

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



PROYECTO DE AMPLIACION PARA OBTENER
JUGO DE NARANJA DESHIDRATADO

ERNESTO PREZA AYALA

INGENIERO QUIMICO

1978



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS 1978

CLAS

~~M.t. 248~~

346

346

AGE

FECHA

REC

1



PRESIDENTE	Enrique García Galeano
VOCAL	Cutberto Ramirez Castillo
SECRETARIO	Ariel Bautista Salgado
1er SUPLENTE	Caritino Moreno Padilla
2do. SUPLENTE	Enrique Bravo Medina

Sitio donde se desarrolló el Tema. - Universidad Nacional Autónoma de México.

Nombre del sustentante. - Ernesto Preza Ayala

Nombre del asesor. - Ariel Bautista Salgado

CONTENIDO

	Pág.
TEMA I INTRODUCCION	
Antecedentes.....	1.1
Localización.....	1.1
Producción de Naranja en México.....	1.3
TEMA II EVALUACION Y SELECCION DE PROCESO	
Evaluación.....	2.1
Capacidad de Operación.....	2.1
Generalidades de Proceso.....	2.2
Movimiento de Aire de Proceso.....	2.2
Calentamiento de Aire de Proceso.....	2.4
Atomización de Materia Prima.....	2.6
Cámara de Secado.....	2.9
Colección de Producto.....	2.10
Automatización del Proceso.....	2.12
Selección del Equipo.....	2.12
TEMA III BASES DE DISEÑO	
Datos Generales.....	3.1
Materia Prima.....	3.1
Producto.....	3.1
Almacenamiento.....	3.2
Servicios Auxiliares.....	3.2
Condiciones Climatológicas.....	3.2
Localización de la Ampliación.....	3.2
Bases de Diseño de Instrumentación.....	3.2
Bases de Diseño Civil.....	3.3
Bases de Diseño Eléctrico.....	3.3
Eliminación de Deshechos.....	3.3
TEMA IV ESPECIFICACION DEL EQUIPO.	
Generalidades.....	4.1
Diagrama de Flujo.....	4.1

	Pág.
Procedimiento de Cálculo.....	4.1
Diagrama de Tubería e Instrumentación.....	4.3
Secuencia de Operación.....	4.4
Fallas.....	4.4
Simbología.....	4.8
Especificaciones.....	4.9

TEMA V CONCLUSIONES

Alternativas.....	5.1
Bibliografía General.....	

INTRODUCCION.

El presente trabajo está motivado por el hecho de que existen antecedentes de localización, los que en un momento dado pueden influir para efectuar la ampliación de la Planta y que a continuación se presentan.

La Planta se encuentra actualmente tanto en el mercado Internacional como en el Nacional, ofreciendo como producto el concentrado de jugo de naranja en fase líquida, con lo que hay la posibilidad de introducir un nuevo producto.

La Planta se localiza en la principal zona productora de naranja en la República Mexicana, como se muestra en la tabla I, por lo que los costos de transporte de materia prima y almacenamiento de la misma son --bajos, así como también, se encuentra dentro de los principales centros de consumo del Este y Centro de la República, como son los estados de Veracruz, Tamaulipas, Puebla y Distrito Federal.

La Planta está comunicada con toda la República por medio de carreteras, en las que se cuenta con líneas de transporte tanto de carga como de pasajeros. También se encuentra comunicada con toda la República por medio de la vía telefónica.

A 20 Km. de la Planta se encuentra un aeropuerto rural.

La Planta se localiza a 150 Km. del puerto de Veracruz, Ver. y -- a 400 Km. del puerto de Tampico, Tamps. Dichos puertos están comunicados con todo el Mundo, por medio de transporte marítimo, directa e indirectamente.

En la zona donde se localiza la Planta se cuenta con mantos acuíferos suficientes y la calidad del agua es buena, de acuerdo a análisis efectuados.

La Planta, aún cuando no se localiza dentro de una zona industrial, se encuentra retirada a 8 Km. de la población más cercana, con lo que la poca emisión de humos y polvos, así como el ruido, no afectan a la población ni al medio ambiente.

Se cuenta con energía eléctrica, ya que a 2 Km. de distancia a la Planta se localiza la hidroeléctrica de Paso Largo, Ver. Se encuentra además a 130 Km. de Poza Rica, Ver., por lo que no se tiene problema en el suministro de combustible.

La Planta se localiza entre dos poblaciones de importancia, en las que se cuenta con mano de obra desde básica hasta de cierto grado de es-

pecialización. En dichas poblaciones se cuenta además con centros sociales y de asistencia, y a 30 Km. de la planta hay centros de recreo sobre la playa.

El mercado para el nuevo producto a nivel Nacional es abierto, -- debido a que en la actualidad no se elabora y a nivel Internacional se considera que el principal atractivo es su costo. Para ambos mercados, el producto presenta características que lo hacen atractivo, como son el -- sabor, olor, facilidad de manejo y un mayor tiempo de almacenamiento.

La Planta además de procesar la naranja, procesa mandarina, toronja, manzana y piña, cuyos concentrados son factibles de deshidratar.

La ampliación propuesta, es con el fin de procesar el jugo de naranja y obtener así el jugo de naranja deshidratado, cuya presentación es en polvo. Este producto se elaboraría en forma paralela al actual y sumercado estaría enfocado al consumo urbano, ya que el concentrado del jugo de naranja tiene un mercado a nivel industrial, como producto intermedio.

Se presentan los temas de Evaluación y Selección de Proceso, en el que aparecen las diferentes alternativas para efectuar el proceso y finalmente seleccionar el adecuado, económica y operativamente. Bases de Diseño, donde se presentan las condiciones y requerimientos del proceso seleccionado. Especificaciones de Equipo, en el que se detalla lo más ampliamente posible todo el equipo requerido por el proceso seleccionado. Finalmente en las Conclusiones se presentan las posibilidades y alternativas para obtener el jugo deshidratado.

El objetivo del trabajo es presentar el proyecto de ampliación, cubriendo las etapas fundamentales para tal efecto.

TABLA I PRODUCCION DE NARANJA EN MEXICO Y DATOS COMPARATIVOS
CON OTRAS FRUTAS (*)

	A	B	%	C	%	D	E	%
1970 República Veracruz	154,327 34,755	514,948 76,805	29.9 45.25	1,254,685 422,273	33.7	1,134,468,000 380,045,700	5,127,110,600 941,636,460	22.13 40.36
1971 República Veracruz	164,051 53,102	592,774 101,619	27.68 52.26	1,738,201 712,416	41.0	1,695,280,400 353,628,800	5,876,195,850 1,064,516,400	28.85 33.22
1972 República Veracruz	155,991 53,559	592,377 102,189	26.33 52.41	1,614,774 803,385	49.8	807,387,000 401,692,500	6,654,528,750 1,126,444,350	12.13 35.66
1973 República Veracruz	167,230 65,081	643,216 122,573	26.0 53.1	1,798,048 668,159	37.16	973,607,580 380,850,630	7,155,807,719 1,151,481,340	13.61 33.07
1974 República Veracruz	160,969 65,599	619,075 120,536	26.0 54.42	1,420,360 692,177	48.73	852,216,000 415,306,200	8,294,751,400 1,244,322,000	10.27 33.38
1975 República Veracruz	166,529 66,230	661,275 125,139	25.18 52.93	1,615,144 720,219	44.6	1,021,589,204 334,935,315	9,739,685,163 1,211,831,945	10.49 27.64
1976 República Veracruz	165,000 65,121	676,880 126,337	24.38 51.55	1,650,000 735,900	44.6	1,320,000,000 588,720,000	12,714,913,950 2,011,788,750	10.38 29.25

CLAVE.

- A. - Superficie cosechada de naranja, en hectáreas
- B. - Superficie cosechada de todas las frutas, en hectáreas
- C. - Producción de naranja, en toneladas
- D. - Valor de la columna "C", en moneda nacional
- E. - Valor de la producción de todas las frutas, en moneda nacional.

(*) Dirección General de Economía Agrícola de la Secretaría de Agricultura y Ganadería.

EVALUACION Y SELECCION DE PROCESO.

En toda Empresa se deben buscar los medios para proteger a la misma, por lo que debe tenerse siempre en cuenta la diversificación e integración de ella, así como la elaboración de nuevos productos, utilizando materias primas disponibles y teniendo como base el proyecto.

La decisión de llevar a cabo un proyecto, se fundamenta en la información técnica y económica referida al proyecto en consideración.

El camino que se sigue con la Evaluación Económica, es comparar varios proyectos de entre los cuales se selecciona el que presenta el menor número de riesgos, desde el punto de vista económico. La comparación consiste en evaluar los diferentes aspectos económicos que incumben a todo proyecto, como son: capital de inversión, costos totales y de fabricación, precio de venta, utilidad y amortización. (*)

Este método es sin duda alguna el más adecuado para seleccionar el proyecto, con lo que a su vez queda fijada la capacidad del mismo, sin embargo, como se ha mencionado, es preciso contar con información técnica y económica que requiere la participación de personal especializado.

La capacidad de operación de la ampliación que se presenta, se fijará en base a que la Planta opera actualmente a menor capacidad de la operación máxima, debido a que no se tiene la suficiente demanda del producto que actualmente se produce, motivo por el cual no se tiene la amortización adecuada.

La diferencia entre la producción actual y la capacidad de operación máxima de la Planta, será entonces la capacidad de operación de la ampliación. De acuerdo a los datos obtenidos, dicha capacidad será de 36 840 Kg. de concentrado de jugo de naranja a procesar, por día de 24 hrs.

Con esto se logrará una mejoría en la amortización de la Planta y se elaborará un nuevo producto, aprovechando materia prima que en la actualidad se desperdicia.

Ahora que se ha fijado la capacidad de la ampliación, se procederá a seleccionar el proceso.

(*) Robert S. Aries and Robert S. Newton, Chemical Engineering Cost - Estimation. Mc. Graw Hill, 1955.

En todo proceso industrial ocurren tanto operaciones como procesos unitarios, en donde cada uno de ellos puede efectuarse por diferentes equipos existentes en el mercado. El objetivo de la Selección de Procesos es precisamente seleccionar el equipo más viable técnica, económica y operativamente.]

En el proyecto de ampliación que se presenta, el proceso que ocurre es de tipo continuo, el cual tiene como parte principal un equipo conocido como secador de espreas. Este tipo de secador es el adecuado para obtener productos en polvo, a partir de materia prima expuesta a sufrir cambios durante el secado, tales como decoloración, oxidación, pérdida de sabor y desnaturalización de proteínas, debido a que el tiempo de contacto entre el material que se desea deshidratar y el medio deshidratante es corto, en un rango de 2 a 5 segs. y a la temperatura de operación que está entre 200 y 1200 °F. dependiendo de que materia prima se trate.](*)

La operación del proceso de deshidratación, desde un punto de vista general, es como sigue. Para iniciar el proceso se debe alcanzar la temperatura de operación y una perfecta distribución de la misma dentro de la cámara de secado, lo cual se logra al pasar el aire de proceso precalentado a través de ésta. Una vez alcanzada dicha temperatura de operación, se pasa el material a deshidratar hacia la cámara de secado, el cual debe ser perfectamente atomizado, para obtener finalmente el producto en polvo. El aire que sale de la cámara de secado, que propiamente es el desecho del proceso, se pasa por la etapa de recuperación de finos, para que finalmente pueda ser lanzado a la atmósfera.

En el proceso de deshidratación ocurren cuatro operaciones fundamentales que son: movimiento de aire de proceso, calentamiento de aire de proceso, atomización de materia prima, secado y colección de producto.

Para efectuar cada una de estas operaciones, existen diferentes alternativas que a continuación se presentan.

Movimiento de aire de proceso. - Para efectuar la deshidratación se requiere del llamado aire de proceso, por medio del cual la materia prima va a ser deshidratada. Para manejar dicho aire se cuenta con dos alternativas. Por tiro inducido y por tiro forzado. La alternativa más viable es por medio de tiro forzado debido al gasto que se maneja, a las caídas de presión en el equipo de proceso y a la velocidad requerida en la cámara de secado, esta última debe estar en un rango de 50 a 150 pies por

(*) A. J. Amos, Food Industries Manual. Leonard Hill Books, Ltd.

segundo.

El tiro forzado requiere de un ventilador el cual puede localizarse-
teniendo a la succión o a la descarga el equipo de proceso, como se mues-
tra en la figura 2.1

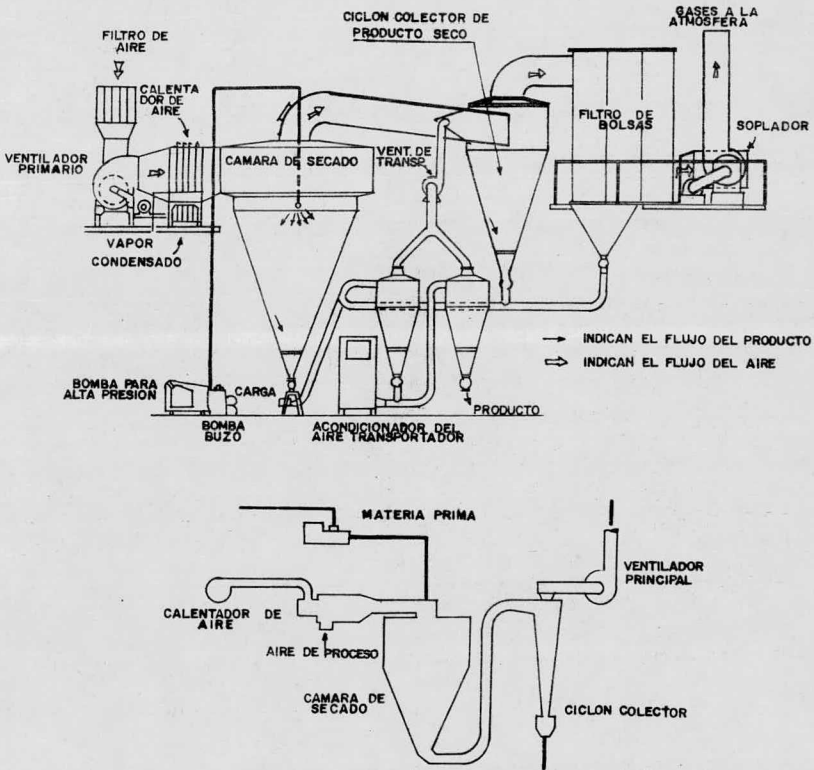


FIG. 2.1

Calentamiento de aire de proceso. - El medio utilizado para calentar el aire de proceso depende de la temperatura de operación, así como también de las propiedades de la materia prima y de las características - deseadas en el producto. Una clasificación general de los medios de calentamiento sería en dos grupos; por calentamiento directo y por calentamiento indirecto.

Para el calentamiento directo existen dos alternativas. Por medio de resistencias eléctricas y por mezclado entre los gases de combustión - calientes y el aire de proceso.

En el calentamiento por resistencias, el aire de proceso pasa a --- través del tren de resistencias, en donde se efectúa la transferencia de calor. En este tipo de calentamiento, se tiene como principal ventaja de que el aire de proceso así calentado no sufre ningún tipo de contaminación, pero el costo de operación hace poco atractivo su uso. (fig. 2.2)

Para el caso de calentamiento por mezcla entre los gases de combustión calientes y el aire de proceso, se trata de un quemador del cual se obtiene dicho gas de combustión. Este quemador opera en una cámara de - combustión, a través de la cual se pasa el aire de proceso, ocurriendo así - el calentamiento del mismo. En éste modo de calentamiento, la ventaja principal es la eficiencia con que ocurre la transferencia de calor y el bajo nivel de contaminación que se le causa al aire de proceso. Esto último ocurrirá siempre y cuando se cuente con un quemador adecuado y se utilice --- como combustible gas. (fig. 2.2)

Aún cuando éste tipo de calentamiento es más económico que el de resistencias, en la ampliación que se presenta se ven incrementados los - costos de operación, debido a que solamente se cuenta con gas L.P. En -- éste tipo de calentamiento, no se puede utilizar ningún tipo de combustible - líquido, ya que el gas de combustión de estos contaminan el aire de proceso.

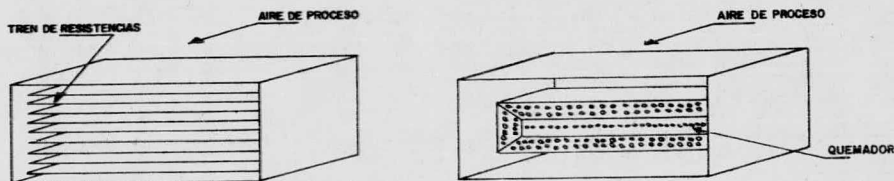


FIG. 2.2

En el calentamiento indirecto se requiere el uso de uno o más intercambiadores de calor o bien un calentador a fuego directo. Para este modo de calentamiento, se puede utilizar como fase caliente vapor, aceite o aire, y puede fluir por el envolvente o bien por los tubos.

En el calentamiento indirecto se tiene como principal ventaja, el hecho de que el aire calentado de este modo no sufre ningún tipo de contaminación.

Para los casos de calentamiento indirecto, en los que se utiliza como medio de calentamiento vapor o aceite, tienen la desventaja del aumento en los costos de operación y de inversión.

Cuando se utiliza el calentamiento a fuego directo, en cuyo caso la fase caliente es aire, dichos costos se ven disminuidos. El aire caliente proviene de los gases de combustión de un quemador, el cual puede utilizar cualquier tipo de combustible, siendo lo más económico el combustible o bien el diesel. (fig. 2.3)

Para la ampliación que se presenta, el combustible más económico a utilizar es el diesel, ya que para operar con combustible se requiere el precalentamiento del mismo, lo que en este caso en particular, habría que efectuarlo por medio de resistencias eléctricas, debido a que no se tiene vapor disponible.

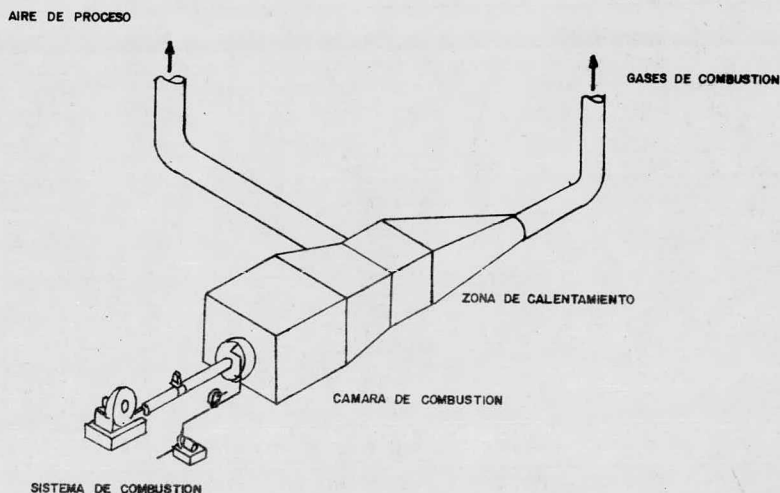


FIG. 2.3

Atomización de materia prima. - Existen tres tipos de atomizadores que son: de un solo flujo, de dos flujos o neumático y centrífugo de disco rotatorio.

El atomizador de un solo flujo consiste de una esperea, por medio de la cual el fluido se rompe en pequeñas gotas, formando un cono de ángulo-determinado. Esto se logra gracias a que la esperea hace una conversión de la energía de presión a velocidad, cuando el fluido pasa a través de ella. La presión de carga se encuentra dentro de un rango de 300 a 4,000 lb/in² en función de la viscosidad del fluido. Se recomienda utilizar éste tipo de esperea para cuando se requiere que el tamaño de partícula sea grande - - (80 a 180 micrones) y una baja capacidad de secado (menor a 1,000 kilogramos por hora) fig. 2.4 (*).

En el atomizador de dos flujos o neumático, generalmente se utiliza como agente atomizante aire comprimido. Dentro de éste tipo de atomizadores existen dos versiones, aquella en la que la atomización ocurre en

(*) F. W. Dittman, 'How to Classify a Drying Process. Chemical Engineering, January 17, 1977.

la parte interna de la esprea, por lo que solamente puede utilizarse cuando el producto no es abrasivo. La otra versión es aquella en la que la atomización ocurre fuera de la esprea. Fig. 2.5.

El atomizador de disco rotatorio, como su nombre lo indica, cuenta con un disco cuyo diseño permite una atomización prácticamente uniforme en el tamaño de partícula.

Las condiciones de operación de éste tipo de atomizador son dentro de los siguientes rangos; velocidad tangencial de 300 a 700 pies por segundo en un rango de 3600 a 21,000 revoluciones por minuto. Su aplicación principal es para cuando se requieren capacidades de secado grandes. Fig. 2.6 (*).

La forma de operación de éste atomizador es la siguiente. Al girar el disco, el material a procesar sale horizontalmente a gran velocidad, -- debido a la fuerza centrífuga imprimida, ocurriendo así la atomización. -- Cuando se utiliza éste tipo de atomizador, se requiere que el diámetro de la cámara de secado sea mayor al utilizado en los atomizadores ya mencionados.

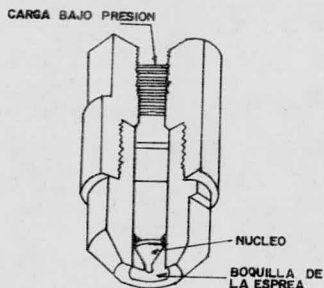


FIG. 2.4

(*) F. W. Dittman, How to Classify a Drying Process. Chemical Engineering, January 17, 1977.

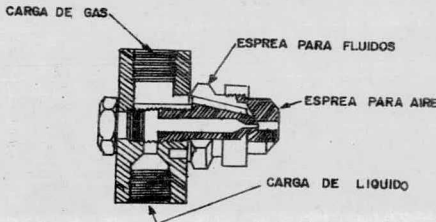
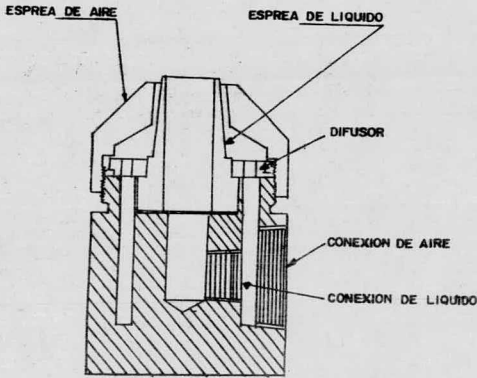


FIG. 2.5

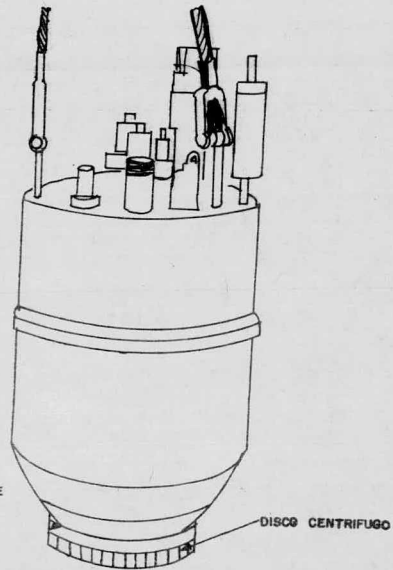


FIG. 2.6

La esprea de un solo flujo, tiene características que la hacen adecuada para las condiciones existentes en la ampliación que se presenta, ya que la capacidad de secado requerida es baja, los costos de operación e inversión, aún considerando que se requiere equipo de bombeo de alta presión, son bajos y además es de fácil mantenimiento y operación.

La esprea neumática requiere de un gasto de aire comprimido de -- aproximadamente 800 libras por hora, a una presión de 200 libras por pulgada cuadrada, siendo éste el motivo por el cual, a nivel industrial no es -- utilizada, sino solamente a nivel laboratorio. (*)

El atomizador de disco rotatorio, como se ha mencionado, es adecuado para cuando se requiere una capacidad de secado grande, lo que no ocurrirá en el proyecto de ampliación que se presenta. Además de que se -- aumentaría el costo de inversión en la cámara de secado, por lo que un -- atomizador de este tipo no es lo más recomendable.

(*) F.W. Dittman, How to Classify a Drying Process. Chemical Engineering, January 17, 1977.

Cámara de secado. - Existe una gran variedad de diseños, tanto en su geometría como en su operación. El diseño más común de la cámara de secado, es el que está formado por una parte cilíndrica en la sección superior y una parte cónica en la inferior. (**)

Una clasificación arbitraria de las cámaras de secado, puede ser -- dividiéndolas en dos grupos. Aquellas en las que el producto final es llevado junto con la corriente del aire de proceso, a través de un ducto conectado en la parte inferior del cono y en una operación posterior, el producto es recuperado. El otro grupo estaría formado por aquellas en las que el producto se obtiene directamente por la parte inferior del cono y el aire de -- proceso sale por la parte superior de la cámara de secado, para posteriormente pasar por la operación en donde se recuperan los finos. Fig. 2.7

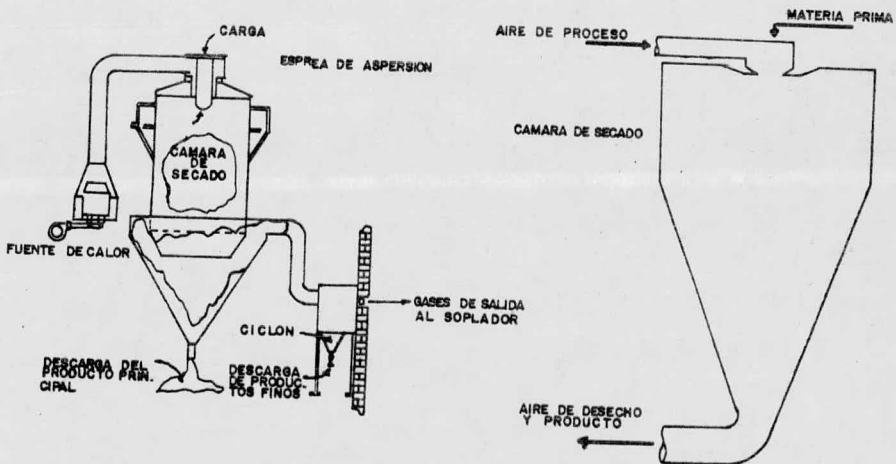


FIG. 2.7

Para cuando se tienen productos alimenticios, es conveniente utilizar una cámara de secado, en la que el producto es llevado junto con la corriente del aire de proceso, debido al tamaño de partícula de dichos pro--

(*) A. J. Amos, Food Industries Manual. Leonard Hill Books, Ltd.

ductos.

En caso de utilizar una cámara de secado, en la que el producto se obtiene por la parte inferior del cono, tiene la desventaja de que una parte considerable de producto sería arrastrado por el aire de proceso, como finos, y entonces tendría que utilizarse equipo más sofisticado para la recuperación del producto que en el caso anterior.

Colección de producto. - El método de colección utilizado, depende del producto obtenido y del tipo de proceso por medio del cual éste ha sido deshidratado. Los métodos más utilizados son; por medio de filtro de bolsas y por separador tipo ciclón.

El filtro de bolsas está formado por una cierta cantidad de cilindros, cuyo material de construcción es poroso. El poro de dicho material es de un diámetro determinado, por medio del cual pasa el aire de desecho pero no así el producto, quedando éste en la pared del cilindro.

El separador tipo ciclón utiliza la fuerza centrífuga imprimida al producto, a fin de que las partículas pesadas se peguen a la pared del ciclón y salgan de él por la parte inferior del cono, fig. 2.8

Dentro de los medios de colección de producto, se puede incluir la colección de finos, los que en caso de ser lanzados a la atmósfera, pueden contaminar el medio ambiente. Los medios más utilizados para la colección de finos son; lavador de espumas, separador electroestático, separador tipo ciclón y filtro de bolsas.

El lavador de espumas, está formado por una cámara a través de la cual se pasa el aire de desecho portador de los finos, en dicha cámara se está espreando un líquido, generalmente agua, con el que se lava el aire.

En el separador electroestático, los finos son cargados eléctricamente, para después separarlos del aire de desecho; al pasar éste a través de unas placas, cuya carga eléctrica es contraria a la aplicada previamente a los finos.

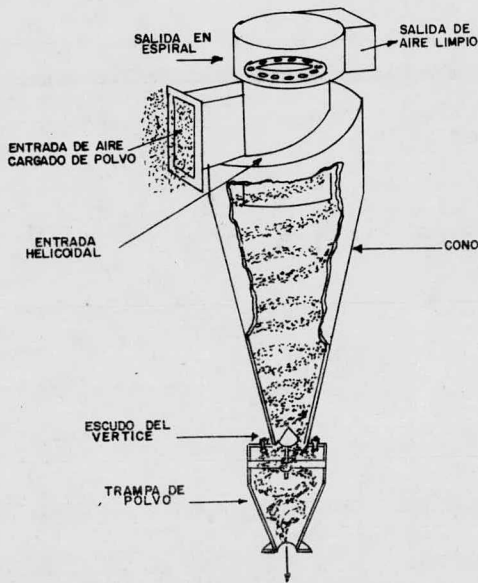


FIG. 2.8

El sistema de recuperación de finos puede estar formado por uno - de estos equipos o bien la combinación de ellos, dependiendo de la cantidad y costo, en virtud de que los finos es producto comercializable, o bien del grado de contaminación causado por estos.

La colección de producto por medio de filtro de bolsas, tiene como ventaja, de que el aire de desecho puede lanzarse a la atmósfera sin ningún tratamiento posterior, pero presenta desventajas para cuando se tiene un proceso a flujo continuo, como es el caso de la ampliación que se presenta, ya que se llegan a tapar los poros, por lo que su principal aplicación es para procesos tipo intermitente.

Para procesos continuos, el método de colección más adecuado es por medio de un separador tipo ciclón, el que además requiere de poca inversión y su costo de operación es bajo. (*)

(*) J.R. Backhurst and J.A. Herker, Proces Plant Design. London Heinemann Educational, 1973.

Este equipo se puede utilizar para diferentes tamaños de partícula, por lo que también se puede utilizar para la colección de finos.

En la colección de finos, los métodos de separación por lavador de espumas y el separador electrostático, son equipos de operación sofisticada y altos costos de operación e inversión. Se requiere su uso cuando los finos son valiosos o contaminantes, lo que no ocurre para la ampliación que se presenta.

Un aspecto importante en todo proceso, es la automatización del mismo, tanto en el sistema de control como en el de seguridad, sobre todo cuando se trata de procesos a flujo continuo.

Los sistemas de control más utilizados en la actualidad son: neumático, eléctrico y electrónico, sin embargo en México los dos primeros son los que generalmente se utilizan, ya sea independientemente o en combinación.

El sistema neumático tiene como principal ventaja su facilidad de manejo, tanto en la operación como en su mantenimiento.

Para la ampliación que se presenta, no es costeable el sistema neumático, ya que se requiere de equipo accesorio tal como compresor de aire, unidad de secado del mismo, reguladores de presión, válvulas de alivio, etc.

Para el sistema de control eléctrico, lo único que se requiere es suministrar un voltaje adecuado.

En el sistema de seguridad, lo más recomendable es el eléctrico, dada su velocidad de respuesta, teniendo los mismos requerimientos que para el sistema de control.

Ahora que se han presentado las diferentes alternativas, por medio de las cuales se puede llevar a cabo el proceso de deshidratación, se procederá a la selección del equipo.

Movimiento de aire. - Un ventilador diseñado para trabajar teniendo a la succión todo el equipo de proceso que toma lugar, el accionamiento del ventilador es por medio de motor eléctrico.

Calentamiento de aire de proceso. - Un calentador de aire a fuego directo, el cual tiene un quemador que opera con combustible diesel.

Atomización. - Un atomizador del tipo de un solo flujo, incluido el sistema de bombeo para alta presión.

Cámara de secado. - Una cámara de secado, cuya geometría es cilíndrica en la sección superior y cónica en la inferior, diseñada para que el producto salga por la parte inferior del cono, junto con el aire de proceso.

Colección de producto. - Por medio de separador tipo ciclón, al igual que para la recuperación de finos.

Sistema de control y seguridad. - Eléctrico, manejado desde un tablero central.

BASES DE DISEÑO

Las bases de diseño es un documento en el que se recopila información referida a algún proyecto en consideración, tal como condiciones climatológicas, capacidad de la planta, características de materia prima y producto, disponibilidad de servicios auxiliares, etc. Así como también los factores que se emplearán en el diseño del equipo.

1.0	DATOS GENERALES	
1.1	País	México
1.2	Estado	Veracruz
1.3	Municipio	Paso Largo
1.4	Función de la Ampliación	Deshidratar concentrado de jugo de Naranja
1.5	Tipo de proceso	Secado por aspersión
1.6	Flexibilidad de la Ampliación	A falla de energía eléctrica no opera A falla de combustible no opera
1.7	Factor servicio	Horas de operación al año 4 320 Horas de operación al día 24
1.8	Capacidad	
	Nominal	4 052 lb/hr
	Diseño	3 377 lb/hr
	Mínima	1 690 lb/hr
2.0	MATERIA PRIMA	
2.1	Tipo	Concentrado de jugo de naranja en fase líquida
2.2.0	Forma de recibo y condiciones	
2.2.1	Concentración	40 % de sólidos disueltos y <u>conservador incluido</u>
2.2.2	Presión	Atmosférica
2.2.3	Temperatura	Ambiente
3.0	PRODUCTO	
3.1	Tipo	Jugo deshidratado (en polvo)
3.2.0	Especificaciones	
3.2.1	Temperatura	176 °F
3.2.2	Humedad	0.5 %
3.2.3	Forma de entrega	En bolsa de 55 libras

- 4.0 INSTALACIONES REQUERIDAS PARA ALMACENAMIENTO DENTRO DE LIMITE DE BATERIA.
 Todas las instalaciones para almacenamiento se localizarán fuera de límites de batería.
- 5.0 SERVICIOS AUXILIARES
- 5.1.0 Combustible
- 5.1.1 Tipo Diesel
- 5.1.2 Poder calorífico 140 000 BTU/Gal.
- 5.1.3 Gravedad específica 30 °API
- 5.1.4 Porcentaje de azufre 0.5 %
- 5.1.5 Porcentaje de carbón 0.35 % sobre 10 % de residuos
- 5.1.6 Presión Barométrica a la entrada de la estación de bombeo
- 5.1.7 Temperatura Ambiente
- 5.2 Suministro de energía eléctrica Enlace con Comisión Federal de Electricidad
- 5.3 Suministro de agua De pozo profundo propio de la Planta
- 5.4 Agua de enfriamiento No se requiere
- 5.5 Vapor de alta presión No se requiere
- 5.6 Vapor de baja presión No se requiere
- 6.0 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS
- 6.1 Presión barométrica 760 mmHg
- 6.2 Precipitación pluvial máx 545 mm (147 mm media)
- 6.3 Temperatura de bulbo seco máxima anual 104 °F (93 °F media)
- 6.4 Temperatura de bulbo seco mínima anual 46 °F (57 °F media)
- 6.5 Variación anual de temp. 91 °F
- 6.6 Temperatura media anual 75 °F
- 6.7 Temperatura de bulbo húmedo máxima 82 °F
- 6.8 Humedad relativa máx. 96 (37 mínima)
- 7.0 LOCALIZACIÓN DE LA AMPLIACIÓN
- 7.1 Área disponible 49 Ft. x 131 Ft. (6 426 Ft²)
- 7.2 Altura sobre el nivel del mar 0.0 Ft.
- 8.0 DRENAJE
- 8.1 Pluvial Conectado a salida general
- 9.0 BASES DE DISEÑO DE INSTRUMENTACIÓN
- 9.1 Tipo de instrumentación Eléctrica
- 9.2 Simbología y nomenclatura Según código I. S. A.

9.3	Tipo de tablero	Central semi-gráfico (NEMA 2)
10.0	BASES DE DISEÑO CIVIL	
10.1	Zona sísmica	Zona 1
10.2	Velocidad de viento	2 a 7 Ft/seg. dirección E - W
11.0	BASES DE DISEÑO ELECTRICO	
11.1.0	Alimentación a la Planta	
11.1.1	Voltaje	13 000 Volts
11.1.2	Número de fases	3 fases (estrella)
11.1.3	Frecuencia	60 Ciclos por segundo
11.1.4	Suministro	Disponible
11.2.0	Fallas	
11.2.1	Frecuencia de falla	Una al mes
11.2.2	Duración de la falla	2 Hrs. máximo
11.2.3	Causa de la falla	Exeso en la demanda
11.3.0	Subestación	
11.3.1	Voltaje de entrada	13 000 Volts
11.3.2	Voltaje de salida	220 Volts y 120 Volts.
11.4	Distribución de fuerza	POTENCIA VOLTAJE FASES FREQ. (H. P.) (Hz)
		0 - 3/4 120 1 60
		1 - 200 440 3 60
		201 - 2000 4 400 3 60
		2001 - mayor 13 600 3 60
11.5	Tipo y caracterfsticas del centro de control - de motores	De acuerdo a normas N. E. M. A.
11.6.0	Alumbrado	
11.6.1	Tipo de iluminación	Luz blanca
11.6.2	Voltaje	120 Volts
11.6.3	Intensidad	120 Lux
11.7.0	Servicio de emergencia	Generador impulsado por motor de - combustión interna
11.7.1	Voltaje	120 Volts.
12.0	ELIMINACION DE DESECHOS	
	De acuerdo a normas de la Sub-Secretaria del Mejoramiento del Ambiente.	

ESPECIFICACION DEL EQUIPO.

Balace MAT y ENERGIA

La especificación del equipo tiene como principal objetivo, proporcionar la información necesaria de las partes integrantes de un proyecto, para que el proveedor pueda surtir dicho equipo, ya que en esa información se dan datos como capacidad, condiciones de diseño, servicio, etc.

Para tener la información mencionada, es requisito indispensable contar con el diagrama de flujo, en el que se incluye el balance de materia y energía, y con el diagrama de tubería e instrumentación en el que se incluye todo el equipo que toma lugar como válvulas, arreglo de bombas, accionadores, instrumentos de seguridad y control, etc.

Como información final requerida por el proveedor, es la secuencia de operación del proceso, ya que ésta es indispensable para la fabricación del tablero de control.

Para la elaboración de dichos diagramas se requiere tratar los independientemente, lo que a continuación se presenta.

Diagrama de flujo. - La parte importante de éste diagrama es el balance de materia y energía, para lo cual se requiere información tal como capacidad, condiciones de operación, etc., dicha información se presentará, así como las ecuaciones y gráficas utilizadas.

Datos de Concentrado.

Gasto = 3,377 lb/hr

$S_g = 2.12$

$T = 75 \text{ } ^\circ\text{F}$

% Solido = 40

Condiciones de Operación (*)

$T_a = 57 \text{ } ^\circ\text{F}$

$T_b = 75 \text{ } ^\circ\text{F}$

$T_1 = 600 \text{ } ^\circ\text{F}$

(*) F. W. Dittman, How to Classify a Draying Process. Chemical Engineering, January 17, 1977

$$\begin{aligned}
 T_2 &= 200 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 P &= 760 \text{ mmHg} \\
 H_r &= 37 \\
 H_{\text{abs}} &= 0.0037 \text{ lb agua/lb aire seco} \\
 G_a &= 2,026 \text{ lb agua/hr}
 \end{aligned}$$

Procedimiento de Cálculo. - Cuando se conoce la cantidad de agua a remover y la humedad del aire de proceso a la entrada, se puede conocer la cantidad de dicho aire, como a continuación se muestra. (*)

a) Condiciones del aire ambiente.

$$\begin{aligned}
 T_a &= 57 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 H_r &= 37 \\
 H_{\text{abs}} &= 0.0037 \text{ (gráfica 2)} \\
 H &= 17 \text{ BTU/lb (gráfica 1)}
 \end{aligned}$$

b) Condiciones del aire de proceso a la entrada de la cámara de secado.

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 600 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 H_{\text{abs}} &= 0.0037 \text{ lb agua/lb aire seco} \\
 H &= 150 \text{ BTU/lb (gráfica 1)}
 \end{aligned}$$

Por lo que el calor que debe suministrarse al aire de proceso es:

$$\Delta H = 150 - 17 = 133 \text{ BTU/lb}$$

c) Considerando el 5 % de pérdidas, la entalpía del aire de proceso a la salida de la cámara de secado será.

$$H = 126.4 \text{ BTU/lb}$$

Con éste dato y la temperatura del aire de proceso a la salida de -

(*) F. W. Dittman, How to Classify a Draying Process. Chemical Engineering, January 17, 1977

la cámara a de secado (T_2), se puede conocer la humedad del mismo.

$$H_{\text{abs}} = 0.068 \text{ lb agua/lb aire seco (Gráfica 1)}$$

d) Como se tiene el dato de la humedad del aire de proceso a la entrada y a la salida de la cámara de secado, la diferencia entre ellas nos dará la cantidad de agua removida por dicho aire.

$$\Delta H_{\text{abs}} = 0.064 \text{ lb agua/lb aire seco}$$

Con lo cual se puede conocer la cantidad de aire de proceso.

$$G_{\text{ap}} = G_a \times 1 / H_{\text{abs}} \times 1/60$$

$$G_{\text{ap}} = 528 \text{ lb aire seco/min}$$

$$V_h = 18.5 \text{ ft}^3/\text{lb de aire (gráfica 1)}$$

$$G_v = 9,761 \text{ ft}^3/\text{min}$$

e) Una vez que se ha obtenido el gasto de aire de proceso, se puede conocer la cantidad de calor que se le debe suministrar.

$$Q = 4,213,440 \text{ BTU/hr}$$

Finalmente con el dato de la cantidad de calor, se puede conocer el gasto de combustible así como el del aire de combustión.

$$G_{\text{comb}} = 274 \text{ lb/hr}$$

$$G_{\text{ac}} = 4,007 \text{ lb/hr}$$

Con los datos presentados se procede a elaborar el diagrama de flujo, como se muestra en el plano 1.

Diagrama de tubería e instrumentación. - En el proceso que se presenta, la variable a controlar es la temperatura del aire de proceso, a la salida de la cámara de secado (T_2). Los medios para controlar esta variable son; variando la capacidad del sistema de combustión, el gasto del concentrado o bien variando el gasto del aire de proceso, cualquiera de estas como una función de la temperatura mencionada.

La forma de controlar al sistema en la cual se obtienen mejores resultados, es haciendo que la capacidad del sistema de combustión varíe como una función de la temperatura del aire de proceso a la salida de la cámara de secado (T_2), con lo que se logra absorber los cambios que ocurren al aire de proceso debidas al medio ambiente, ya que se mantienen constantes los gastos de aire de proceso y concentrado.

Para el proceso en cuestión, no es adecuado utilizar como medio controlante el gasto del concentrado o bien el gasto del aire de proceso. En el primer caso no lo es, debido a que se está atomizando el concentrado por medio de una esprea de un solo flujo, en la que el tamaño de la partícula, el ángulo de espreado y el gasto son función directa de la presión de carga. Dichas características son importantes para obtener una operación adecuada en el secador. (*)

El segundo caso, tampoco es posible aplicarlo, debido a que la eficiencia en la operación del secador es función de la velocidad del aire de proceso en la cámara de secado.

NO [Una vez seleccionada la variable controlada y el medio controlante, se puede elaborar el diagrama de tubería e instrumentación, como se muestra en el plano 2.]

Secuencia de operación. - Como se ha dicho, la variable controlada es la temperatura a la salida de la cámara de secado (T_2), sin embargo, ésta temperatura no es aquella a la cual se debe comenzar a atomizar la materia prima, sino a la temperatura de entrada a la cámara de secado (T_1) y cuando ésta se ha distribuido perfectamente dentro de la cámara de secado, para lo cual, es requisito indispensable que el ventilador de aire de proceso esté en operación, así como el calentador a fuego directo.

Cuando se alcanza la temperatura T_1 se debe de comenzar a atomizar la materia prima, poniendo en operación la bomba de concentrado.

Fallas. - El proceso debe de estar protegido para posibles fallas humanas o materiales, por lo cual no debe de operar bajo las siguientes circunstancias.

a). - Cuando el ventilador de aire de proceso no está en operación, teniendo además una compuerta para tiro natural, normalmente abierta, para el caso en que no opere dicho ventilador.

b). - En caso de que el calentador a fuego directo no esté en operación. En éste caso el sistema de bombeo de concentrado deja de operar y queda en operación el ventilador de aire de proceso.

c). - En caso de que el sistema de bombeo de concentrado no opere. En éste caso el calentador a fuego directo sale de operación y queda

(*) F. W. Dittman, Howto Classify a Draying Process. Chemical Engineering, January 17, 1977

en operación el ventilador de aire de proceso.

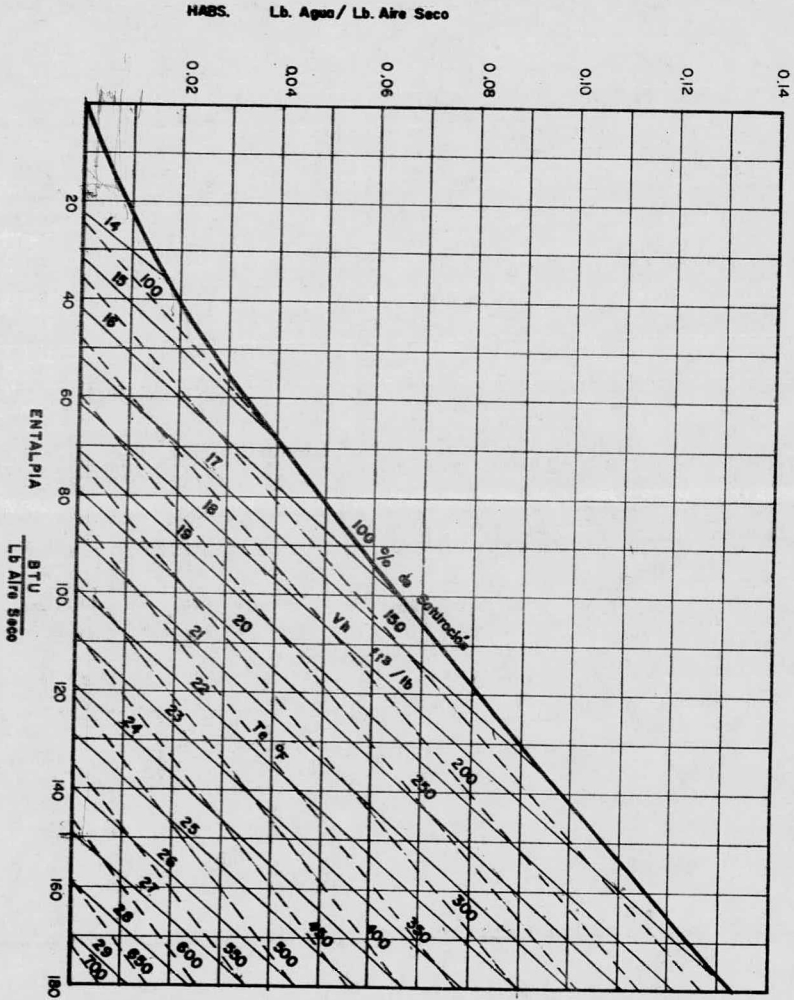
d). - Cuando se pase la temperatura límite (670 °F). En éste caso salen de operación el sistema de bombeo de concentrado y el calentador a fuego directo, quedando en operación el ventilador de aire de proceso.

e). - Cuando no se tiene la temperatura T_1 en la cámara de secado. En éste caso sale de operación el sistema de bombeo de concentrado quedando en operación el ventilador de aire de proceso y el calentador a fuego directo.

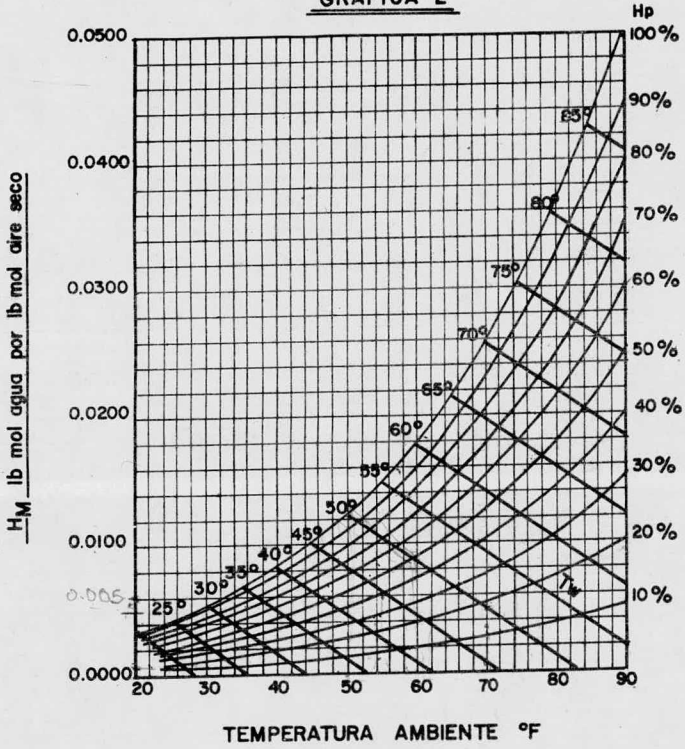
f). - Cuando se tapa la espreea o bién no se tiene la presión adecuada en la línea de alimentación a la misma. En éste caso sale de operación el sistema de bombeo de concentrado y el calentador a fuego directo, quedando en operación el ventilador de aire de proceso.

ND Con la secuencia anterior se puede elaborar el diagrama eléctrico como se muestra en el plano 3.)

GRAFICA I



GRAFICA-2



SIMBOLOGIA.

G_a	Agua a remover
G_{ac}	Gasto de aire para combustión
G_{ap}	Gasto de aire de proceso (masa)
G_v	Gasto de aire de proceso (volumen)
H	Entalpia
H_{abs}	Humedad absoluta
H_r	Humedad relativa
Δ	Diferencia
P	Presión
Q	Calor
S_g	Gravedad especifica
T_1	Temperatura a la entrada de la cámara de secado
T_2	Temperatura a la salida de la cámara de secado
T_a	Temperatura de bulbo seco mínima
T_b	Temperatura de bulbo seco media
T_w	Temperatura de bulbo húmedo
V_h	Volumen húmedo

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Bomba para concentrado	Clave	BC - 1
		Hoja	1 de 2

GENERAL

Servicio	Alimentación de concentrado
Cantidad uso regular	1 (una)
relevo	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido manejado	Concentrado de jugo de naranja
Corrosivo	Ligeramente
Capacidad	3,377 lb/hr
S_g	2.12
Temperatura de bombeo	75 °F

CONDICIONES A LA SUCCION

Presión	0.0 Psig.
Presión de vapor	Despreciable

CONDICIONES A LA DESCARGA

Presión	438 Psig
---------	----------

OBSERVACIONES

Tipo de bomba	Desplazamiento positivo
Tipo de accionador	
Uso regular	Motor eléctrico
Relevo	Motor eléctrico
Voltaje	220 V.

Planta	Ampliación	Fecha	Enero	1978
Nombre	Bomba para concentrado	Clave	BC - 1	
		Hoja	2 de 2	

Frecuencia	60 Hz.
Circuito	Delta
Armazón	Abierto a prueba de goteo
Acoplamiento	Directamente acoplado

Planta	Ampliación	Fecha	Enero	1978
Nombre	Bomba para diesel	Clave	BD-1	
		Hoja	1 de 2	

GENERAL

Servicio	Alimentación de combustible
Cantidad Uso regular	1 (una)
Relevo	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
Capacidad	274. lb/hr
S_g	0.876
Temp. de bombeo	75 °F

CONDICIONES A LA SUCCION

Presión	0.0 Psig.
Pres. de vap. a temp. de bombeo	Despreciable

CONDICIONES A LA DESCARGA

Presión	100 Psig.
---------	-----------

OBSERVACIONES

Tipo de bomba	Desplazamiento positivo
Tipo de accionador	
Uso regular	Motor eléctrico
Relevo	Motor eléctrico
Voltaje	220 V

Planta	Ampliación	Fecha	Enero	1978
Nombre	bomba para diesel	Clave	BD - 1	
		Hoja	2 de 2	
Frecuencia		60 Hz		
Circuito		Delta		
Armazón		Abierto a prueba de goteo		
Acoplamiento		Directamente acoplado		

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Secador de espreas	Clave	CS - 1
		Hoha	1 de 2

GENERAL

Servicio	Deshidratación del concentrado de jugo de naranja
----------	---

Cantidad	1 (uno)
----------	---------

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido manejado	Concentrado de jugo de naranja
-----------------	--------------------------------

Corrosivo	Si
-----------	----

Capacidad de evaporación	2,026 lb agua/hr
--------------------------	------------------

Sg del concentrado	2.12
--------------------	------

% de solidos	40
--------------	----

CONDICIONES DE DISEÑO

Material de construcción	SS 304
--------------------------	--------

ΔP máxima	3 "C.A.
-------------------	---------

Velocidad mín. del aire	100 ft/seg
-------------------------	------------

Tipo de cámara de secado	Descarga de producto y aire de desecho por el vértice inferior.
--------------------------	---

Localización del atomizador	En la parte superior
-----------------------------	----------------------

Tipo de atomizador	De un solo flujo
--------------------	------------------

Presión de atomización	350 Psig
------------------------	----------

Temperatura de entrada	600 °F
------------------------	--------

del aire de proceso	
---------------------	--

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Secador de espreas	Clave	CS-1
		Hoja	2 de 2

Temperatura de salida del aire 200 °F
de proceso

Humedad de entrada del aire 0.0037 lb agua/lb de aire
de proceso

Humedad de salida del aire de 0.068 lb agua/lb aire
proceso

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Calentador a fuego directo	Clave	CA-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Calentamiento del aire de proceso
Cantidad	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Aire
Capacidad	31,680 lb/hr
Densidad	0.076 lb/ft ³

CONDICIONES DE DISEÑO

ΔP máxima	3 "C.A.
Temperatura de entrada	57 °F
Temperatura de salida	600 °F
Humedad absoluta	0.0037 lb agua/lb aire

SISTEMA DE COMBUSTION

Tipo de quemador	Tiro forzado
Tipo de combustible	Diesel
Sist. de protección	De acuerdo normas F. M.

OBSERVACIONES

Operación	Combustión estequiométrica
Switch	Inclufr switch SPDT en el sistema de protección, para en caso de falla.

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Ciclón colector de finos	Clave	SF-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Colección de finos
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido manejado	Polvo de naranja suspendido en aire
Corrosivo	No
Capacidad	61 lb/hr
Diametro de partícula	50 μ
Temperatura	190 °F

CONDICIONES DE DISEÑO

ΔP máxima	3" C.A.
Material de construcción	Acero inoxidable 304

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Ciclón colector de producto	Clave	SP-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Colección de Producto
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Flído manejado	Polvo de naranja suspendido en aire
Corrosivo	No
Capacidad	1283 lb/hr
Diametro de partícula	100 μ
Temperatura	190 °F

CONDICIONES DE DISEÑO

Δ P máxima	3" C.A.
Material de construcción	Acero inoxidable 304

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Ventilador para aire de combustión	Clave	VC-1
		Hoja	1 de 2

GENERAL

Servicio	Aire de combustión
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido manejado	Aire
Capacidad	4,007 lb/hr
Densidad	0.076 lb/ft ³
Temperatura	75 °F

CONDICIONES A LA SUCCION

Presión	0.0 Psig
S_g	0.962
V_h	13.8 ft ³ /lb
Temperatura	75 °F

CONDICIONES A LA DESCARGA

Presión	38 "C.A.
---------	----------

OBSERVACIONES

Tipo de ventilador	Centrifugo
Descarga	Horizontal
Tipo de accionador	Motor eléctrico
Voltaje	220 V.

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Ventilador para aire de combustión	Clave	VC-1
		Hoja	2 de 2
Frecuencia			60 Hz
Circuito			Delta
Armazón			Abierto a prueba de goteo
Acoplamiento			Transmisión por bandas con base de corredoras



Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Ventilador principal	Clave	VP-1
		Hoja	1 de 2

GENERAL

Servicio	Movimiento del aire de proceso
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido manejado	Aire
Corrosivo	Ligeramente
Capacidad	31,680 lb/hr (a 760 mmHg)
Densidad	0.06 lb/ft ³
Temperatura	200 °F

CONDICIONES A LA SUCCION

Presión	-15 "C.A.
S_g	0.787
V_h	18.5 ft ³ /lb

CONDICIONES A LA DESCARGA

Presión	15 "C.A.
---------	----------

OBSERVACIONES

Tipo de ventilador	Centrifugo
Descarga	Vertical hacia arriba
Tipo de accionador	Motor eléctrico
Voltaje	220 V.
Frecuencia	60 Hz

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Ventilador principal	Clave	VP-1
		Hoja	2 de 2
Circuito		Delta	
Armazón		Abierto a prueba de goteo	
Acoplamiento		Transmisión por bandas con base de correderas	

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Valvula de seguridad	Clave	EHV
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio Válvula de seguridad para el sistema de combustión

Cantidad 1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido Diesel

Gasto 37.6 GPH

Tiempo máximo de cierre 1 seg

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura 75 °F

Presión de operación 25 Psig

Presión máxima 100 Psig

Voltaje 120 V.

Frecuencia 60 Hz.

OBSERVACIONES

Incluir Micro switch auxiliar SPDT

Conexiones Roscadas NPT

Operación Normalmente cerrada, con restablecimiento manual.

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Válvula de mariposa	Clave	EV-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio Válvula para control de capacidad en el sistema de combustión

Cantidad 1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido Aire

Gasto 56,301 ft³/hr

Tipo de actuador Eléctrico, proporcional de velocidad constante

Tipo de válvula Mariposa, con montaje para actuador eléctrico

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura 75 °F

Presión de operación 38 "C.A.

Presión máxima 42 "C.A.

Voltaje 24 V

Frecuencia 60 Hz

OBSERVACIONES

Conexiones Roscadas NPT

Operación Dotar de brazos de unión para ajuste en campo

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Filtro	Clave	FD
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Filtro para diesel
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
Gasto	37.6 GPH
ΔP máxima	1 Psi

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	57 °F
Presión	14.2 Psig

OBSERVACIONES

Tipo de cartucho	Placas autolimpiables
------------------	-----------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Switch de flujo	Clave	FS-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Switch de flujo de aire
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Aire
--------	------

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
-------------	-------

OBSERVACIONES

Operación	A vacío, incluir switch SPDT
Accionador	Tipo palometa

Planta	Ampfiación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Switch de flujo	Clave	FS-2
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio Switch de bajo flujo a la entrada de -
la estación de bombeo para concen -
trado de jugo de naranja.

Cantidad 1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido Concentrado del jugo de naranja

Gasto 3,377 lb/hr

S_g 2.12

Presión atmosférica

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura 75 °F

ΔP máxima 1 Psi.

OBSERVACIONES

Operación Inclufr switch SPDT

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Valvula de compuerta	Clave	HV-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Valvula manual para control de aire- de proceso
Cantidad	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Aire
Gasto	585,660 ft ³ /hr

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión de operación	-15 "C.A.

OBSERVACIONES

Operación	Incluir posicionador manual
-----------	-----------------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Válvula micrométrica	Clave	HV-2
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio Válvula para control manual de flujo-
en el concentrado de naranja

Cantidad 1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido Concentrado de jugo de naranja

Capacidad 3,377 lb/hr

S_g 2.12

Temperatura 75 °F

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión 438 Psig.

ΔP máxima 44 Psi

OBSERVACIONES

Operación Incluir posicionador manual

Conecciones Roscadas NPT

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Manómetro	Clave	PI-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Indicar presión regulada en la línea - de diesel
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
Presión de operación	25 Psig

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Diámetro de carátula	4"
Conección	Inferior
Tipo	Standard

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Manómetro	Clave	PI-2
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio Indicar presión a la descarga de la -
estación de bombeo para diesel

Cantidad 1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido Diesel

Presión de operación 100 Psig.

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura 75 °F

Diámetro de carátula 4"

Conección Inferior

Tipo Standard

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Manómetro	Clave	PI-3
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Indicar presión a la entrada de la es <u>ta</u> prea para atomización
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Concentrado del jugo de naranja
S _g	2.12
Presión de operación	350 Psig

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión máxima	438 Psig
Diámetro de carátula	4"
Conección	Inferior
Tipo	Superior

OBSERVACIONES

Montaje	Con sello químico
---------	-------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Presuretrol de alta presión	Clave	PSH-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Límite para alta presión de diesel
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
--------	--------

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión máxima	100 Psig
Presión de operación	25 Psig

OBSERVACIONES

Switch	SPDT restablecimiento manual, con ajuste de presión en campo
Operación	Acciona al subir la presión en la línea

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Presuretrol de alta presión	Clave	PSH-2
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Límite para alta presión de concen - trado
----------	---

Cantidad	1 (uno)
----------	---------

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Concentrado de jugo de naranja
--------	--------------------------------

S_g	2.12
-------	------

Corrosivo	Si
-----------	----

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
-------------	-------

Presión máxima	438 Psig
----------------	----------

Presión de operación	368 Psig
----------------------	----------

OBSERVACIONES

Switch	SPDT restablecimiento manual, con ajuste de presión en campo
--------	---

Operación	Acciona al subir la presión en la lí- nea
-----------	--

Conección	Con sello químico
-----------	-------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Presuretrol de baja presión	Clave	PSL-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Límite para baja presión de aire
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Aire
--------	------

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión máxima	42 "C.A.
Presión de operación	38 "C.A.

OBSERVACIONES

Switch	SPDT restablecimiento automático, - con ajuste de presión en campo
Operación	Acciona al bajar la presión en la lí - nea

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Presuretrol de baja presión	Clave	PSL-2
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Límite para baja presión de diesel
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
--------	--------

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión máxima	100 Psig
Presión de operación	25 Psig

OBSERVACIONES

Tipo de switch	SPDT restablecimiento manual, con - ajuste de presión en campo.
Operación	Acciona al bajar la presión en la - - línea

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Presuretrol de baja presión	Clave	PSL-3
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Límite para baja presión de concen - trado
----------	---

Cantidad	1 (uno)
----------	---------

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Concentrado de jugo de naranja
--------	--------------------------------

S_g	2.12
-------	------

Corrosivo	Si
-----------	----

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
-------------	-------

Presión máxima	438 Psig
----------------	----------

Presión de operación	333 Psig
----------------------	----------

OBSERVACIONES

Switch	SPDT restablecimiento manual, con - ajuste de presión en campo
--------	---

Operación	Acciona al bajar la presión en la lí - nea
-----------	---

Conexión	Con sello químico
----------	-------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Switch Lfmite	Clave	TAHL-1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Control y switch lfmite de temperatu ra
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Aire
Tipo de instrumento	Dos posiciones y lfmite
Elemento termal	Con protección para alta temperatura
Temperatura de control	600 °F
Temperatura lfmite	660 °F

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura de operación	75 °F
Velocidad mnima de aire	2000 ft/min.
Voltaje	120 V.

OBSERVACIONES

Operación	Switch dos posiciones, al llegar la - temperatura a 600 °F cierra. Switch - lfmite, al llegar la temperatura a - - 660 °F abre. Restablecimiento manual
Tipo de switch	ambos switch SPDT, con ajuste en - campo

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Control de temperatura	Clave	TRC -1
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Control registrador de temperatura
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Aire
Tipo de instrumento	Proporcional con unidad de tres mo - dos
Gráfica	circular para 24 hr.
Motor	Eléctrico
Elemento termal	Con protección para alta temperatu - ra
Temperatura de control	200 °F

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura de operación	75 °F
Velocidad mínima de aire	2,000 ft/min.
Voltaje de control	24 V.
Voltaje de motor	120 V.
Frecuencia	60 Hz

OBSERVACIONES

Montaje	Para montaje en tablero
---------	-------------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Registrador de multipunto	Clave	UR-1
		Hoja	1 de 2

GENERAL

Servicio	Registro de cuatro variables
Cantidad	1 (uno)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Unidad de Entrada	FE-1-1
Fluido	Diesel
Gasto	274 lb/hr
S_g	0.876
Presión	25 Psig.
ΔP máxima	0.5 Psi
Unidad de Entrada	FE-1-2
Fluido	Aire de Proceso
Gasto	31,680 lb/hr
Densidad	0.763 lb/ft ³
Presión	-15 "C.A.
ΔP máxima	1.5 "C.A.
Unidad de Entrada	FE-1-3
Fluido	Concentrado de jugo de naranja
Gasto	3,377 lb/hr
S_g	2.12

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Registrador de multipunto	Clave	UR-1
		Hoja	2 de 2

Presión	438 Psig
ΔP máxima	20 Psi
Unidad de Entrada	FE-1-4
Fluido	Jugo de naranja en polvo
Gasto	1,283 lb/hr

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Accionamiento	Motor eléctrico
Voltaje	120 V.
Frecuencia	60 Hz
Tipo de gráfica	Rollo para 30 días

OBSERVACIONES

Tipo de montaje	Para montaje en tablero
-----------------	-------------------------

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Válvula de alivio	Clave	VA
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Alivio para retorno de diesel
Cantidad	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
Gasto máximo	37.6 GPH

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión máxima	100 Psig
Presión de operación	30 Psig

OBSERVACIONES

Conexiones	Roscadas NPT
Operación	Ajuste de presión en campo

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Válvula ratiotrol	Clave	VP
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Válvula para proporcionar mezcla - combustible
Cantidad	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
Gasto	37.6 GPH

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión de operación	25 Psig
Presión máxima	100 Psig

OBSERVACIONES

Conexiones	Roscada NPT
Operación	Acción directa, normalmente cerra - da

Planta	Ampliación	Fecha	Enero 1978
Nombre	Regulador de presión	Clave	VR
		Hoja	1 de 1

GENERAL

Servicio	Regulador de presión para diesel
Cantidad	1 (una)

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

Fluido	Diesel
Gasto	37.6 GPH

CONDICIONES DE DISEÑO

Temperatura	75 °F
Presión de entrada	100 Psig
Presión de salida	25 Psig
Presión máxima	125 Psig

OBSERVACIONES

Equipo adicional	Manómetro conectado en el regula - dor
Conexiones	Roscas NPT
Operación	Con ajuste en campo

CONCLUSIONES

Debido a las características de los productos agrícolas, se les debe industrializar al máximo, para beneficio del productor y consumidor de dichos productos. Como se sabe, esas características son dependientes del tiempo y se ven reflejadas en el precio del producto, haciéndolo fluctuar de tal manera, que en ocasiones no es costeable su cosecha.

En el caso concreto de los cítricos, se tiene conocimiento de que se pierden 40,000 Tons. anualmente, debido a la falta de industrialización y comercialización adecuadas. (*)

En el presente trabajo, como se ha dicho, se pretende industrializar el cítrico de mayor producción en México, que es la naranja, proponiendo la ampliación de una planta productora de concentrado de jugo de naranja, localizada en el Estado de Veracruz. *de deshidratación de a partir de conc de jugo de Naranja.*

Hasta la fecha, por el método propuesto, no se ha logrado obtener el jugo de naranja en polvo, sin embargo, existe otro método conocido como leofilización y actualmente lo utiliza la compañía Tree Sweet Products Co. en los Estados Unidos, la cual reporta que el tiempo de almacenamiento es largo, sin que se alteren las propiedades del producto. (**)

Hay un método a nivel experimental, al cual se le conoce como aglomeración, y básicamente requiere del mismo equipo al propuesto en este trabajo. (1). La variación clave es el atomizador, el cual es de tipo centrífugo "modificado", se le llama así debido a que se atomizan simultáneamente dos tipos de fluido, uno de los cuales es polvo de finos y el otro la materia prima a aglomerar, como se muestra en la figura 5.1

Con este método se han obtenido experimentalmente, productos en polvo que antes se consideraba imposible de procesar. Siendo probable que con este método se pueda procesar el concentrado de jugo de naranja.

(*) Ing. Manuel Puebla. Dir. Gral. de PROQUIVEMEX. 2 de Jul. 1977, Excelsior.

(**) Orange Juice Frozen. Food Engineering, Apr. 1975

(1) J. Due Jensen. Some Recent Advances in Agglomerating, ... Food Technology, June 1975

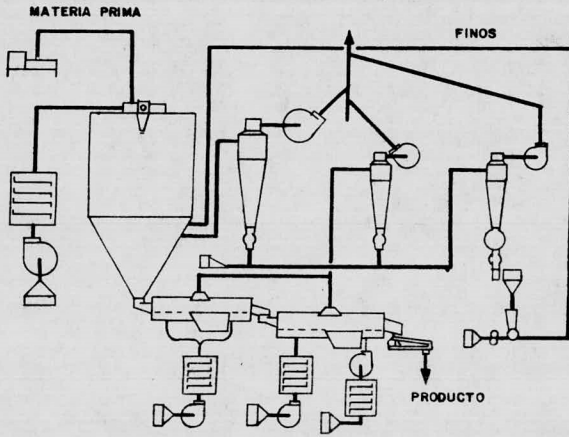


FIG. 5.1

BIBLIOGRAFIA GENERAL

Alois X. Schmidt and Harvey L. List, Material and Energy Balances. Prentice-Hall Inc. 1962

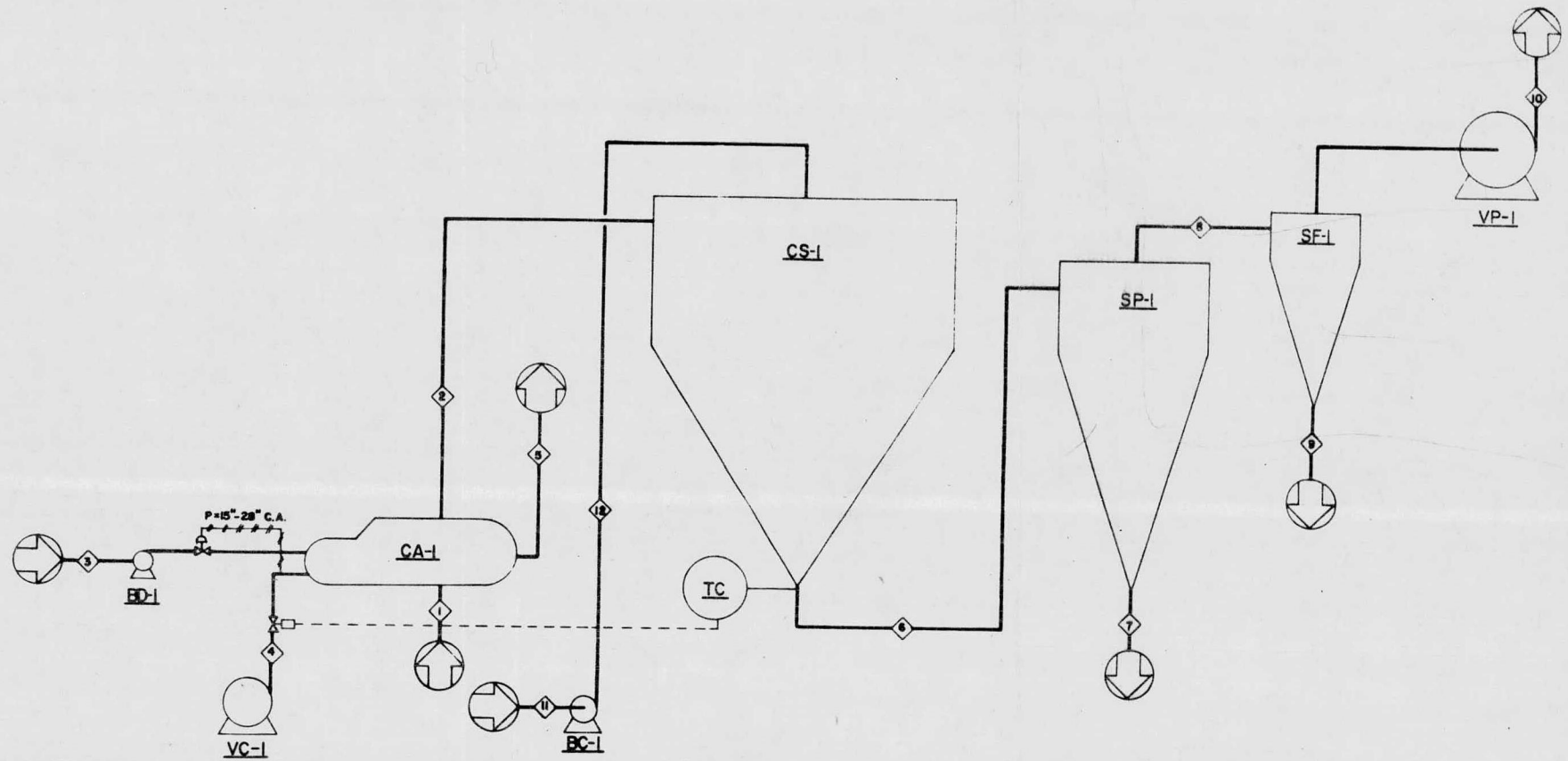
Alan S. Foust, Principios de Operaciones Unitarias. Cia. Editorial Continental S.A. 1970

Howard F. Rase and M.H. Barrow, Project Engineering of Process Plant. John Wiley and Sons Inc. 1957

Cliff W. Warren, How to Read Instruments Flow Sheets.
(Part 1) Hidrocarbon Processing, July 1975
(Part 2) Hidrocarbon Processing, Sept. 1975

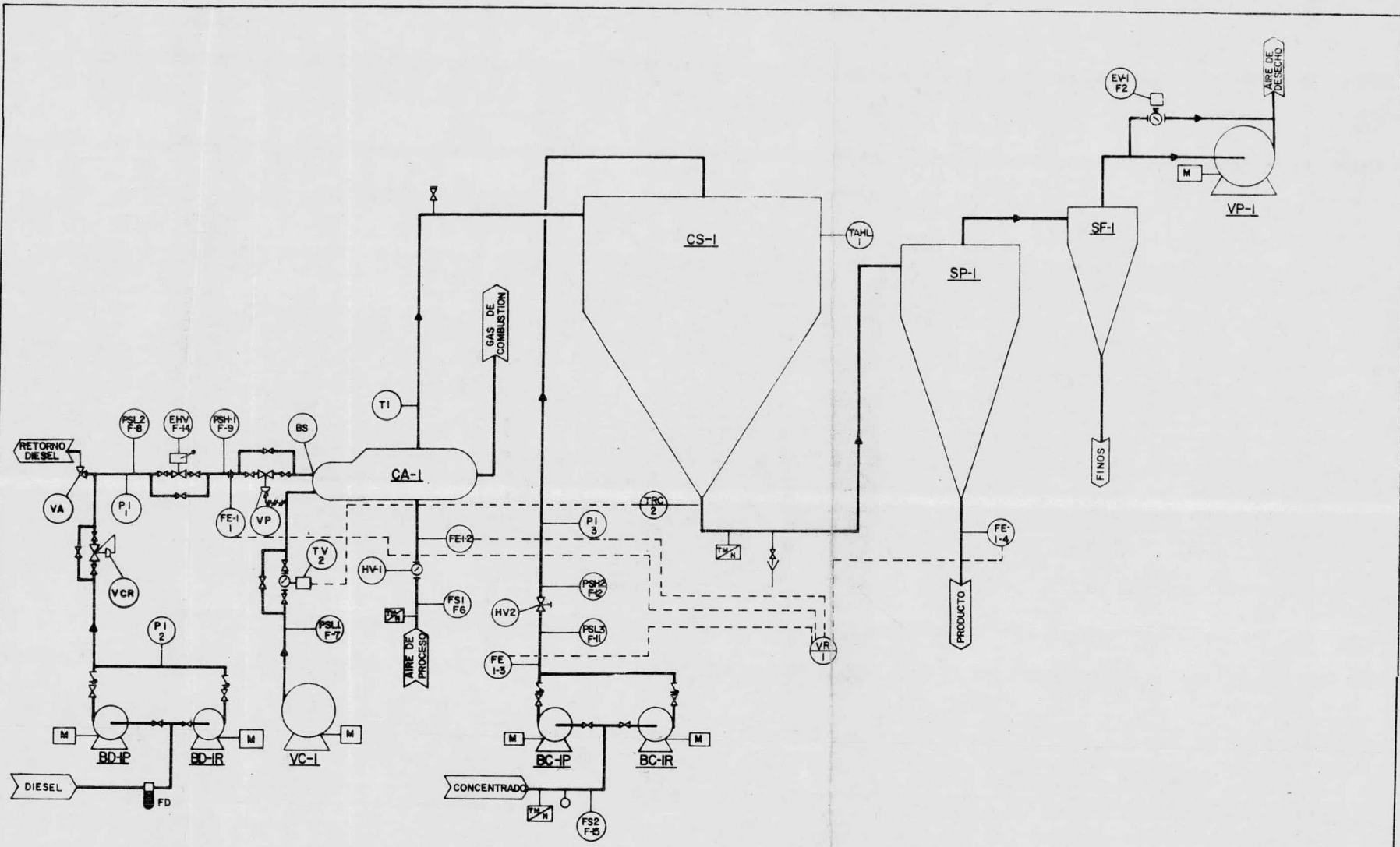
Reporte climatológico de la estación San Rafael, Ver.
Observatorio Nacional. 1970-1976

Servicio Sismológico Mexicano. Ingeniería Sísmica,
Enero 1970



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
TIPO	AIRE DE PROCESO	AIRE DE PROCESO	DIESEL	AIRE DE COMBUST.	GASES DE COMBUST.	AIRE DE PROCESO	PRODUCTO	FINOS	FINOS	AIRE DE DESECHO	CONCENTRADO	
Temperatura °F	57	600	75	75	900	200	190	190	190	190	75	75
Gasto lb/hr	31,680	31,680	274	4,007.00	4,281.00	31,680		31,680		31,681	3,377	3,377
Vh ft³ / lb	13	26.8		13.8	34.4	18.5		18.2		18.2		
H ₂ O lb/aire	0.0037	0.0037				0.068		0.068		0.068		
H BTU / hr		4,213,440	5,266,800		1,053,360	200,138		10,534		10,534		
POLVO lb/hr						1,351	1,283	68	61	7		
Agua Remov. lb/hr						2,026		2,026		2,026		
Presión "C.A.	-15		0.0	38		-9		-11		15	0.0	9,095
# Partícula /"						100	100	50	50	<50		
TOTAL lb/hr	31,680	31,680	274	4,007	4,281	5,031	1,283	33,774	61	33,713	3,377	3,377
TOTAL BTU/hr		4,213,440	5,266,800		1,053,360	200,138		10,534		10,534		4,002,768
BALANCE MASA	31,680		274.48	4,007	-4,281		-1,283			-33,713	3,377	
BALANCE CALOR			5,266,800		-1,053,360	-200,138				-10,534		-4,002,768

CLAVE	NOMBRE	CARACTERISTICAS
BC-1	Bomba para concentrado	ΔP = 438 PSIG. G = 3.19 GPM
BD-1	Bomba para diesel	ΔP = 100 PSIG. G = 0.63 GPM
CA-1	Calentador de aire	Q = 5,266,800 Btu/hr
CS-1	Camara de secado	G = 2,026 lb agua remov./hr
SF-1	Ciclón Colector para finos	# part. 50 μ
SP-1	Ciclón Colector p/ producto	# part. 100 μ
VC-1	Ventilador combustión	ΔP = 38" C.A. G = 55,301 CFH
VP-1	Ventilador principal	ΔP = 30" C.A. G = 7,514 CFM



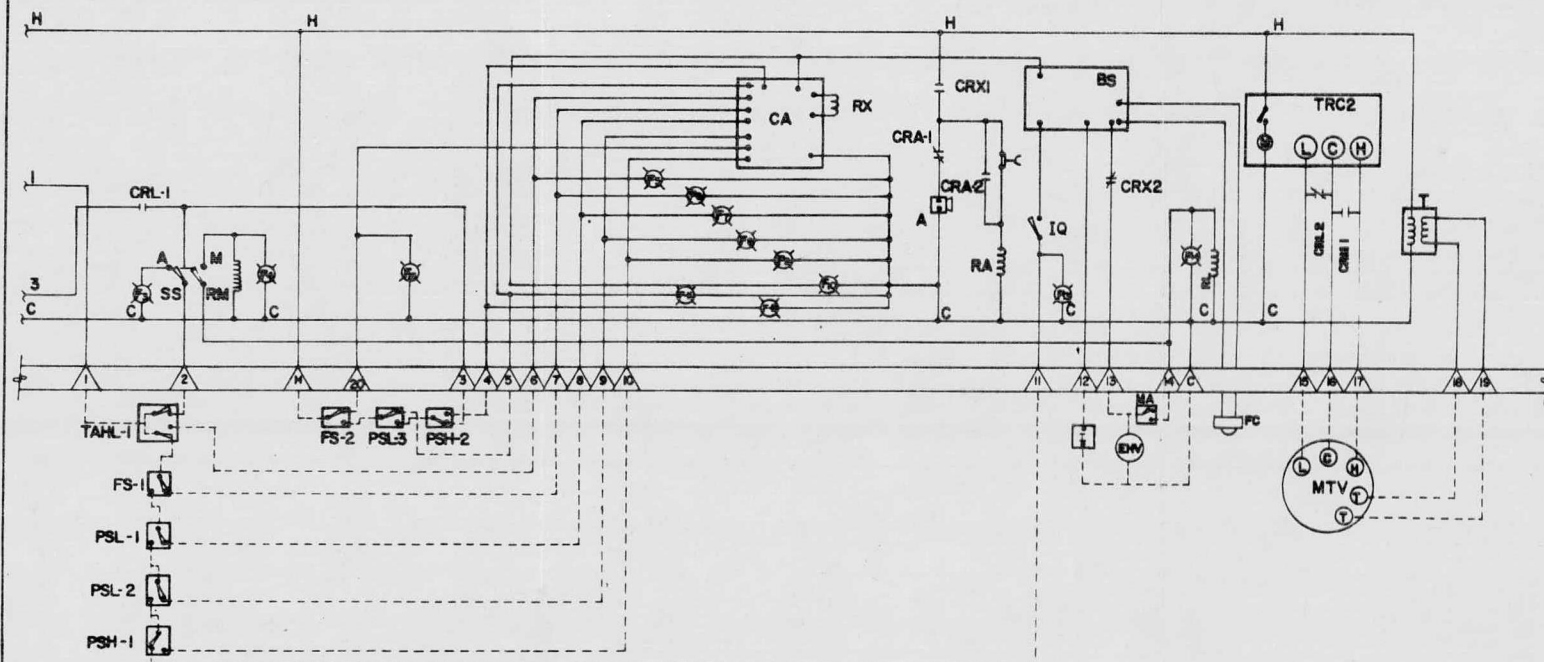
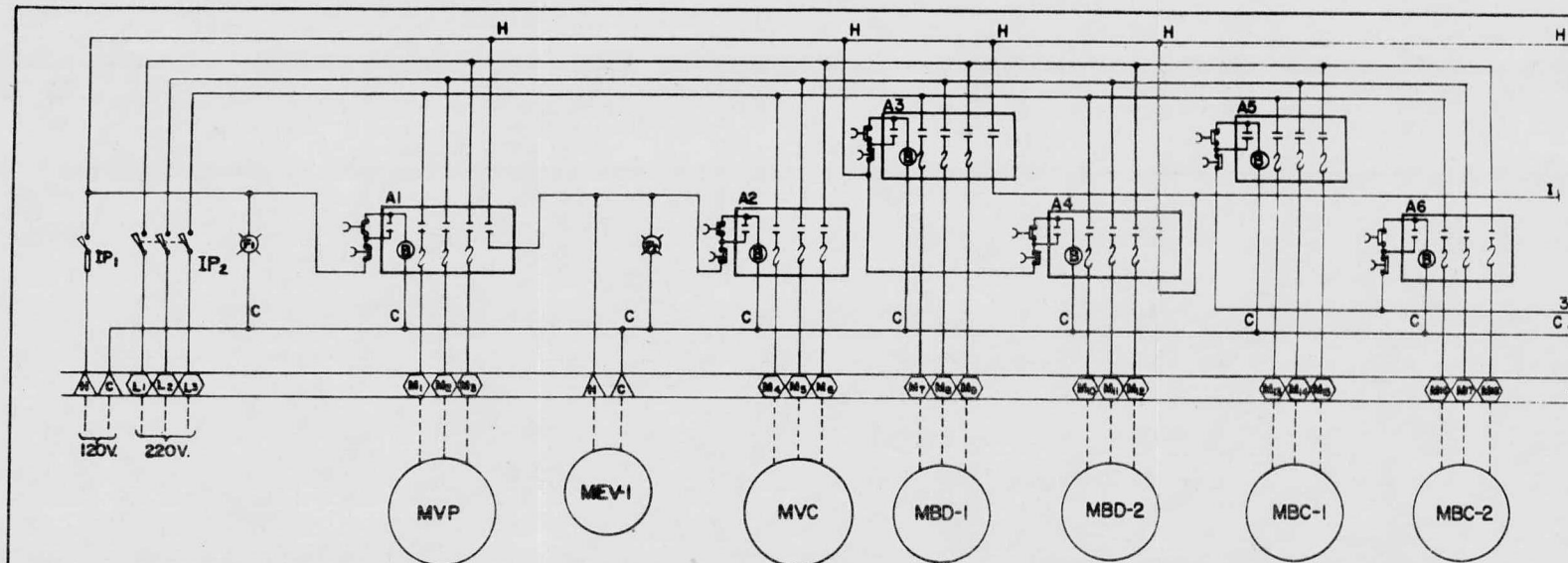
EQUIPO DE PROCESO

BC-IP	BOMBA P/CONCENTRADO USO NORMAL
BC-IR	BOMBA P/CONCENTRADO, RELEVO
BD-IP	BOMBA P/DIESEL, USO NORMAL
BD-IR	BOMBA P/DIESEL, RELEVO
CA-1	CALENTADOR PARA AIRE
FD	FILTRO PARA DIESEL
CS-1	CAMARA DE SECADO
SF-1	CICLON COLECTOR P/ FINOS
SP-1	CICLON COLECTOR P/PRODUCTO
VA	VALVULA DE ALIVIO
VC-1	VENTILADOR P/COMBUSTION
VR	REG. DE PRESION P/ DIESEL
VP	VALVULA PATRIOTOL
VP-1	VENTILADOR PRINCIPAL

INSTRUMENTACION

B	FLAMA DE QUEMADOR
C	CONTROLADOR
E	OPERAC. ELECT. ó ELEM. PRIMARIO
F	FLUJO
H	OPERAC. ó RESET MANUAL, LIM. ALTO
I	INDICADOR
L	LIMITE BAJO
P	PRESION
R	REGISTRADOR
S	SWITCH SEGURIDAD
T	TEMPERATURA
U	MULTIPUNTO

○	MONTAJE EN CAMPO
◐	MONTAJE EN TABLERO
○-F-	SEÑAL A TABLERO
- - -	VARIABLE QUE HACE EL INSTRUMENTO CON LA VARIABLE



A	Alarma
A 1	Arrancador Ventilador Principal
A 2	Arrancador Ventilador Combustion
A 3	Arrancador Bomba de Conc. (Relevo)
A 4	Arr. Bomba de Diesel (Relevo)
A 5	Arrancador Bomba de Diesel
A 6	Arr. Bomba de Diesel (Relevo)
B	Bobina
BS	Proteccion de Quemador
CA	Circuito de Alarma
CRA1,2	Contacto de RA
CRL1,2	Contacto de RL
CRM-1	Contacto de RM
CRX1,2	Contacto de RX
EHV	Valvula de Seg. para Quemador
FC	Fotocelda
FS1,2	Switch Flujo Aire Conc.
I	Ignicion a Quemador
IP 1	Interruptor de Tablero
IP 2	Interruptor de Motores
IQ	Interruptor de Quemador
MA	Microswitch Auxiliar
MEV-1	Modutrol para Compuerta
MBC-1	Motor Bomba de Conc.
MBC-2	" " " (Relevo)
MBD-1	Motor Bomba de Diesel
MBD-2	" " " (Relevo)
MVC	Motor Ventilador de Comb.
MEV-2	Modutrol Valv. de Mariposa
MVP	Motor Ventilador Principal
PSH-1	Limite Presion Alta Diesel
PSH-2	" " " Conc.
PSL-1	Limite " Baja de Aire
PSL-2	Limite " " Diesel
PSL-3	" " " Conc.
RA	Relevador de Alarma
RM	Relevador de Arranque Manual
RL	Relevador de Arranque Fgo. Bajo
RX	Relevador de Circuito de Alarma
SS	Switch Selector Man./Aut.
T	Transformador 120/24 v.
TRC-2	Registro de Control de Temp.
TAHL-1	Switch de Limite de Temperatura
FOCOS PILOTO	
F-1	Corriente al Tablero
F-2	Compuerta Cerrada
F-3	Operacion Automatica
F-4	Operacion Manual
F-5	Limite Alto de Temperatura
F-6	Flujo de Aire Incorrecto
F-7	Presion Baja de Aire Comb.
F-8	Presion Baja de Diesel
F-9	Presion Alta de Diesel
F-10	Quemador Apagado
F-11	Presion Baja de Concentrado
F-12	Presion Alta de Concentrado
F-13	Limites Correctos
F-14	Quemador Encendido
F-15	Flujo de Concentrado Correcto