del flujo de material, la cual se puede estimar de dos formas diferentes:

- a. Por medio de la ecuación de continuidad.

$$v = Q/[0.45(1/4 \cdot \pi \cdot D_r^2)] \quad (A.9.2)$$

- b. Por otro lado la mecánica indica que:

$$v = L/\theta_R \quad (A.9.3)$$

- c. Igualando las dos ecuaciones anteriores y resolviendo para D_r , se obtiene:

$$D_r = [Q \cdot \theta_R / (0.25 \cdot \pi \cdot 0.45 \cdot L)] \quad (A.9.4)$$

3. Cálculo de la velocidad angular del equipo.

Para obtener este dato se hace uso de la figura A.9.1.

4. Potencia requerida por el equipo⁽¹¹⁾.

$$HP = 1 + [(A \cdot L \cdot N) + (Q \cdot W \cdot L \cdot F)] \times 10 \quad (A.9.5)$$

Las constantes A y F se obtienen de la tabla A.9.1 y A.9.2 respectivamente.

* Algoritmo propuesto en parte por los autores.

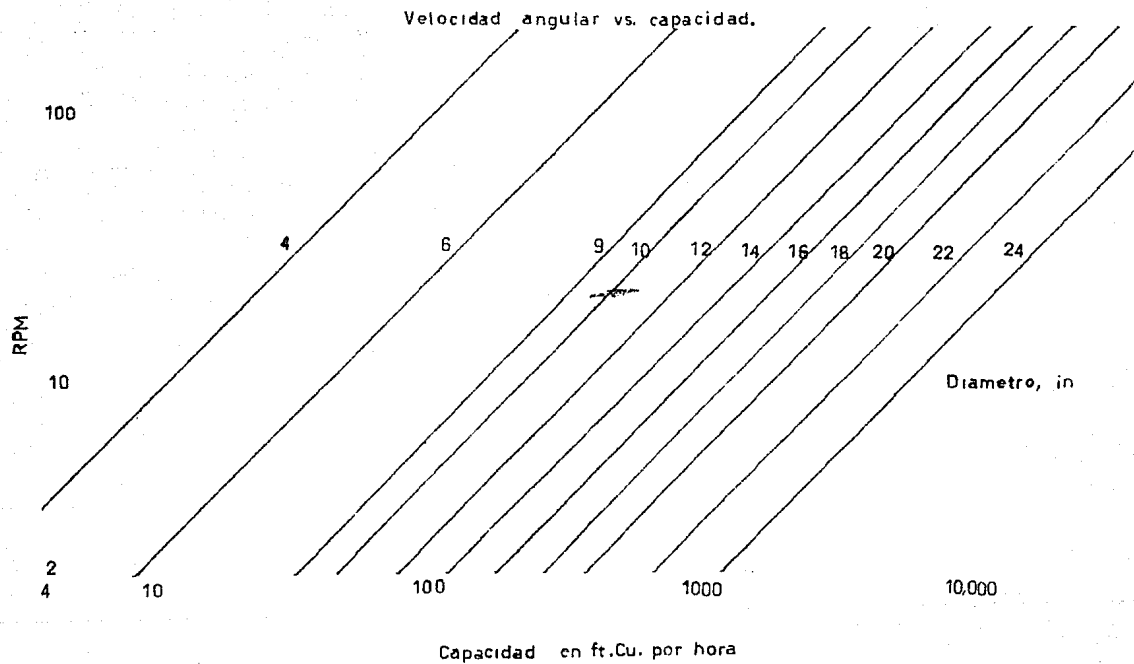


Fig. A.9.1

TABLA A.9.1
 FACTOR A EN LA ECUACION DE POTENCIA⁽¹¹⁾

Diámetro de tornillo (in)	Tipo de soportes		
	Bronce	Autolubrificantes bronce	Hierro blanco ó estelita
3	15	24	36
4	21	33	51
6	33	54	78
9	54	96	132
10	66	114	162
12	96	171	246
14	135	255	345
16	186	336	480
18	240	414	585
20	285	510	705
26	390	690	945
30	549	975	1,320

TABLA A.9.2
FACTORES QUE AFECTAN LA OPERACION
DE LOS TRANSPORTADORES DE TORNILLOS⁽¹¹⁾

Material	W (lb/ft ³)	Clase ^a	Soporte	Factor de potencia
Bauxita, seca, molida	75 a 80	IV	WHI	1.8
Cemento Portlan	75 a 80	IV	WHI	1.4
CaCO ₃ molido	65 a 90	IV	WHI	1.9
CaCO ₃ polvo	70 a 75	IV	WHI	1.4
Barro seco molido	100 a 120	IV	WHI	2.0
Hulla, fino o suelto	40 a 45	II	Ba	0.9
Hulla pulverizada	32 a 35	I	Ba	0.6
Hulla tamizada	45 a 50	III	Ba	1.0
Dolomite	75 a 90	IV	WHI	2.0
Feldespato molido	65 a 70	IV	WHI	2.0
Fluorita	110	IV	WHI	2.0
Tierra de batán húmeda	35 a 40	IV	WHI	2.0
Grafito en escama	40	II	Ba	0.4
Yeso molido	90 a 100	IV	WHI	1.6
Yeso calcinado	55 a 60	III	WHI	1.2
Cal viva molida	60	III	Ba o WHI	0.6
Cal hidratada	35 a 45	II	Ba o WHI	0.8
Cal granulada	56	IV	Ba o WHI	1.3
Piedra caliza polvo	75 a 85	IV	WHI	1.6
Piedra caliza tamizada	85 a 90	IV	WHI	2.0
Mica en escama	17 a 22	III	WHI	1.4
Fosfato granular	90	IV	WHI	1.6
Sal común	45 a 51	III	Ba o WHI	1.2
Sal fina seca	70 a 80	III	Ba o WHI	1.0
Arena seca	90 a 110	IV	WHI	2.0
Pizarra molida	85 a 90	IV	WHI	2.0
Pizarra molida	80 a 90	IV	WHI	2.0
Sosa fina compacta	55 a 65	III	WHI	0.7
Azufre con grumos	80 a 85	IV	Ba	0.8
Azufre en polvo	50 a 60	IV	Ba	0.7
Grafito	35 a 55	IV	WHI	1.0
Zinc	65 a 80	IV	WHI	1.7

^a Clase I : Ligeras y de flujo libre, 30 a 40 lb/ft³.

Clase II : Peso medio, 40 a 50 lb/ft³, no abrasivos, granulares y pequeños grumos con finos.

Clase III: No ó ligeramente abrasivos, pequeños grumos con finos, 40 a 75 lb/ft³.

Clase IV : Granular, abrasivo, mezclados polvos y finos, 50 a 100 lb/ft³.

Ba : Soportes de bronce, lubricación con grasa.

WHI: Hierro blanco, generalmente no lubricado, en algunas ocasiones se usan soportes de acero templado ó estelita.

NOMENCLATURA

- A Constante relacionada con las características del tornillo y sujetadores de éste.
- D_T Diámetro del transportador, ft.
- F Factor característico del material.
- G Flujo másico a ser manejado, lb/h.
- H_p Potencia requerida para un transportador horizontal, hp.
- L Longitud.
- N Velocidad angular del equipo, rpm.
- Q Flujo volumétrico a ser manejado, ft³/h.
- v Velocidad lineal del flujo, ft/h.
- W Densidad en condición "libre", lb/ft³.
- ρ Densidad del material de alimentación, lb/ft³.
- θ_R Tiempo de residencia del material, h.

A. 10 INTERCAMBIADOR DE PLACAS^(8,12,30)

ALGORITMO DE CALCULO.

A. Cálculo del área de transferencia de calor.

1. Balance de Energía.

$$Q = W \cdot C \cdot (T_e - T_s) \quad \text{ó} \quad (A. 10.1a)$$

$$Q = w \cdot c \cdot (t_e - t_s) \quad (A. 10.1b)$$

2. Calcular MLDT

$$MLDT = [(T_e - t_s) - (T_s - t_e)] / \ln[(T_e - t_s) / (T_s - t_e)] \quad (A. 10.2)$$

3. Calcular el Re y Pr para la corriente fría y caliente.

$$Re = D_e \cdot G / (n \cdot \mu) \quad (A. 10.3)$$

$$Pr = c \cdot \mu / k \quad (A. 10.4)$$

donde:

$$D_e = 2 \cdot (\text{ancho entre placas})$$

$$G = w / A_s$$

4. Calcular el coeficiente de película para ambas corrientes.

$$h = 0.2536 \cdot (k / D_e) (Re)^{0.85} (Pr)^{0.4} \quad (A. 10.5)$$

5. Calcular el coeficiente total de transferencia de calor.

$$U_c = [(1/h)_c + (1/k)_p + (1/h)_r]^{-1} \quad (A. 10.6)$$

6. Calcular el coeficiente de diseño.

$$U_b = 1 / [(1/U_c) + R_d] \quad (A. 10.7)$$

7. Asumiendo una placa (F=1.0), calcular el área de transferencia de calor.

$$A = Q / (U_b \cdot MLDT \cdot F) \quad (A. 10.8)$$

8. Calcular el número de placas.

$$N = A / A_p \quad (A. 10.9)$$

9. Comparar N calculada con la supuesta en el paso (7). Si N no es igual a la supuesta, repetir el cálculo a partir de (7) (determinando F con N calculada en (8) y con ayuda de la figura A.10.1) hasta que el valor de N supuesta y calculada sean iguales.

B. Cálculo de la caída de Presión⁽⁸⁾.

$$\Delta P = f \cdot [G^2 / (2 \cdot g_c \cdot \rho)] \cdot L / r_h \quad (A. 10.10)$$

donde:

$$f = 1.5 / Re^{0.17} \quad (A. 10.11)$$

$$G = w / A_s \quad (A. 10.12)$$

$$r_h = 0.5 \cdot I \quad (A. 10.13)$$

Factor de corrección vs número de Reynolds

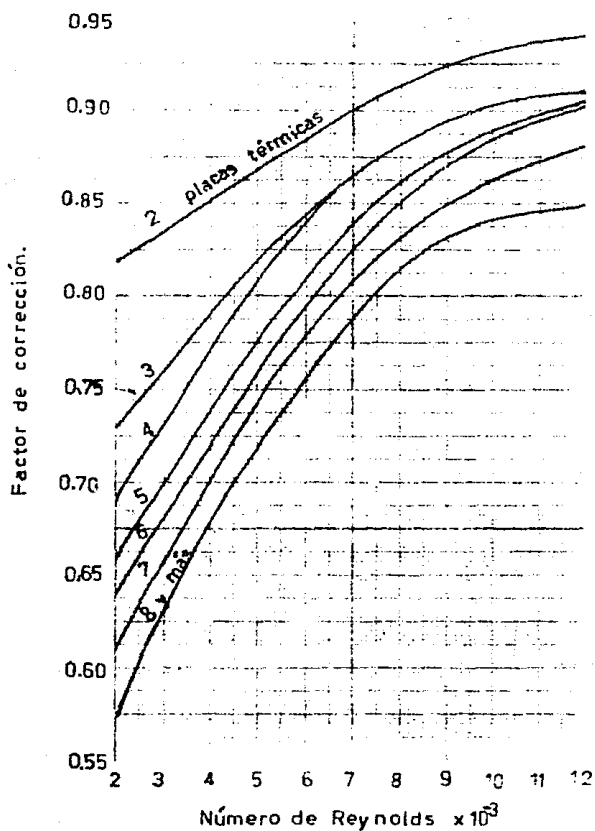


Fig. A.10.1

C. Tubo de Sostenimiento.

1. Flujo Volumétrico.

$$Q_v = W/\rho \quad (\text{A. 10.14})$$

2. Longitud requerida.

$$L_t = Q_v \cdot \theta / A_s \quad (\text{A. 10.15})$$

donde:

$$A_s = \pi \cdot D_t^2 / 4 \quad (\text{A. 10.16})$$

CUESTIONARIO:

- ¿Que sucede con el experimento num. uno?.

- Escribe la ecuación de la reacción del experimento uno.

-¿Qué es y para que sirve un indicador?.

-¿Que es un ácido fuerte ?.

-¿Cómo actúan los ácidos concentrados y calientes sobre los metales ?.

OBSERVACIONES:

CONCLUSIONES:

BIBLIOGRAFIA:

Subindices

- c** **callente**
- e** **entrada**
- r** **fría**
- p** **placa**
- s** **salida**

A.11 PRENSA HIDRAULICA⁽²⁹⁾

Esta máquina consiste de una barra que tiene un ajuste estrecho dentro de una guarnición perforada, figuras A.11.1 a A.11.3. El diseño de este equipo consiste en especificar los parámetros siguientes:

1. Volumen del espacio de prensado, así como las magnitudes geométricas de la guarnición.
2. Diámetro del émbolo de la máquina hidráulica.
3. Tiempo de entrada y salida de la barra.
4. Velocidad de entrada y salida de la barra.
5. Flujo volumétrico requerido por la máquina.
6. Longitud máxima de pandeo del equipo.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Volumen del espacio de prensado.

Se toma como el doble, porque una mitad del espacio es para contener el material, mientras la otra sirve para llevar a cabo el propio prensado.

$$V = 2(W/\rho)\theta_c \quad (\text{A. 11.1})$$

2. Dimensiones del espacio de prensado⁽²⁹⁾.

- a. Diámetro de la guarnición.

$$D_2 = [(4/\pi)(V/2)]^{1/3} \quad (\text{A. 11.2})$$

- b. Longitud de la guarnición.

$$L = 2D_2 \quad (\text{A. 11.3})$$

- c. Carrera de la barra.

$$h = (2/3)L \quad (\text{A. 11.4})$$

- d. Longitud de descarga.

$$L_D = 0.4L \quad (\text{A. 11.5})$$

- e. Longitud de la boca de alimentación.

$$L_a = 0.5L \quad (\text{A. 11.6})$$

- f. Altura de la boca de alimentación.

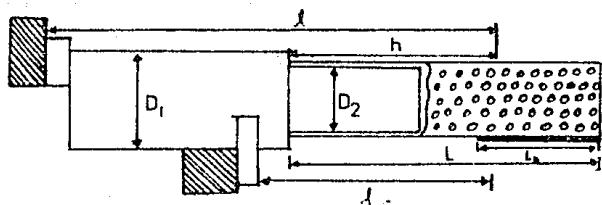
$$h_a = 0.15D_2 \quad (\text{A. 11.7})$$

- g. Diámetro del émbolo.

$$D_1 = [(1.7/0.7)D_2^2]^{0.5} \quad (\text{A. 11.8})$$

3. Tiempos de entrada y salida de la barra.

$$\theta_{Ent} = \theta_c/2.7 \quad (\text{A. 11.9})$$



PRENSA HIDRAULICA.

Fig. A.11.1

Vista lateral.

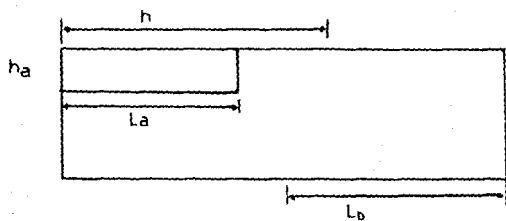
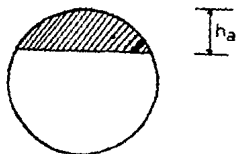


Fig. A.11.2



Vista frontal.

Fig. A.11.3

$$\theta_{Sal} = \theta_c - \theta_{Ent} \quad (A. 11. 10)$$

4. Velocidad de entrada y salida de la barra.

$$V_{Ent} = h/\theta_{Ent} \quad (A. 11. 11)$$

$$V_{Sal} = h/\theta_{Sal} \quad (A. 11. 12)$$

5. Tiempo de descarga.

$$\theta_D = (h - L_a)/V_{Ent} \quad (A. 11. 13)$$

6. Flujo volumétrico requerido.

$$Q = (\pi/4)D_1^2 V_{Sal}/0.95 \quad (A. 11. 14)$$

7. Longitud máxima de pandeo del equipo.

$$F = (\pi/4)D_2^2 P \quad (A. 11. 15)$$

$$K = F \cdot S \quad (A. 11. 16)$$

De la fig. A.11.4 se selecciona la ecuación que describa a la longitud máxima de pandeo de acuerdo a las condiciones de operación. Una vez escogida dicha relación se sustituye en la siguiente ecuación y se resuelve para l .

$$f(l) = (\pi^2 \cdot E \cdot 0.0491 D_2^4 / K)^{0.5} \quad (A. 11. 17)$$

	caso 1 un extremo libre un extremo fijo.	caso 2 dos extremos articulados.	caso 3 un extremo articulado, un extremo fijo.	caso 4 dos extremos fijos.
Grafico				
	$F(\lambda) = 2,1$	$F(\lambda) = 1$	$F(\lambda) = 1 - 0,7$	$F(\lambda) = 1/2$
Simulación de montaje del cilindro				

Fig.A.11.4. Ecuaciones de longitud máxima de pandeo.

NOMENCLATURA

D ₁	Diámetro del émbolo, cm.
D ₂	Diámetro de la guarnición, cm.
E	Modulo de elasticidad, Kg/cm ²
F	Fuerza, Kg.
h	Carrera de la barra, cm.
h _a	Altura de la boca de alimentación, cm.
K	Carga de pandeo, Kg.
l	Longitud máxima de pandeo, cm.
L	Longitud de la guarnición, cm.
L _a	Longitud de la boca de alimentación, cm.
L _D	Longitud de la boca de descarga, cm.
P	Presión de prensado, Kg/cm ² .
Q	Flujo volumétrico requerido por la máquina, cm ³ /s.
S	Factor de seguridad.
V	Volumen de la guarnición, cm ³ .
V _{Ent}	Velocidad de entrada de la barra, cm/s.
V _{Sal}	Velocidad de salida de la barra, cm/s.
W	Flujo másico de cáscara, g/s.
ρ	Densidad de la cáscara, g/cm ³ .
θ _c	Tiempo del ciclo de prensado, s.
θ _D	Tiempo de descarga, s.
θ _{Ent}	Tiempo de entrada de la barra, s.
θ _{Sal}	Tiempo de salida de la barra, s.

A.12 REFINADOR DE JUGO DE LIMÓN¹⁴⁾.

La especificación del equipo consiste en determinar los siguientes parámetros:

- Diámetro del orificio del tamiz.
- Velocidad de rotación del tambor, y
- Potencia requerida por el equipo.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Fijar el diámetro del orificio del tamiz.
2. Cálculo de la velocidad de rotación del tambor.
 - a. Cálculo de la velocidad crítica de rotación.

Esta se obtiene igualando tanto las fuerzas de gravedad que hacen caer las partículas como las de centrifugación que tienden a llevar a las mismas, adheridas a la superficie del tambor, obteniéndose la siguiente expresión.

$$N_c = 42.25/D^{0.5} \quad (A.12.1)$$

- b. Cálculo de la velocidad de rotación del tambor.

Esta velocidad, generalmente es de 0.33 a 0.45 veces la velocidad crítica de rotación.

3. Cálculo de la potencia requerida por el equipo.

Esta potencia se calcula de acuerdo a la carga que tiene que mover el motor y a la velocidad a la cual debe girar el tambor.

- a. Cálculo de la velocidad tangencial del tambor.

$$U = \pi \cdot D \cdot N / 60 \quad (A.12.2)$$

- b. Cálculo de la carga que actúa sobre el tambor.

Esta carga se divide en dos términos:

- Peso del tambor e internos.
- Peso del jugo que se encuentra dentro del tambor en un instante dado.

La segunda contribución se calcula como el 50% de la capacidad en volumen de el tambor. La razón de considerarlo así, es que de esta manera se evita que el tamiz se atasque muy frecuentemente. Matemáticamente, esto se expresa como:

$$P_J = (50/100) V \cdot \rho \quad (A.12.3)$$

Finalmente la carga que actúa sobre el tambor queda como:

* Algoritmo propuesto en parte por los autores

$$F = P_j + P_r \quad (\text{A. 12.4})$$

c. Cálculo de la potencia requerida por el equipo.

$$HP = F \cdot U / (75 \cdot \eta) \quad (\text{A. 12.5})$$

4. Cálculo del tiempo de residencia.

$$\theta_R = 0.5 \cdot V \cdot \rho / G \quad (\text{A. 12.6})$$

NOMENCLATURA

- D Diámetro del tambor, m.
- F Fuerza que actúa sobre el tambor, Kgr.
- G Gasto másico, Kg/h.
- HP Potencia, HP.
- N Velocidad de rotación del tambor., rpm.
- Nc Velocidad crítica de rotación del tambor, rpm.
- Pj Peso del jugo que se encuentra dentro del tambor en un instante dado, Kgr.
- Pr Peso del tambor incluyendo internos, Kgr.
- U Velocidad tangencial del tambor, m/s.
- V Capacidad del tambor, lt.
- ρ Densidad del jugo de limón, Kg/lt.
- η Eficiencia de transmisión de la banda.
- θ Tiempo de residencia, h.

A. 13 SECADOR ROTATORIO⁽⁵⁾

El dimensionamiento de este equipo, esta basado en las ecuaciones de transferencia de calor, psicrometría, velocidad terminal de una partícula y en los conceptos de velocidad angular de un móvil. El diseño de este equipo toma en cuenta varias consideraciones, siendo dos de ellas de gran trascendencia:

1. Las pérdidas de calor durante el proceso se toman como el 15% del calor total introducido.
2. El grado de llenado o hold-up con flujo de aire se considera como el 5% del volumen total del equipo.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Humedad del aire de entrada.

$$Y_1 = 18 P_v / [29(P_r - P_v)] \quad (\text{A. 13.1})$$

2. Contenido de humedad inicial del sólido.

$$X_1 = H_1 / (100 - H_1) \quad (\text{A. 13.2})$$

3. Contenido de humedad final del sólido.

$$X_2 = H_2 / (100 - H_2) \quad (\text{A. 13.3})$$

4. Flujo de sólido seco.

$$S_w = S_H(1 - H_2/100) \quad (\text{A. 13.4})$$

5. Balance de masa.

$$0 = G_w(Y_1 - Y_2) + S_w(X_1 - X_2) \quad (\text{A. 13.5})$$

6. Balance de energía.

$$Q = q + PQ \quad (\text{A. 13.6})$$

$$Q = (HG_1 - HG_2)G_w \quad (\text{A. 13.7})$$

$$HG_1 = (1005 + 1884 Y_1)TG_1 + 2'502.300 Y_1 \quad (\text{A. 13.8})$$

$$HG_2 = (1005 + 1884 Y_2)TG_2 + 2'502.300 Y_2 \quad (\text{A. 13.9})$$

$$q = S_H[H_2S_2 - H_1S_1(100 - H_2)/(100 - H_1)] \quad (\text{A. 13.10})$$

$$HS_1 = C_{pwx1} \cdot TS_1 \quad (\text{A. 13.11})$$

$$HS_2 = C_{pwx2} \cdot TS_2 \quad (\text{A. 13.12})$$

$$PQ = 0.15 Q \quad (\text{A. 13.13})$$

7. Checar que la humedad del aire de salida no llegue a la saturación total.

$$Y_{nat} = 18 P_{nat} / [29 (P_r - P_{nat})] \quad (\text{A. 13.14})$$

$$T_{nat} = TG_1 - \{\Delta H (Y_{nat} - Y_1) / (1005 + 1884 Y_1)\} \quad (\text{A. 13.15})$$

8. Propiedades promedio.

$$T_p = (TG1 + TG2)/2 \quad (\text{A. 13. 16})$$

$$Y_p = (Y1 + Y2)/2 \quad (\text{A. 13. 17})$$

$$C_{ap} = 1005 + 1884 Y_p \quad (\text{A. 13. 18})$$

$$DA = 0.48534 Pr / (T_p + 273.15) \quad (\text{A. 13. 19})$$

VISP; se calcula con ayuda de
la figura A. 13. 1

9. Velocidad terminal para un tamaño de partícula tal que no sea arrastrada por la corriente de aire.

$$K' = DP \{g \cdot DA \cdot (DS - DA) / VISP^2\}^{1/3} \quad (\text{A. 13. 20})$$

- a. $K' \leq 3.3$ (Zona de Stokes)

$$UT = DP^2 \cdot g \cdot (DS - DA) / (18 \cdot VISP) \quad (\text{A. 13. 21})$$

- b. $3.3 < K' \leq 43.6$ (Zona intermedia)

$$UT = 0.153 g^{0.71} DP^{1.14} (DS - DA)^{0.71} / (DA^{0.28} VISP^{0.43}) \quad (\text{A. 13. 22})$$

- c. $43.6 < K' \leq 2360$ (Zona de Newton)

$$UT = 1.75 \{g \cdot DP \cdot (DS - DA) / DA\}^{0.5} \quad (\text{A. 13. 23})$$

$$N_{Re} = DA \cdot DP \cdot UT / VISP \quad (\text{A. 13. 24})$$

$$VT = UT (1 - PHI)^{\eta} \quad (\text{A. 13. 25})$$

η se calcula como sigue:

- a. Para $N_{Re} < 0.3$ (Zona de Stokes); $\eta = 4.65$

- b. Para $0.3 \leq N_{Re} \leq 1000$ (Zona intermedia); η se obtiene de la figura A. 2. 2

- c. Para $N_{Re} > 1000$ (Zona de Newton); $\eta = 2.33$

10. Masa velocidad del aire de secado.

$$G = DA \cdot VT \quad (\text{A. 13. 26})$$

11. Diámetro del secador.

$$A = (Cs/3600) / (0.95 \cdot G) \quad (\text{A. 13. 27})$$

$$D = \{4 \cdot A / \pi\}^{0.5} \quad (\text{A. 13. 28})$$

12. Coeficiente de transferencia de calor.

$$G_p = G (1 + Y_p) \quad (\text{A. 13. 29})$$

$$U_v = 237 G_p^{0.67} / D \quad (\text{A. 13. 30})$$

13. Longitud de las unidades de transferencia.

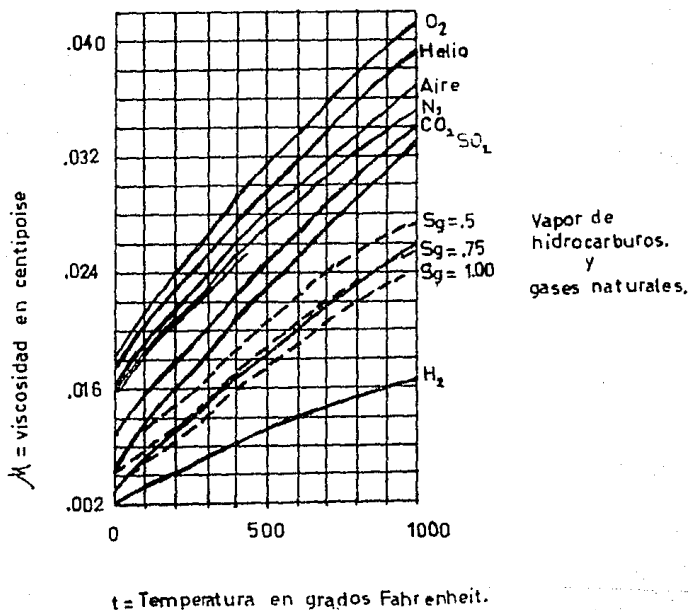
$$HTOG = G \cdot Csp / U_v \quad (\text{A. 13. 31})$$

14. Número de unidades de transferencia.

$$NTOG = (TG1 - TG2) / DTM \quad (\text{A. 13. 32})$$

$$DTM = (DT2 - DT1) / \ln(DT2/DT1) \quad (\text{A. 13. 33})$$

Fig. A.13.1



Viscosidad vs Temperatura.

Patrón de flujo a contracorriente.

$$DT2 = TG1 - TS2 \quad (A. 13.34)$$

$$DT1 = TG2 - TS1 \quad (A. 13.35)$$

Patrón de flujo paralelo.

$$DT2 = TG1 - TS1 \quad (A. 13.36)$$

$$DT1 = TG2 - TS2 \quad (A. 13.37)$$

15. Longitud del secador.

$$Z = HTOG \cdot NTOG \quad (A. 13.38)$$

16. Tiempo de residencia.

$$M_{vss} = S_s/A \quad (A. 13.39)$$

$$\theta = PHI \cdot Z \cdot DS / M_{vss} \quad (A. 13.40)$$

17. Velocidad de rotación del tambor.

$$N = 60 V_p / (D \cdot \pi) \quad (A. 13.41)$$

Es necesario verificar que dicha velocidad no supere la de centrifugación.

$$N_c = 42.3/D^{0.5} \quad (A. 13.42)$$

18. Pendiente del secador.

$$K = 0.608S / (DS \cdot DPM^{0.5}) \quad (A. 13.43)$$

$$PHIO = PHI \pm K \cdot C_p \quad (A. 13.44)$$

(+) Patrón de flujo paralelo.

(-) Patrón de flujo a contracorriente.

$$S = 0.3344 M_{vss} / (3600 \cdot PHI0 \cdot DS \cdot N^{0.8} \cdot D) \quad (A. 13.45)$$

19. Altura radial de las aletas.

$$H_f = 0.12 D \quad (A. 13.46)$$

20. Número de aletas.

$$V_A = H_f^2 \cdot Z \quad (A. 13.47)$$

$$W = S_s \cdot \theta \quad (A. 13.48)$$

$$V_s = W / DS \quad (A. 13.49)$$

$$N_A = V_s / V_A \quad (A. 13.50)$$

$$N_f = 2 \cdot N_A + 1 \quad (A. 13.51)$$

21. Espesor del aislante.

$$q' = PQ/Z \quad (A. 13.52)$$

$$r_o = r_i \cdot \exp\{2 \cdot \pi \cdot k \cdot (T_p - T_E) / q'\} \quad (A. 13.53)$$

$$t = r_o - r_i \quad (A. 13.54)$$

NOMENCLATURA

A	Area transversal del secador, m^2 .
$C_{p\text{ent}}$	Capacidad calorífica del sólido de entrada, $J/Kg-^{\circ}K$.
$C_{p\text{ext}}$	Capacidad calorífica del sólido de salida, $J/Kg-^{\circ}K$.
C_{sp}	Calor húmedo promedio, $J/Kg-^{\circ}K$.
D	Diámetro del secador, m.
DA	Densidad del aire seco a T_p , Kg/m^3 .
DP	Diámetro de partícula, m.
DPM	Diámetro promedio de la distribución de partícula de la alimentación, m.
DS	Densidad del sólido, Kg/m^3 .
DT1	Terminal de temperatura fría, $^{\circ}C$.
DT2	Terminal de temperatura caliente, $^{\circ}C$.
DTM	Diferencia de temperatura media logarítmica, $^{\circ}C$.
G	Masa velocidad del aire seco, Kg/m^2-s .
g	Aceleración de la gravedad, $9.81 m/s^2$.
G_p	Masa velocidad del aire húmedo, Kg/m^2-s .
G_a	Flujo de aire seco, Kg aire seco/h.
H1	Humedad del sólido a la entrada, % peso.
H2	Humedad del sólido a la salida, % peso.
Hr	Altura radial del elevador, m.
HG1	Entalpía del aire a la entrada, J/Kg .
HG2	Entalpía del aire a la salida, J/Kg .
HS1	Entalpía del sólido a la entrada, J/Kg .
HS2	Entalpía del sólido a la salida, J/Kg .
HTOG	Longitud de unidad de transferencia, m.
K	Constante que es función de las propiedades del sólido,
K'	Constante que situa la zona de flujo.
k	Conductividad térmica del aislante, $J/h-m-^{\circ}C$.
$M_{v\text{ss}}$	Masa velocidad del sólido seco, Kg/m^2-h .
N	Velocidad de rotación del secador, rpm.
NA	Número de elevadores activos.
NC	Velocidad crítica de rotación del secador, rpm.
NF	Número de elevadores totales.
N_{Re}	Número de Reynolds para una partícula.
NTOG	Número de unidades de transferencia.

PHI	Retención o Hold-up.
PHIO	Hold-up sin flujo de aire.
PQ	Pérdidas de calor en el equipo, J/h.
Psat	Presión de saturación adiabática del aire, mm Hg.
Pr	Presión total del sistema, mm Hg.
Pv	Presión de vapor del agua, mm Hg.
Q	Calor total introducido al equipo, J/h.
q	Calor transferido al sólido, J/h.
q'	Pérdidas de calor por unidad de longitud, J/h-m.
ri	Radio del equipo más la capa del aislante, m.
ro	Radio de la carcaza del equipo, m.
S	Pendiente del secador, m/m.
SH	Producción del sólido húmedo, Kg sólido/h.
S _w	Flujo de sólido seco, Kg sólido seco/h.
t	Espesor del aislante, m.
TE	Temperatura externa del equipo, °C.
TG1	Temperatura de entrada del aire, °C.
TG2	Temperatura de salida del aire, °C.
Tp	Temperatura promedio del aire, °C.
Tr	Temperatura de rocío, °C.
TS1	Temperatura de entrada del sólido, °C.
TS2	Temperatura de salida del sólido, °C.
Tsat	Temperatura de saturación adiabática del aire, °C.
Uv	Coficiciente de transferencia de calor, W/m ² -°K.
UT	Velocidad terminal de la partícula, m/s.
VA	Volumen de la aleta, m ³ .
VISP	Viscosidad del aire seco a Tp, Kg/m-s.
Vp	Velocidad periférica del secador, m/s.
V _w	Volumen de los sólidos, m ³ .
VT	Velocidad terminal de una partícula en una solución concentrada, m/s.
W	Retención de sólidos en el secador, Kg.
X1	Humedad del sólido a la entrada, Kg agua/ Kg sólido seco.
X2	Humedad del sólido a la salida, Kg agua/ Kg sólido seco.
Y1	Humedad del aire a la entrada del secador, Kg agua/ Kg aire seco.
Y2	Humedad del aire a la salida del secador, Kg agua/ Kg aire

seco.

Y_p Humedad promedio del aire, Kg agua/ Kg aire seco.

Y_{sat} Humedad de saturación adiabática del aire, Kg agua/ Kg aire seco.

Z Longitud del secador, m.

ΔH Entalpía de vaporización a T_{sat} , J/Kg.

η Exponente para corregir los efectos de concentración en la velocidad terminal de una partícula.

θ Tiempo promedio de retención.

A.14 SILO PARA EL ALMACENAMIENTO DE LA CASCARA^(*).

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Volumen del silo.

$$V_E = (Gr/\rho)8R \quad (A.14.1)$$

2. Volumen del cubo.

$$V_C = L^3 \quad (A.14.2)$$

3. Altura de la pirámide.

$$H = (L/2)\tan \alpha \quad (A.14.3)$$

4. Volumen de la pirámide.

$$V_P = (1/3) L^2 \cdot H \quad (A.14.4)$$

5. Altura de la pirámide "faltante", fig. A.12.1

Para ello se hará uso de la relación área transversal de descarga / área transversal de la base de sección de descarga.

$$h_F = (1/2) (X_s \cdot L^2)^{0.8} \tan \alpha \quad (A.14.5)$$

6. Volumen de la pirámide "faltante".

$$V_{PF} = (1/3) X_s \cdot L^2 \cdot h_F \quad (A.14.6)$$

7. Volumen del equipo.

$$V_E = V_C + V_P - V_{PF} \quad (A.14.7)$$

8. Longitud de la sección cúbica del silo.

Sustituyendo de la ecuación A.14.2 a A.14.6 en A.14.7 y resolviendo para L, se tiene:

$$L = (V_E / [1 + (\tan \alpha / 6)(1 - X_s^{3/2})])^{1/3} \quad (A.14.8)$$

9. Altura de la sección de descarga.

$$h_s = H - h_F \quad (A.14.9)$$

10. Longitud de la boca de descarga.

$$l = (X_s \cdot L^2)^{0.8} \quad (A.14.10)$$

* Algoritmo propuesto por los autores.

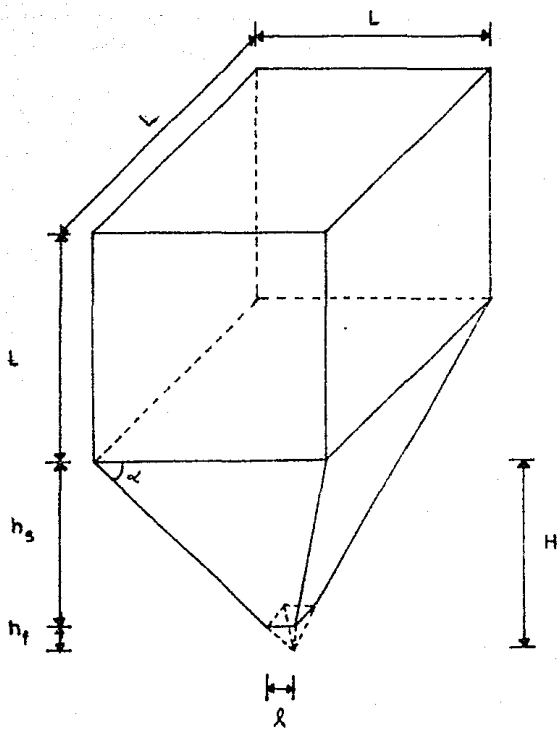


Fig. A.14.1 Diseño del silo de almacenamiento de cáscara.

NOMENCLATURA

- Gr Flujo de cáscara, Kg/h
H Altura de la pirámide, m.
hF Altura de la pirámide "faltante", m.
h_m Altura de la sección de descarga, m.
L Longitud de la sección cúbica del silo, m.
l Longitud de la boca de descarga, m.
Vc Volumen de la sección cúbica, m³.
V_E Volumen del silo, m³.
V_p Volumen de la pirámide, m³.
V_{pF} Volumen de la pirámide "faltante", m³.
X_s Relación de áreas transversales.
α Angulo de inclinación de la pirámide.
ρ Densidad de la cáscara, Kg/m³.
θ_R Tiempo de residencia de la cáscara, h.

A. 15 SILO PARA EL ALMACENAMIENTO DEL LIMÓN^(*).

El dimensionamiento de éste equipo está basado en las ecuaciones de movimiento uniformemente acelerado de una partícula, y en un balance de fuerzas para el fruto en un plano inclinado, así como en las consideraciones siguientes:

1. Para el balance de fuerzas, no existe una fuerza externa que actúe sobre el fruto.
2. El fruto en un inicio está en reposo, y por tanto, su velocidad inicial es cero.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Cálculo del volumen del silo.

$$V = (Gr/\rho_{sp})\theta R \quad (\text{A. 15.1})$$

2. Aceleración del fruto.

$$a = g(\text{sen } \alpha - F \cdot \text{cos } \alpha) \quad (\text{A. 15.2})$$

3. Cálculo del tiempo que dilata el fruto en recorrer el plano inclinado en su totalidad.

$$t = U/a \quad (\text{A. 15.3})$$

4. Longitud del plano inclinado.

$$x = a \cdot t^2 / 2 \quad (\text{A. 15.4})$$

5. Altura h_1 .

$$h_1 = x \cdot \text{sen } \alpha \quad (\text{A. 15.5})$$

6. Ancho del equipo.

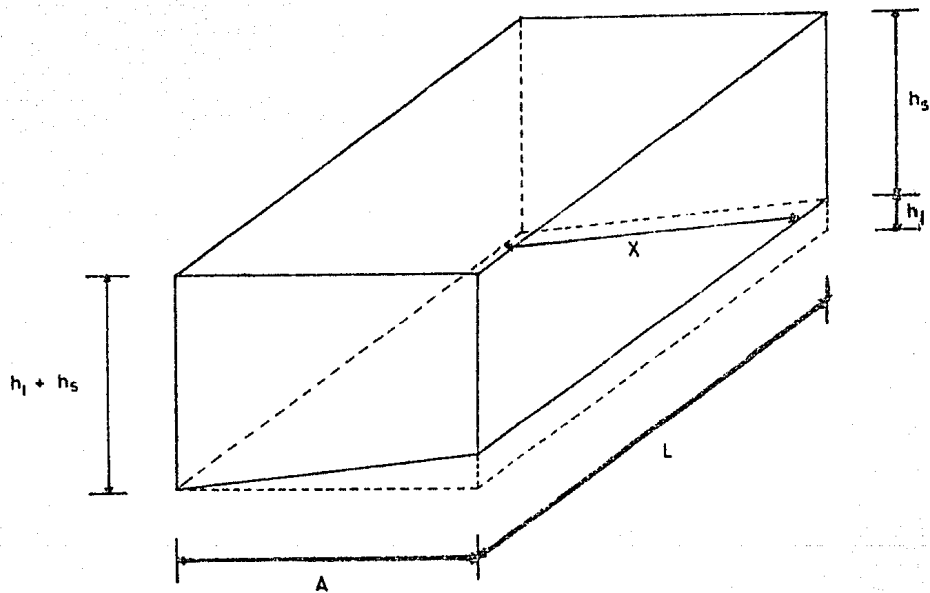
$$A = h_1 / \tan \alpha \quad (\text{A. 15.6})$$

7. Largo del equipo.

$$L = V / [A(1 + h_1) - h_1/2] \quad (\text{A. 15.7})$$

* Algoritmo propuesto por los autores.

Fig. A.151.



Silo de balance de limón fruta.

NOMENCLATURA

A	Ancho del equipo, m.
a	Aceleración del fruto, m/s^2 .
F	Coefficiente de fricción.
g	Aceleración de la gravedad, m/s^2
Gf	Flujo de fruto, kg/h.
h _i	Altura representada en la fig. A.15.1, m.
h _m	Altura representada en la fig. A.15.1, m.
L	Largo del equipo, m.
t	Tiempo, s.
U	Velocidad del fruto, m/s.
V	Volumen del equipo, m^3 .
x	Longitud del plano inclinado, m.
α	Angulo de inclinación del plano.
ρ_{ap}	Densidad aparente del fruto tal como se presenta al guardar los frutos en un recipiente, Kg/m^3 .
θ_R	Tiempo de residencia del fruto, h.

A.16 RECIPIENTE DE BALANCE^(15,26)

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Definición de las condiciones de diseño.

a. Temperatura de diseño.

$$\text{Para } -29\text{ }^{\circ}\text{C} < T_{op} < 340\text{ }^{\circ}\text{C}; \quad T_D = T_{op} + 15\text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{A.16.1})$$

$$\text{Para } T_{op} < -29\text{ }^{\circ}\text{C}; \quad T_D = T_{op} \quad (\text{A.16.2})$$

$$\text{Para } T_{op} > 340\text{ }^{\circ}\text{C}; \quad T_D = T_{op} \quad (\text{A.16.3})$$

b. Presión de diseño

$$\text{Para } P_{op} > P_{atm}; \quad P_D = 1.1 P_{op} \text{ ó} \quad (\text{A.16.4a})$$

$$P_D = P_{op} + 2,000\text{ g/cm}^2 \quad (\text{A.16.4b})$$

Se emplea la ecuación que de el valor mayor. Para el caso en que la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido, sea superior al valor anterior, se considerará una presión de diseño equivalente a dicha presión de vapor más un 10% ó 2,000 g/cm².

$$\text{Para } P_{op} = P_{atm}; \quad P_D = P_{atm} \quad (\text{A.16.5})$$

$$\text{Para } P_{op} < P_{atm}; \quad P_D = \text{Vacío total} \quad (\text{A.16.6})$$

2. Tiempo de residencia.

$$TRC = F_p \cdot F_i \cdot T_R \quad (\text{A.16.7})$$

El valor del tiempo de residencia (T_R) se obtiene de la tabla A.6.1 mientras que los factores de corrección, F_p y F_i , se obtienen de las tablas A.16.1 y A.16.2.

3. Volumen del tanque.

a. Volumen ocupado por el líquido.

$$V_L = W \cdot TRC / \rho \quad (\text{A.16.8})$$

b. Volumen del tanque.

Como el nivel máximo del líquido se localiza al 85% del diámetro del recipiente y a este valor corresponde un valor de fracción en volumen de 0.905939, el volumen del tanque se calcula entonces como:

$$V_T = V_L / 0.905939 \quad (\text{A.16.9})$$

4. Diámetro óptimo.

TABLA A. 16.1
 FACTOR POR EL TIPO DE PERSONAL ⁽²⁸⁾

Personal	F _p
Experimentado	1.0
Bien entrenado	1.2
Sin experiencia	1.5

TABLA A. 16.2
 FACTOR POR EL TIPO DE INSTRUMENTACION ⁽²⁸⁾

Instrumentacion	F _i
Bien instrumentado	1.0
Instrumentación normal	1.2
Pobremente instrumentado	1.5

Para obtener este valor se hará uso de la gráfica de Abakians, figura A.4.1, y de la ecuación siguiente:

$$F = P_D / (C \cdot S \cdot E) \quad (\text{A. 16.10})$$

5. Selección de cabezales.

Esto se realiza mediante la tabla A.6.4.

6. Longitud del recipiente.

a. Area transversal del recipiente.

$$A_T = D^2 \cdot \pi / 4 \quad (\text{A. 16.11})$$

b. Volúmenes parciales.

Para este cálculo se hará uso de la figura A.16.1, así como de la tabla A.16.3.

$$h_3 = 0.15D \text{ ó } 23.0 \text{ cm (el mayor)} \quad (\text{A. 16.12a})$$

$$h_1 = 15.2 \text{ cm} \quad (\text{A. 16.12b})$$

$$Z_{c1} = (h_1 / D) \quad (\text{A. 16.13})$$

$$Z_{c3} = (h_3 / D) \quad (\text{A. 16.14})$$

$$V_1 = A_T \cdot F(Z_{c1}) \cdot L + 1/6 \cdot \pi \cdot K \cdot D^3 \cdot F(Z_{c1}) \quad (\text{A. 16.15})$$

$$V_3 = A_T \cdot F(Z_{c3}) \cdot L + 1/6 \cdot \pi \cdot K \cdot D^3 \cdot F(Z_{c3}) \quad (\text{A. 16.16})$$

c. Longitud del recipiente.

Se asume que el volumen parcial dos contendrá el volumen del líquido que se desea almacenar.

$$V_2 = V_L \quad (\text{A. 16.17a})$$

$$L = \{V_2 - 1/6 \cdot \pi \cdot K \cdot D^3 [1 - F(Z_{c1}) - F(Z_{c3})]\} / \{A_T [1 - F(Z_{c1}) - F(Z_{c3})]\} \quad (\text{A. 16.17b})$$

7. Checar (L/D) y el tiempo de residencia.

a. Relación (L/D).

$$1 < (L/D) < 5$$

b. Tiempo de residencia.

$$T_R = (\pi / 6 \cdot K \cdot D^3 [1 - F(Z_{c1}) - F(Z_{c3})] + L \cdot A_T [1 - F(Z_{c1}) - F(Z_{c3})]) / (W / \rho) \quad (\text{A. 16.18})$$

8. Espesor del recipiente.

$$t = P_D \cdot (D/2) / (SE - 0.6P_D) + 2.54 \text{ C} \quad (\text{A. 16.19})$$

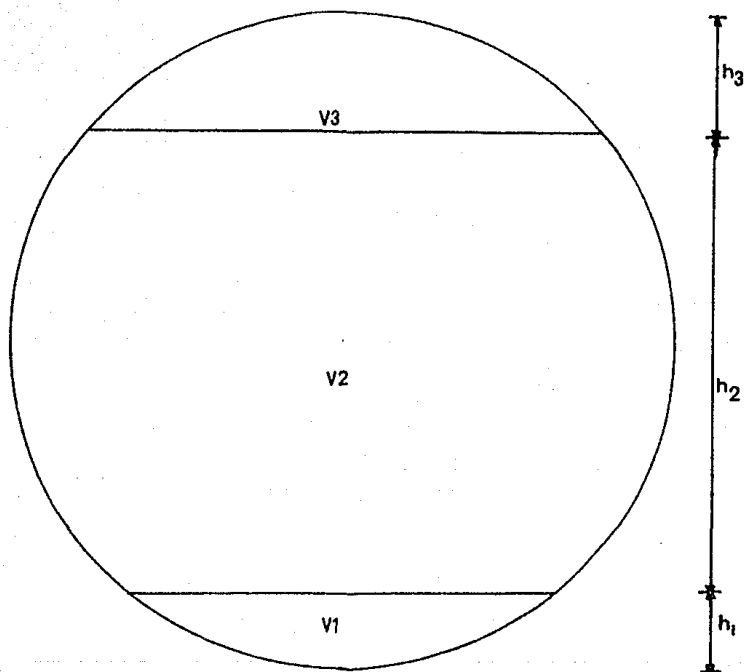
9. Niveles en el recipiente.

$$N. \text{ MAX.} = D - h_3 \quad (\text{A. 16.20})$$

$$N. \text{ MIN.} = 15.2 \text{ cm} \quad (\text{A. 16.21})$$

$$A. B. N. = 0.25 \cdot (N. \text{ MAX.} - N. \text{ MIN.}) + N. \text{ MIN.} \quad (\text{A. 16.22})$$

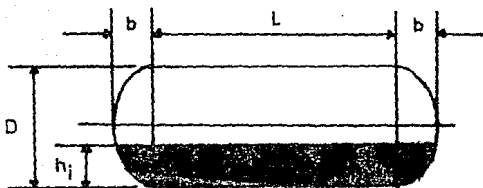
Fig. A.16.1



Volumenes parciales.

TABLA A.16.3

Volumenes parciales en tanques de almacenamiento horizontales con cabezas elipsoidales ó hemisféricas.



•Volumen total = volumen de las 2 cabezas+ volumen del cilindro

$$\text{Volumen total} = 1/6 \pi K D^3 + 1/4 \pi D^2 L$$

$$K = 2b/D \quad Z_e = Z_c = h_i / D$$

•Volumen parcial = $1/6 \pi K D^3 \cdot f(Z_e) + 1/4 \pi D^2 L \cdot f(Z_c)$.

$f(Z_e)$ = Coeficiente elipsoidal.

$f(Z_c)$ = Coeficiente de cilindro horizontal.

TABLA A. 16, 3a
 COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS
 HORIZONTALES, $F(Zc)$ ⁽³⁸⁾

H/D	F(Zc)	H/D	F(Zc)
0.01	0.00169	0.51	0.51273
0.02	0.00477	0.52	0.52546
0.03	0.00874	0.53	0.53818
0.04	0.01342	0.54	0.55088
0.05	0.01869	0.55	0.56356
0.06	0.02450	0.56	0.57621
0.07	0.03077	0.57	0.58884
0.08	0.03748	0.58	0.60142
0.09	0.04458	0.59	0.61397
0.10	0.05204	0.60	0.62647
0.11	0.05985	0.61	0.63892
0.12	0.06797	0.62	0.65131
0.13	0.07639	0.63	0.66364
0.14	0.08509	0.64	0.67590
0.15	0.09406	0.65	0.68803
0.16	0.10327	0.66	0.70019
0.17	0.11273	0.67	0.71221
0.18	0.12240	0.68	0.72413
0.19	0.13229	0.69	0.73652
0.20	0.14238	0.70	0.74769
0.21	0.15266	0.71	0.75930
0.22	0.16312	0.72	0.77079
0.23	0.17375	0.73	0.78216
0.24	0.18455	0.74	0.79340
0.25	0.19550	0.75	0.80450
0.26	0.20660	0.76	0.81545
0.27	0.21784	0.77	0.82625
0.28	0.22921	0.78	0.83688
0.29	0.24070	0.79	0.84734
0.30	0.25231	0.80	0.85762
0.31	0.26348	0.81	0.86771
0.32	0.27507	0.82	0.87760
0.33	0.28779	0.83	0.88727
0.34	0.29981	0.84	0.89673
0.35	0.31192	0.85	0.90594
0.36	0.32410	0.86	0.91491
0.37	0.33636	0.87	0.92361
0.38	0.34869	0.88	0.93203
0.39	0.36108	0.89	0.94015
0.40	0.37353	0.90	0.94796
0.41	0.38603	0.91	0.95542
0.42	0.39858	0.92	0.96252
0.43	0.41116	0.93	0.96923
0.44	0.42379	0.94	0.97550
0.45	0.43644	0.95	0.98131
0.46	0.44912	0.96	0.98658
0.47	0.46182	0.97	0.99126
0.48	0.47454	0.98	0.99523
0.49	0.48727	0.99	0.99831
0.50	0.50000	1.00	1.00000

TABLA A. 16.3b

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CABEZAS EN
TANQUES, $F(Z_e)$ ⁽²⁴⁾

H/D	F(Z _e)	H/D	F(Z _e)
0.02	0.0012	0.52	0.5300
0.04	0.0047	0.54	0.5600
0.06	0.0104	0.56	0.5900
0.08	0.0182	0.58	0.6190
0.10	0.0280	0.60	0.6480
0.12	0.0397	0.62	0.6770
0.14	0.0533	0.64	0.7050
0.16	0.0686	0.66	0.7320
0.18	0.0855	0.68	0.7580
0.20	0.1040	0.70	0.7840
0.22	0.1239	0.72	0.8087
0.24	0.1451	0.74	0.8324
0.26	0.1676	0.76	0.8549
0.28	0.1913	0.78	0.8761
0.30	0.2160	0.80	0.8960
0.32	0.2420	0.82	0.9145
0.34	0.2680	0.84	0.9314
0.36	0.2950	0.86	0.9467
0.38	0.3230	0.88	0.9603
0.40	0.3520	0.90	0.9720
0.42	0.3810	0.92	0.9819
0.44	0.4100	0.94	0.9896
0.46	0.4400	0.96	0.9953
0.48	0.4700	0.98	0.9988
0.50	0.5000	1.00	1.0000

$$N.N. = 0.60 \cdot (N. \text{ MAX.} - N. \text{ MIN.}) + N. \text{ MIN.} \quad (\text{A. 16.23})$$

$$A.A.N. = 0.80 \cdot (N. \text{ MAX.} - N. \text{ MIN.}) + N. \text{ MIN.} \quad (\text{A. 16.24})$$

10. Cálculo de las boquillas.

a. Boquilla de alimentación.

1a. Velocidades recomendadas.

$$V_{\text{max}} = 3,048 / (62.5 \rho)^{0.5} \quad (\text{A. 16.25})$$

$$V_{\text{min}} = 1,828.8 / (62.5 \rho)^{0.5} \quad (\text{A. 16.26})$$

1b. Diámetro de la boquilla.

$$\phi = \{(4/\pi)(W/\rho)/V_{\text{max,min}}\}^{0.5} \quad (\text{A. 16.27})$$

En esta ecuación se sustituyen ambas velocidades y con los diámetros obtenidos se toma un intermedio que sea comercial.

b. Boquilla de salida.

1b. Velocidad recomendada.

Esta velocidad se obtiene a partir de la tabla A.4.1.

2b. Diámetro de la boquilla.

Se hace uso de la ecuación A.16.27.

NOMENCLATURA

A. A. N.	Alarma por alto nivel, cm.
A. B. N.	Alarma por bajo nivel, cm.
A _T	Area transversal del recipiente, cm ² .
C	Tolerancia a la corrosión, ln.
D	Diámetro del recipiente, cm.
E	Eficiencia de soldadura.
F	Factor para la gráfica de Abakians, ln ⁻¹ .
F _I	Factor por el tipo de instrumentación.
F _P	Factor por el tipo de personal.
F(Z _{c1})	Relación de áreas correspondientes a la altura h ₁ .
F(Z _{c2})	Relación de áreas correspondientes a la altura h ₂ .
F(Z _e)	Coefficiente elipsoidal.
h ₁	Altura representada en la figura A.16.1, cm..
h ₂	Altura representada en la figura A.16.1, cm..
h ₃	Altura representada en la figura A.16.1, cm..
K	Razón adimensional (profundidad de la cabeza/diámetro de la misma).
L	Longitud del recipiente, cm.
N. MAX.	Nivel máximo del liquido en el recipiente, cm.
N. MIN.	Nivel mínimo del liquido en el recipiente, cm.
N. N.	Nivel normal del liquido en el recipiente, cm.
P	Presión, g/cm ² .
S	Esfuerzo máximo permisible del material, g/cm ² .
t	Espesor del recipiente, cm.
T	Temperatura, °C.
T _R	Tiempo de residencia, s.
T _{RC}	Tiempo de residencia corregido, s.
V _{1 a 3}	Volumenes representados en la figura A.16.1, cm ³ .
V _L	Volumen ocupado por el liquido, cm ³ .
V _{max}	Velocidad máxima del fluido, cm/s.
V _{min}	Velocidad mínima del fluido, cm/s.

Vr	Volumen del tanque, cm ³ .
W	Flujo másico, g/s.
Zc1	Razón adimensional para h1.
Zc3	Razón adimensional para h3.
ρ	Densidad del fluido, g/cm ³ .
ϕ	Diámetro de la boquilla, cm.

Subíndices.

d	Diseño.
op	Operación.

A.17 DESTILADOR CON ARRASTRE DE VAPOR^(**),⁽¹⁸⁾.

ALGORITMO DE CALCULO.

1. Flujo de calor necesario para calentar la mezcla.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (A.17.1)$$

2. Masa de vapor necesaria para calentar la mezcla.

$$m = Q / \lambda_{\text{vapor}} \quad (A.17.2)$$

3. Requerimientos reales de vapor⁽¹⁸⁾.

Se considera una eficiencia en la transferencia de calor del 70% .

$$m_R = (1/0.7)m \quad (A.17.3)$$

4. Cantidad de vapor requerido para realizar el arrastre del aceite.

$$V_b = 16 \cdot V_a \quad (A.17.4)$$

Lo anterior se debe a que la relación agua- aceite a la salida de un destilador real, operando en una planta de Tecoman, Colima es de 16:1 Vol-Vol.

5. Flujo de vapor por hora.

$$W = V_b \cdot \rho_n / T \quad (A.17.5)$$

6. Volúmen del líquido en el destilador.

$$V_D = m_D / \rho_n \quad (A.17.6)$$

7. Volumen del tanque.

De acuerdo a dato de planta se considera un 30% mas del volumen real que se va a destilar.

$$V = 1.3 V_D \quad (A.17.7)$$

8. Diámetro del tanque.

Para este cálculo se hace uso de una relación (L/D) de 2^(*), obteniéndose la expresión siguiente para el diámetro:

$$D = (2 \cdot V / \pi)^{(1/3)} \quad (A.17.8)$$

9. Selección de tapas.

Las tapas del tanque son conicas por ser las mas adecuadas para colocar el distribuidor de vapor y por ser estas las de uso común en este tipo de equipos.

Volumen de las dos tapas.

$$V_{TD} = 2 \cdot (1/3) (D/2)^2 \pi \cdot h \quad (A.17.9)$$

** Parte propuesta por los autores.

* Dato de planta Colima.

10. Volumen del distribuidor.

$$V_E = 6(\pi r^2 h_1) \quad (\text{A. 17.10})$$

11. Volumen del cuerpo del destilador.

$$V_c = V - (V_{TD} + V_E) \quad (\text{A. 17.11})$$

12. Altura del cuerpo.

$$A_c = V_c / (\pi r^2) \quad (\text{A. 17.12})$$

13. Altura total del destilador.

$$A_T = A_c + A_T \quad (\text{A. 17.13})$$

14. Especificación del tubo de salida del vapor de destilación.

En el capítulo V, estos datos corresponden a datos obtenidos en planta.

NOMENCLATURA

A	Altura de las tapas del destilador, m.
Ac	Altura del cuerpo del destilador, m.
At	Altura total del destilador, m.
Cp	Calor específico del líquido a destilar, BTU/lb-°F.
D	Diámetro del equipo, m.
h	Altura de las tapas cónicas, m.
hl	Longitud de los ramales del distribuidor, m.
Q	Flujo de calor, BTU.
m	Masa de vapor necesaria para calentar el líquido hasta la temperatura de destilación, Kg.
ma	Masa de aceite en el destilador, Kg.
md	Masa total en el destilador, Kg.
mn	Masa total a destilar, Kg.
T	Tiempo de destilación, h.
ΔT	Temperatura de ebullición del líquido a destilar menos la temperatura ambiente, °F.
V	Volumen total del tanque, m ³ .
Va	Volumen del aceite, m ³ .
Vb	Volumen de agua que se arrastra en la destilación como vapor, m ³ .
Vc	Volumen del cuerpo del destilador, m ³ .
Vd	Volumen del líquido a destilar, m ³ .
Ve	Volumen del distribuidor de vapor, m ³ .
V _{TD}	Volumen de las tapas del destilador, m ³ .
W	Flujo de vapor al destilador, Kg/h.
ρ _d	Densidad del líquido en el destilador, Kg/m ³ .
λ	Entalpía de vaporización del agua a las condiciones dadas, BTU/lb.

A.18 CONDENSADOR DE LA EMULSION AGUA-ACEITE PROVENIENTE DEL DESTILADOR⁽²⁷⁾.

ALGORITMO DE CALCULO.

A. Calculo del área de transferencia de calor.

1. Calcular W a partir de:

$$Q = W \cdot \lambda \quad (\text{A. 18.1})$$

$$w = Q / (c \cdot (t_w - t_e)) \quad (\text{A. 18.2})$$

2. Calcular MLDT.

$$\text{MLDT} = [(T_e - t_w) - (T_s - t_e)] / \ln[(T_e - t_w) / (T_s - t_e)] \quad (\text{A. 18.3})$$

- TUBO.

3. Area de flujo.

$$A_w = \pi \cdot D_1^2 / 4 \quad (\text{A. 18.4})$$

4. Velocidad másica para el tubo.

$$G_p = w / A_w \quad (\text{A. 18.5})$$

5. Obtener el Re.

$$\text{Re} = D_1 \cdot G_p / \mu \quad (\text{A. 18.6})$$

6. Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido interior.

$$h_i = 1.51 \cdot (4 \cdot G' / \mu)^{(-1/3)} \cdot (k_r^2 \cdot \rho_r^2 \cdot g / \mu_r^2)^{(1/3)} \quad (\text{A. 18.7})$$

donde:

$$G' = W / (0.5 \cdot L \cdot N) \quad (\text{A. 18.8})$$

7. Coeficiente de película h_i referido al diámetro externo.

$$h_{i0} = h_i (D_1 / D_2) / 4 \quad (\text{A. 18.9})$$

8. Temperatura de la pared del tubo.

$$t_r = 1/2 (T_v + t_w) \quad (\text{A. 18.10})$$

donde:

$$t_w = t_{av} + h_{i0} / (h_{i0} + h_o) (T_v - t_{av}) \quad (\text{A. 18.11})$$

- ANULO.

- 3'. Area de flujo.

$$A_a = \pi (D_3^2 - D_2^2) / 4 \quad (\text{A. 18.12})$$

- 4'. Velocidad másica en el ánulo.

$$G_a = w / A_a \quad (\text{A. 18.13})$$

- 5'. Diámetro equivalente para transferencia de calor.

$$De = (D_3^2 - D_2^2) / D_2 \quad (\text{A. 18.14})$$

6'. Obtener el Re y Pr.

$$Re = De \cdot Ga / \mu \quad (\text{A. 18.15})$$

$$Pr = c \cdot \mu / k \quad (\text{A. 18.16})$$

7'. Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido exterior.

$$h_o = 0.027 \cdot (k/De) (Re)^{0.9} (Pr)^{(1/3)} \quad (\text{A. 18.17})$$

9. Calcular el coeficiente total de transferencia de calor limpio.

$$U_c = h_{i0} \cdot h_o / (h_{i0} + h_o) \quad (\text{A. 18.18})$$

10. Calcular el coeficiente total de diseño de transferencia de calor.

$$U_b = 1 / (1/U_c + R_d) \quad (\text{A. 18.19})$$

11. Área de transferencia de calor.

$$A = Q / (U_b \cdot \Delta T) \quad (\text{A. 18.20})$$

12. Longitud de trayectoria total.

$$L = A / A_p \quad (\text{A. 18.21})$$

13. Número de horquillas.

$$N = L / L_T \quad (\text{A. 18.22})$$

14. Recalcular λ y L.

15. Recalcular U_b .

$$U_b = Q / (A \cdot \Delta T) \quad (\text{A. 18.23})$$

16. Recalcular R_d .

$$R_d^* = (U_c - U_b) / (U_c \cdot U_b) \quad (\text{A. 18.24})$$

donde: R_d^* debe ser igual o mayor a R_d .

B. Cálculo de la Caída de Presión.

- TUBO.

17. Calcular f con el Re calculado en (5).

$$f = 0.0035 + 0.264 / (Re)^{0.42} \quad (\text{A. 18.25})$$

18. Calcular la caída de presión.

$$\Delta P = (1/2) \cdot 4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L / 144 (2 \cdot g \cdot \rho \cdot D_i) \quad (\text{A. 18.26})$$

- ANULO.

17. Obtener De' .

$$De' = (D_3 - D_2) \quad (\text{A. 18.27})$$

18. Obtener el Número de Reynolds para caída de Presión.

$$Re = De' \cdot Ga / \mu \quad (A.18.28)$$

19. Factor de fricción.

$$f = 0.0035 + 0.264/Re \quad (A.18.29)$$

20. Calcular F_a .

$$F_a = 4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L / (2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot De') \quad (A.18.30)$$

21. Calcular F_l .

$$F_l = N(V^2/2 \cdot g')$$

donde:

$$V = Ga / (3600 \cdot \rho) \quad (A.18.32)$$

22. Calcular la caída de presión.

$$\Delta P = (F_a + F_l) \rho / 144 \quad (A.18.33)$$

NOMENCLATURA

- A Area de transferencia de calor, ft^2 .
- A_w Area de flujo, ft^2 .
- A_p Superficie externa por pie lineal de tubería, ft.
- C, c Calor específico del fluido caliente y frío respectivamente, BTU/lb-°F.
- D_i Diámetro interior del tubo interior, ft.
- D_2, D_3 Para el ánulo D_2 es el diámetro exterior del tubo interior, D_3 es diámetro interior del tubo exterior, ft.
- D_e, D_e' Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, ft.
- f Factor de fricción adimensional.
- G Velocidad másica, lb/h-ft².
- G' Carga de condensado, lb/h-ft.
- g Aceleración de la gravedad $4.18 \text{ E}+8$, ft/h².
- g' Aceleración de la gravedad 32.2 ft/s².
- h_i, h_o Coeficiente de película de transferencia de calor para el fluido interior y exterior respectivamente, BTU/h-ft²-°F.
- h_{io} Valor de h_i cuando está referido al diámetro exterior del tubo, BTU/h-ft²-°F.
- k Conductividad térmica, BTU/h-ft-°F.
- L, L_T Longitud de trayectoria total y longitud total por horquilla, ft.
- MLDT Diferencia verdadera de temperatura.
- N Número de horquillas.
- ΔP Caída de Presión, lb/in².
- Pr Número de Prandtl adimensional.
- Q Flujo de Calor, BTU/h.
- R_d Factor de Obstrucción, h-ft²-°F/BTU.
- Re Número de Reynolds adimensional.
- T, t Temperatura del fluido caliente y frío respectivamente, °F.
- U_c, U_b Coeficiente total de transferencia de calor limpio y de diseño, BTU/h-ft²-°F.
- V Velocidad, ft/s.
- W, w Flujo másico del fluido caliente y frío respectivamente, lb/h.

μ Viscosidad, lb/ft-h.

ρ Densidad, lb/ft³.

Subíndices.

a Anulo.

av Promedio

e Entrada.

f Película.

p Tubo.

s Salida.

v Vapor

w pared del tubo.

A.19 CALCULO DE PROPIEDADES PARA ALIMENTOS Y AGUA⁽¹⁰⁾.

- Capacidad Calorífica (KJ/Kg-°C).

$$C_p = \sum_{i=1}^n C_{pi} \cdot X_{iv}$$

Proteína	2.0082+1.2089E-3•T-1.3129E-6•T
Carbohidratos	1.5488+1.9625E-3•T-5.9399E-6•T
Fibra	1.8459+1.8306E-3•T-4.6509E-6•T
Agua	4.1762-9.0864E-5•T+5.4731E-6•T
Grasas	1.9842+1.4733E-3•T-4.8008E-6•T

- Conductividad Térmica (W/m-°C).

$$K = \sum_{i=1}^n K_i \cdot X_{iv}$$

Proteína	1.7881E-1+1.1958E-3•T-2.7178E-6•T
Carbohidratos	2.0141E-1+1.3874E-3•T-4.3312E-6•T
Fibra	1.8331E-1+1.2497E-3•T-3.1683E-6•T
Agua	5.7109E-1+1.7625E-3•T-6.7036E-6•T
Grasas	1.8070E-1-2.7604E-3•T-1.7749E-7•T

- Densidad (Kg/m³).

$$\rho = 1 / \sum_{i=1}^n X_{iw} / \rho_i$$

Proteína	1.3299E+3-5.1840E-1•T
Carbohidratos	1.5991E+3-3.1046E-1•T
Fibra	1.3115E+3-3.6589E-1•T
Agua	9.9718E+2+3.1439E-3•T-3.7574E-3•T
Grasas	9.2559E+2-4.1757E-1•T

Nota:

X_{iw} Fracción peso

X_{iv} Fracción volumen: $X_{iv} = (X_{iw}/\rho_i) / [\sum_{i=1}^n (X_{iw}/\rho_i)]$