UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Anteproyecto para la Producción de Papa Deshidratada

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a

Arturo Ibarra Colín

México, D. F. 1974

PRESIDENTE:	ENRIQUE GARCIA GALEANO
SECRETARIO:	LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ
V O C A L :	ENRIQUE GARCIA LOPEZ
1ER. SUPLENTE:	JAVIER PEREZ VILLASEÑOR
2o. SUPLENTE:	OSCAR E. RUIZ CARMONA

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUIMICA.

157

SUSTENTANTE:	ARTURO IBARRA COLIN
ASESOR DEL TEMA:	LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ
SUPERVISOR TECNICO:	ENRIQUE GARCIA LOPEZ

A:

M I S P A D R E S

I N D I C E

CAPITULO V

LOCALIZACION DE LA PLANTA:

CAPITULO VI

EVALUACION ECONOMICA.:

a) Inversión de Capital

(Activo Fijo)
(Capital de Trabajo)

b) Costo de los Productos

c) Analísis de Utilidades.

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA.

INTRODUCCION

Uno de los principales pasos hacia un sano desarrollo industrial de los países, es el aprovechamiento integral de los recursos naturales que posea y de la diversificación, manufacturando ya no solo productos básicos, cuya demanda local sea muy grande, sino productos que puedan considerarse especialidades o de mercado menor.

En el caso específico de México, uno de los grandes problemas en su desarrollo económico, corresponde al de la Agricultura, dentro del cual a la fecha, no se ha podido llegar a su completo aprovechamiento, y mucho menos a su industrialización.

Si además consideramos los lineamientos gubernamentales respecto a estos puntos, podemos afirmar que cualquier estudio tendiente a buscar la explotación integral de nuestros productos agrícolas, estará plenamente justificado.

Ahora bien, dentro de los productos agrícolas que pudieran sujetarse a un proceso industrial, se ha efectuado un pequeño estudio referente a localizar cual de ellos pudiera representar mayores beneficios a nuestra economía, no solamente en lo que se refiere al campo, sino también y principalmente al producto terminado.

Es bien sabido que muchos de nuestros productos agrícolas, son exportados como tales, para más tarde importarlos, pero ya con un valor agregado lo que se refleja en pérdidas sobre nuestra Balanza de Pagos.

Tomando ésto como base, se pensó que sería de mayor interés exportar éstos productos pero ya manufacturados, lo que aumentaría en forma considerable la entrada de divisas a nuestro país.

Aún cuando en México todavía no se ven con muy buenos ojos a los productos agrícolas procesados, principalmente cuando se puede escoger entre éstos y los frutos frescos, existen países que por su diferente

- ritmo de vida, se han visto obligados a consumirlos, sobre todo los que corresponden al grupo de los Deshidratados, y que tienen un gran mercado, como pueden ser E.U. ó los países europeos, los cuales por sus condiciones climatológicas ó por falta de zonas de cultivo, no han podido satisfacer las necesidades de sus mercados.

Un producto que reúne las características antes mencionadas, es la papa deshidratada, que sirve para preparar puré instantáneo.

Además de cumplir lo antes expuesto, se ha visto que éste producto cuenta en nuestro país con grandes zonas de cultivo, que pueden cubrir tanto las necesidades del mercado nacional como de exportación, así como que su calidad es tal que pueda competir satisfactoriamente con los requerimientos que un producto de exportación debe cumplir.

Así, el presente anteproyecto tiene como objeto el evaluar la posibilidad de instalar una planta deshidratadora de papa, que además de ayudar al desarrollo agrícola del país, provoque la entrada de divisas.

CAPITULO I

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

Generalidades X

Una de las principales preocupaciones de la humanidad en toda su historia, ha sido la de poder preservar sus alimentos contra la descomposición, debida a la acción del tiempo.

El producto que ahora nos ocupa, es uno de los casos más ilustrativos de dicha preocupación, pues ya en el año 200, es posible encontrar muestras de los sistemas que se utilizaban para su conservación.

Una de las zonas en las que se han encontrado estos vestigios, es la zona montañosa del Perú; éstos sistemas eran tan efectivos, que aún a la fecha pueden encontrarse procesos que tienen sus bases en los utizados en ésa época.

El sistema por éllos utilizado, era el de la deshidratación del fruto, que si bien ha sufrido avances técnicos, mantiene su base original en la disminución del contenido de agua en el fruto.

Durante el siglo XVI, la papa fué introducida al viejo mundo por medio de los exploradores Ingleses y Españoles, y ya para el siglo XVIII y XIX formaba parte de los principales alimentos en Europa, pero que debido a dos grandes desventajas como son, su volúmen y su relativo corta vida de almacenamiento, se observa un consumo un poco restringido.

Debido a su gran poder alimenticio, el hombre no ha cejado en su intento de encontrar sistemas, por medio de los cuales, pueda superar estos problemas.

Es durante la primera guerra mundial cuando se inician las pruebas a niveles más especializados, con el objeto de obtener un producto que sirva de alimento a las fuerzas militares; sin embargo, en cuanto termina la guerra, también cesan las investigaciones y desarrollos de éste tipo de procesos, para intensificarse a la llegada de la segunda guerra mundial.

Es posible decir, que a partir de ése momento no ha decrecido el desarrollo de nuevos procesos, debido al gran incremento que se ha observado en el consumo de éstos productos.

.....#####

Y no sólo no ha decrecido, sino que forma parte de los productos mas desarrollados dentro de la industria alimenticia.

1.- COMPOSICION QUIMICA DE LA PAPA

Respecto al análisis químico de la papa, se pueden encontrar muchos y muy variados reportes, por lo que no puede decirse que exista un análisis exacto de la misma.

Por lo general, todas éstas diferencias en los análisis, son debidas a causas como: variedad de la papa, área de cultivo, tiempo de maduración, cosecha y otros factores que hacen que las propiedades y características de la papa no sean estables.

A lo más que podría aspirarse, es a obtener un análisis aproximado, que ha sido reportado por Kroener y Volksen.

ANALISIS APROXIMADO DE LA PAPA

COMPONENTE.	% PROMEDIO	RANGO DE %
Agua.	77.5	63.2 - 86.9
Sólidos Totales.	22.5	13.1 - 36.8
Proteinas.	2.0	0.7 - 4.6
Grasas.	0.1	0.02 - 0.96
Carbohidratos Totales.	19.04	13.3 - 30.53
Fibra Cruda.	0.6	0.17 - 3.48
Cenizas.	1.0	0.44 - 1.9

También es posible conocer la composición de las cenizas, que deberá tomarse con las mismas restricciones del análisis anterior.

COMPOSICION DE LAS CENIZAS

COMPONENTES	% PROMEDIO	RANGO DE %
K_2O	56	43.95 - 73.61
P_2O_5	15	6.83 - 27.14
SO_3	6	0.44 - 10.69
MgO	4	1.32 - 13.58

.....######

Na_2O	3	0.07	-	16.93
CaO	1.5	0.42	-	8.19
SiO_2	1	0.16	-	8.11

El almidón es uno de los principales compuestos de la papa y comprende del 65 al 80% base seca; siendo éste uno de sus principales compuestos que ayudan a dar su poder nutritivo.

Ya en los productos terminados, se ha podido comprobar que su contenido y sus propiedades físicas y químicas están íntimamente ligadas con su calidad y con las condiciones de operación del proceso.

La presencia del almidón en el fruto, se registra formando la pared interior de las células de la pulpa, como granos microscópicos, que generalmenteson mayores a los encontrados en los cereales.

La materia seca de éstos granos está compuesta por: 99.5% almidón, 0.3% cenizas y el 0.2% es Nitrógeno.

El almidón en sí, tiene dos componentes principales que son: La amilosa y la amilopectina, presentes en un radio 1:3 respectivamente; relación que puede verse afectada por el tiempo y temperaturas de almacenamiento.

Por ser el almidón el que tiene mayor porcentaje, presenta en la composición de la papa su gravedad específica ó el contenido de sólidos dependerá de su contenido de almidón; además de que el resto de sólidos, puede decirse que se mantienen caso constantes; la gravedad específica dependerá también de factores externos como son: fertilización, condiciones de cultivo, variedad y forma de la papa, distribución interna, enfermedades, etc.

.....######

Con los experimentos efectuados por Coudon y Bussard, ha quedado comprobado que la relación de almidón y nitrógeno, es determinante en la textura del producto, tanto en su consistencia como en su pastocidad.

En los diferentesprocesos a que se somete la papa, deberá tenerse mucho cuidado de no romper en exceso las células de la misma, para evitar una gran pérdida de almidón, el cual podría gelatinizarse, causando una textura gomosa a lapapa cocinada; efecto que puede controlarse mediante la acción de tratamientos térmicos y regulando el contenido de agua.

A Z U C A R E S

conocer químicamente nuestra materia prima y las mejores condiciones de almacenamiento

El contenido de azúcar en la papa, puede ser desde trazas solamente, hasta un 10% del peso seco, equivalente a 1/3 ó 1/2 de los sólidos totales, excluyendo al almidón.

Existen dos factores fundamentales que alteran el contenido de azúcares: la variedad de papa y la temperatura de almacenamiento ya recolectada. Las papas de alta gravedad específica tienden a acumular menor -- cantidad de azúcar que las de baja gravedad específica.

También se ha comprobado que las de menor tamaño tienen por lo general mayor proporción de azúcar que las grandes.

A temperaturas de almacenamiento menores a los 10°C, el contenido de azúcar va en aumento. Este fenómeno podrá controlarse por germinación ó abatiendo la temperatura casi hasta el punto de congelación.

En contraste con el almidón, no existe una gran relación entre el - tipo de fertilizante, localización, irrigación, etc., y el contenido de azúcar.

Las papas almacenadas a bajas temperaturas y en atmósfera de Bioxido de Carbono, sufren un retardo inicial en la producción de azúcar, seguido de un aumento en la velocidad de su formación, por lo que éste sistema de almacenamiento será recomendado únicamente cuando se trate de - -- períodos relativamente cortos. Por lo que respecta a los inhividores de germinación, se pueden obtener efectos variables dependiendo del tiempo de aplicación y de la concentración.

Cuando se han efectuado almacenamientosa bajas temperaturas, y se - requiere disminuir el contenido de azúcar, el sistema más apropiado es el acondicionar la papa a mayores temperaturas, durante 3 ó 4 semanas, obteniéndose el efecto deseado. Es importante el observar que en la misma - relación que se vea disminuído el contenido de azúcar, aumentará el del almidón, obteniendo así una reacción reversible, azúcar - almidón.

....#####

Va que de estos almacenamientos dependerá el tipo de producto que se tendrá

La papa que tiene un alto contenido de azúcar, además de proporcionar un producto de sabor dulce, tiene una pobre textura después de haber sido cocinada. También se le atribuye la coloración que puede aparecer durante el proceso, y en el caso de procesos de deshidratación, del obscurecimiento que aparece durante el almacenamiento, el cual puede ser debido a la caramelización del azúcar; aunque puede deberse también a la "REACCION MAILLARD" ó reacción no enzimática, llevada a cabo entre el grupo aldehido del azúcar reducida y el grupo amino libre de los aminoácidos, provenientes de la degradación de las proteínas de las papas; se ha podido demostrar que el obscurecimiento de la papa se debe en gran parte a ésta reacción.

Por lo general, se ha tomado como una especificación en el control de calidad de lamateria prima, que la papa que se procese no excederá de un 2% de azúcares reducidos en base seca.

Como no ha sido posible encontrar una correlación exacta entre el contenido de azúcar y el grado de obscurecimiento, Bohart y Clearson, estudiaron que otros factores podrían influír en éste fenómeno, encontrando que los ácidos orgánicos, el pH., trazas de metales como Hierro ó Manganeso y algunos fosfátos inorgánicos pueden influír en su aparición.

Con todo ésto, se concluye que las condiciones del almacenamiento para obtener una materia prima con baja tendencia de obscurecimiento, debe ser suficiente para bajar el contenido de azúcares, evitando al mismo tiempo la germinación de la papa; generalmente se utilizan inhividores de germinación como es el Cloro isopropil fenilcarbamato. Además, se puede acompañar de un acondicionamiento por 2 ó 3 semanas a una temperatura de 10°C., aproximadamente.

P O L I S A C A R I D O S

Además del almidón, la papa tiene otros polisacáridos, entre los que se encuentran; fibra cruda, celulosa, substancias pécticas, la hemicelulosa y otros.

Como fibra cruda se entiende toda substancia seca de la papa que queda al quitar todos los solubles, el almidón y los constituyentes - nitrogenados. Su contenido es aproximadamente de 1% de la materia seca, pudiendo aumentar su proporción durante la maduración y el almacenamiento de la papa recolectada después de temporada.

La celulosa está presente en la membrana que soporta las paredes de las células y corresponde aproximadamente a un 10 ó 20 % de los polisacáridos totales sin considerar al almidón. Es posible considerar a la celulosa como un inerte para los procesos metabólicos.

Las substancias pécticas, constituyen aproximadamente el 1% de - sólidos; obteniéndose casi 10 veces más pectina en la cáscara que en la pulpa, sin haberse obtenido hasta la fecha ninguna relación entre su contenido y el del almidón.

Las hemicelulosas, son los componentes de las paredes de la célula, obtenidas por mezclas de cadenas de glicoxido y conteniendo combinaciones de ácido glucorónico con xilosa y arabinosa. En el total de polisacáridos crudos, su participación es de aproximadamente 1%.

Dentro de otros polisacáridos, se encuentran las mezclas de polímeros de arabinosa, galactados y romanosa.

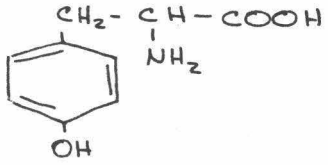
De los constituyentes de las paredes de las células, principalmente las pectinas, pueden influír en la textura de papas cocidas, debido a su tendencia a separar las células; ésto puede ser evitado, controlando el contenido de calcio a lapapa cocida. La reacción que tiene lugar, se efectúa entre el ión calcio y el grupo carboxilo del ácido péctico.

.....

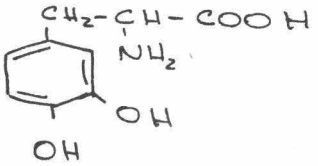
SUBSTANCIAS FENOLICAS.

Los compuestos fenólicos de la papa están asociados con su color, siendo responsables en cierta forma de algunas manchas observadas en los productos procesados.

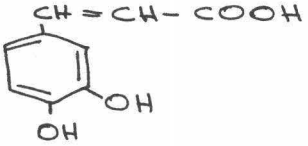
A continuación presentaremos algunos de éstos productos:



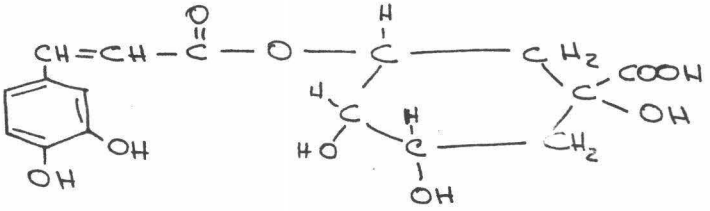
TRIOSINA.



DI-HIDROXI FENIL ALANINA. (DOPA).



AC. CAFEICO



ACIDO CLOROGENICO.

La tirosina está presente en el interior de la papa y constituye del 0.1 al 0.3 % del peso de la papa en base seca.

La tirosina es oxidada por la tirosinasa que es una enzima de la papa que contiene Cobre, y que convierte a la tirosina en melamina, - polímero insoluble de color café; intermedio en ésta conversión, se - encuentra: el dihidroxifenil alanina (DOPA), la dopaquinona y la dopa cromo. Los dos últimos, responsables de la coloración rojiza que precede al café, en el corte fresco de la superficie de la papa, pudiéndose encontrar otras enzimas oxidantes que participan en la oxidación de los fenoles.

Del ácido clorogénico, podemos decir que su función principal es la de controlar el metabolismo del almidón y ser muy eficiente inhividor de su síntesis.

La oxidación de éstas substancias, se efectúa al hacer el corte - de la papa ó también por: enfermedades, exposición de vapores tóxicos, etc., convirtiéndose rápidamente en melaminas coloreadas.

Es posible el evitar éstas coloraciones, para lo cual se proponen las siguientes soluciones:

1.- Condiciones que destruyan ó disminuyan la acción de las enzimas como son: calor, ácidos, solventes orgánicos.
2.- Inhividores de las enzimas; ácido benzoico ó iones hidrógeno.
3.- Compuestos que puedan combinarse con la valencia enzima-cobre: ácido cítrico, compuesto de tiol-ticurea ó dietilditiocarbamato.
4.- Substancias que reconviertan las quinonas a los polifenoles - correspondientes como son: ácido ascórbico, sulfito y otros - agentes reductores.

....#####

5.- Substancias que den productos no atacables por las enzimas como pueden ser los boratos.

6.- Substancias que modifiquen el polímero de la melamina, obteniendo compuestos incoloros; el producto propuesto es: - 4 Cloro resorcinol.

7.- Extracción de fenoles con solventes orgánicos.

De todos éstos sistemas, el más efectivo ha sido la adición del ácido cítrico para controlar la acidéz y del sulfito como agente reductor.

Es posible obtener casos en los que aparece una coloración después de haber sido cocinada la papa, lo que no ocurre si el pH es mantenido entre 4 ó 5. De acuerdo con las más recientes teorías, éste obscurecimiento ocurre como resultado de la interacción de las sales - ferrosas de la papa y los ácidos clorogénicos y caféico, formando un complejo fácilmente oxidable, para obtener el polimero colorido. Así, el grado de obscurecimiento estará dado por la cantidad utilizable de sales ferrosas y los polifenoles existentes en exceso.

Este tipo de coloraciones, pueden ser prevenidas usando ácidos - oxalatos estanoso, bisulfito de sodio ó bióxido de azufre, los cuales actúan como secuestrantes.

2.- ANALISIS DE MERCADO

ANALISIS DE MERCADO

Es muy común que entre las familias mexicanas, se sienta cierto - recelo ante los productos deshidratados prefiriendo obtener, para nuestro caso específico, un puré de papa producido con vegetal fresco y hecho en casa.

En la carrera vertiginosa de los países desarrollados, como pueden ser E.U. y otros países Europeos, no es posible darse éstos lujos, primero por no contar las amas de casa con el tiempo suficiente que requiere la manufactura de un puré de éstas características y segundo por la facilidad y reducción de espacio en el almacenamiento que se requiere - paralos productos deshidratados.

Si además se toma en cuenta que la fabricación de éstos productos en los países antes citados, no es ni con mucho lo suficiente para cubrir las demandas de su mercado, se abre una gran expectativa de exportación hacia éstos países.

Existen en los E.U., empresas cuyos ejercicios consisten exclusivamente en la importación de éste tipo de productos, a fin de servir - de distribuidores en su país.

Ante la existencia de éstas empresas se ha pensado en la elaboración de este anteproyecto, tomando como base las siguientes consideraciones:

1.- La empresa importadora, fija el volúmen de compra en un máximo de 1,500 Ton-año dando tanto las características de empaque como las especificaciones del producto, las que deben — cumplir con las normas del U.S. Departament of Health.

2.- La empresa importadora firma un contrato con el fabricante - mexicano, mediante el cual se compromete a comprar el producto durante 5 años.

3.- El precio de compra del producto es de $14.00 (U.S.Dollars), la caja de 6 latas, L.A.B. Frontera Mexicana, como precio -- del mercado internacional.

.....#####

4.- En el anteproyecto, se considerará que la planta produce el 100% para su exportación.

3.- PRODUCCION DE PAPA EN MEXICO

Como ya es sabido, en México se tienen grandes zonas destinadas al cultivo de la papa, pudiendo existir cultivos de temporal, medio riesgo y riesgo.

Dependiendo del tipo de cultivo que se tenga, pueden existir en una misma zona, diferentes épocas de siembra y cosecha, presentándose casos en que éste ciclo pueda llevarse a cabo dos ó más veces en el año; como ejemplo de ésto, presentamos a continuación una tabla en la cual se señalan las épocas de siembra y cosecha para los diferentes Estados productores de papa en México.

ESTADO	SIEMBRA			COSECHA		
Aguascalientes.	VII	a	VIII	X	a	XII
Baja California.	III	a	IV	VI	a	XI
Chihuahua.	III	a	VI	VII	a	XII
Guanajuato.	II	a	III y X	V	a	XII
Hidalgo.	IX	a	XII	XII	a	II
Jalisco.	II	a	III y	V	a	VI y
Jalisco.	IX	a	X y	I	a	VI y
Jalisco.	V	a	VII	VII	a	X
Michoacán.	IX	a	XII	III	a	VI
Nuevo León.	V	a	VI	X	a	XII
Puebla.	III			VIII		
Sinaloa.	X	a	XI	II	a	IV
Tlaxcala.	IV	a	V	VIII	a	IX

La producción total de papa en México, en los últimos años, se presenta en la siguiente tabla:

...#####

AÑO.	HECTAREAS SEMBRADAS	RENDIMIENTO PROMEDIO Ton./Ha.	TONELADAS COSECHADAS
1967	40,692	9,801	398,838
1968	42,374	9,797	415,147
1969	37,832	11,658	441,033
1970	37,798	11,173	422.327
1971	38,500	11,500	442,750
1972	39,325	11,615	456,760

FUENTE: Dirección de Economía Agrícola. S.A.G.

Como puede observarse, con los avances tecnológicos en la materia, poco a poco han podido aumentarse los rendimientos promedio por hectárea obteniéndose a la fecha, la producción suficiente de éste producto para surtir las demandas nacionales.

CAPITULO II

PROCESOS DE PAPA CONOCIDOS.

Como ya se ha dejado asentado, la papa es uno de los productos naturales que ha sufrido grandes desarrollos en lo que se refiere a investigación de nuevos procesos, que permitan su preservación, tratando a la vez de mejorar así, los sistemas de transporte y manejo, disminuyendo en lo más posible su volúmen.

A continuación se presentan, en resúmen, algunos de los procesos más conocidos y de mayor aplicación en su transformación.

P A P A S F R I T A S .

Para obtener un buen producto en este proceso, es necesaria una determinada calidad de papa, de muy alto contenido de sólidos. Su proceso en forma resumida es: la papa se descarga en un tanque en el cual se realizará el lavado, removiendo todas las impurezas que pueda traer consigo: pasando posteriormente al sistema de pelado (por medio de abrasivos), se lava e inspecciona en forma manual y se pasan a la rebanadora; es necesario el lavado, con objeto de poder eliminar el exceso de almidón libre.

Antes de pasar al sistema de freído, es necesario eliminar, por secado, el exceso de agua superficial e interna hasta un contenido de agua que varía entre 1.5 y 2%, pasando también por un equipo en el cual se le proporciona el tratamiento preventivo a la coloración, mediante Bisulfito de Sodio, Acido Fosfórico o Acido Cítrico, pudiendo considerarse a éstos como algunos de los posibles productos preventivos.

Pueden existir sistemas de freído contínuos o por lote, habiéndose encontrado mejores resultados en el primer sistema; éste paso del proceso, deberá realizarse con aceite a una temperatura que tiene un rango de variación entre los 175 y los 185°C.

La forma de llevarse a cabo el freído, consiste en transportar a las rebanadas de papa por medio de una banda a lo largo de éste baño de aceite, fijando un determinado tiempo de freído.

Con objeto de evitar un arranciamiento prematuro, es conveniente someterlas a un tratamiento especial a base de antioxidantes, generalmente se usa el butil hidroxianisol.

Saliendo del equipo de freído, las rebanadas de papa reciben un baño de sal, cuya proporción es aproximadamente de 1.5 a 2% de sal por 100 rebanadas; es aquí en donde deberán adicionarse todos los aditivos

.....#####

- (antioxidante y glutamato monosódico, cuya presencia intensificará el sabor de la papa); pasando posteriormente a una banda de inspec-- ció; y enfriado, siendo por último empacadas en bolsa o lata.

PAPAS FRITAS CONGELADAS

En éste proceso, las papas son peladas por el sistema de abrasión (lejía) ó por el vapor, utilizando el mismo sistema de lavado que el proceso anterior. Ya peladas, pasan a la inspección y al cortado, buscando en éste la forma de obtener un producto lo más largo posible utilizando una corriente de agua, que además de eliminar el almidón libre, proteja a la papa de una futura coloración. En éste proceso, las pérdidas variarán, dependiendo del tamaño de la papa, entre un 15% y 40%.

Antes de pasar al freído, es necesario someter al producto a un tratamiento de blanqueado, utilizando para obtener: un color uniforme en el producto final, reducción en la absorción de aceite y un menor tiempo de freído.

Ya blanqueadas, pasan al equipo de freído (similar al anterior), sometiéndose posteriormente a una eliminación de aceite residual, mediante una malla vibratoria.

Habiéndose quitado el exceso de grasa, se pasan al sistema de enfriamiento, por medio de una corriente de aire frío, entrando finalmente a un equipo de congelación, consistente en un tunel en el cual se requiera un tiempo de residencia de 12 min., a una temperatura de 40°C, aproximadamente, del cual pasan al sistema de empaque.

Pueden existir otros productos congelados como son: puré deshidratado, rebanadas, tortas, etc.

El deshidro-congelamiento, es un proceso relativamente nuevo en la industria alimenticia y que como su nombre lo indica, se debe congelar al vegetal ó fruto, removiendo aproximadamente un 50% de su contenido de agua.

ALMIDON DE PAPA.

Saliendo del lavado, la papa se pasa por unos martillos en los cuales se desintegran las células de papa y se deja en libertad al - almidón.

La cáscara y la fibra, son separadas en una criba, efectuándose posteriormente una purificación similar a la que se realiza en el — proceso del maíz, eliminando primero los solubles por medio de un lavado, y posteriormente las impurezas insolubles son extraídas por — sistemas que apliquen las diferencias de gravedad específica existentes entre éstas y el almidón.

Ya purificado se pasa la solución a un filtro rotatorio al vacío y finalmente a un secador de aire caliente, un pulverizador y empaque.

H A R I N A D E P A P A .

Este es un producto que puede considerarse, comercialmente como - uno de los procesos más antiguos.

La papa es lavada y seleccionada en la misma forma que en los procesos anteriores, prefiriendo el pelado por vapor, para evitar un exceso de pérdidas en éste paso. En el pelado, no se exige sea perfecto,- debido a los rodillos auxiliares del secado, los cuales se encargan de eliminar éstos residuos.

Ya peladas pasan al cocido, pudiendo usarse baños a presión con - vapor de 15/b/in^2, aproximadamente por un tiempo de 15 a 20 minutos, - pasando al secador de rodillo, el cual es alimentado por rodillos auxiliares, formando una capa alrededor de la superficie secante. Es aquí en donde cualquier resíduo de cáscara que contenga el producto, se pega a los rodillos auxiliares.

La sábana de papa obtenida,se transporta al equipo de molienda,- en donde es desintegrada por martillos, pasando por la malla del tamaño deseado.

HOJUELAS DE PAPA DESHIDRATADA.

El principio del proceso es muy similar a los anteriores, hasta la inspección, pasando a una rebanadora, en la cual se corta a un espesor de 1.5 a 2.0 cms., y precocinadas por 20 minutos a una temperatura de 65 a 70° C., de donde se pasan al equipo de cocido, utilizando vapor a presión atmosférica, hasta obtener una textura similar al del arroz cocido.

Ya cocidas, pasan a una prensa, en donde se obtiene el puré, el cual es sometido al secado en un secador de rodillo, pulverizado y empaque.

HOJUELAS COMPACTADAS DE PAPA DESHIDRATADA

El proceso es muy similar al anterior y hasta la etapa de cocido pueden considerarse iguales. En la descarga del equipo de cocido, se realiza una división en 2 corrientes, una que pasa a secado y la otra a un sistema de enfriamiento en una proporción de 95% y 5% respectivamente.

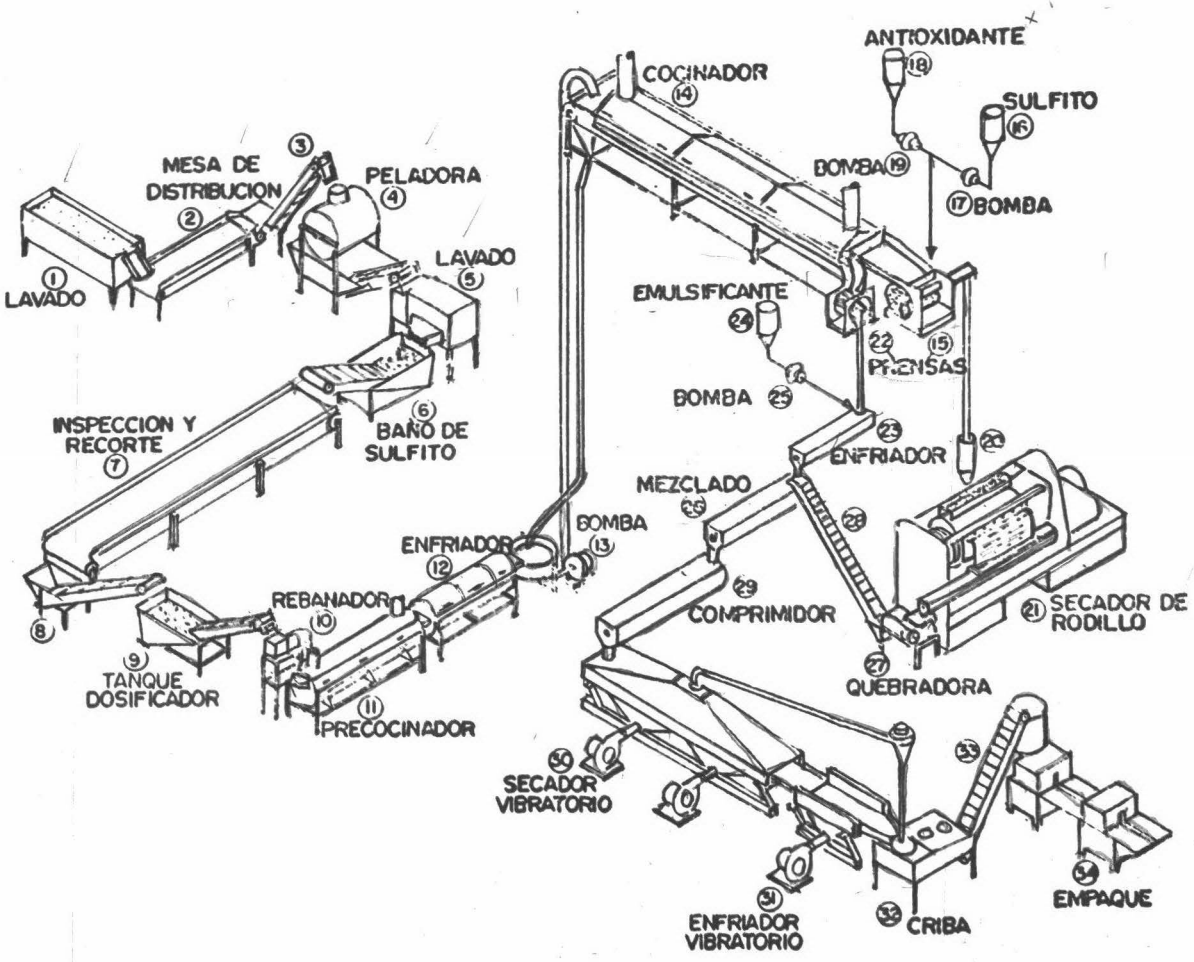
La corriente secada (95%), pasa por una quebradora y se une a la corriente húmeda (5%), para mezclarse, compactarse y laminarse, obteniéndose un producto con una humedad de 30%, el cual pasa a un secador vibratorio, enfriador y empaque.

De los procesos anteriormente descritos, se ha podido comprobar que los de mayor impulso, son los que se refieren a productos deshidratados, los cuales se enfrentan a un grave problema como es su baja densidad en volúmen y que los hace inadecuados para los mercados institucionales: restaurants, ejército, hospitales, etc., a excepción hecha del último proceso descrito, en el cual se obtiene un producto que es tres veces más denso que el resto, haciendo económica su producción respecto al empaque.

Tomando en consideración que el mercado que se trata de proveer es precisamente de tipo institucional, y que pueden obtenerse los mismos volúmenes de puré reconstituído con un volúmen 12% menos del producto así obtenido, se ha elegido a éste como el proceso más adecuado para su elaboración.

CAPITULO III

DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO.


LAVADO
1
MESA DE DISTRIBUCION
2
3
PELADORA
4
LAVADO
5
BAÑO DE SULFITO
6
INSPECCION Y RECORTE
7
8
TANQUE DOSIFICADOR
9
REBANADOR
10
PRECOCINADOR
11
ENFRIADOR
12
BOMBA
13
COCINADOR
14
ANTIOXIDANTE
18
SULFITO
16
BOMBA
19
17
BOMBA
EMULSIFICANTE
24
22
15
PRENSAS
BOMBA
25
23
ENFRIADOR
20
MEZCLADO
26
28
29
COMPRIMIDOR
21
SECADOR DE RODILLO
27
QUEBRADORA
30
SECADOR VIBRATORIO
31
ENFRIADOR VIBRATORIO
32
CRIBA
33
34
EMPAQUE

El proceso propuesto y seguido en éste estudio, es el sugerido por E. W. Cooke y Eskew.

Este proceso es muy parecido al utilizado en la fabricación de hojuelas deshidratadas, con la diferencia de que por éste método se obtiene un producto con una mayor densidad.

El primer paso a seguir, es el de lavado (1), en donde se remoja y limpia la cáscara de la papa, quitando la tierra y otros objetos que puedan venir adheridos a ella; el lavado se lleva a cabo en un tanque con agua.

Este tanque se alimenta por medio de canales que salen del silo de almacenamiento, por medio de una corriente de agua. Del lavado, y por medio de una banda transportadora, son conducidas a una mesa de distribución (2) pasando antes por un sistema de rodillos en el cual se hace una selección por tamaño quitando la papa más pequeña que pasa por los espacios entre rodillos. En la mesa de distribución, se selecciona la papa que debe entrar al proceso, quitando aquí los cuerpos extraños, las papas podridas, las que están germinadas, etc.. La seleccionada, es transportada por otra banda (3) hasta la alimentación del pelador (4) el sistema utilizado es el pelado por vapor, donde son sometidas a vapor a alta presión (aproximadamente 6 $kg./cm^2$) por un lapso de tiempo muy corto.

Aquí la papa sufre un pequeño cocido en toda su superficie, quitándo así la adherencia de la cáscara sobre la pulpa. Dependiendo de la variedad y del tiempo que tenga cosechada, deberán cambiarse las condiciones tanto en tiempo como en presión de vapor. El equipo que se utiliza, es un tanque que tiene la configuración de una retorta que trabaja en forma contínua, y está montado sobre ejes con el fín de permitirle una rotación para la admisión y descarga del vapor. Después de cargarlo con la cantidad apropiada de papa, se cierra la puerta y se admite

.....

— el vapor hasta que llegue a la presión deseada. Debe tener rotación, para que el vapor se distribuya sobre toda la carga, y la superficie de papa calentada sea completa. La presión se mantiene de 30 a 90 seg., y el tiempo total del ciclo es de 2 a 3 min.. Pasados los 90 seg., se — ventea el vapor y cuando se tiene la presión atmosférica deseada, se — abre la retorta y se descarga la papa. De éste baño de vapor, la papa es transportada a un baño con agua (5) en donde realmente se pela la — cáscara y se hace por medio de espreas de agua con alta presión.

Ya peladas, pasan a una banda de inspección (7), en donde se terminan de pelar en forma manual y se hace una última selección; debido a - que durante ésta selección las papas están expuestas a la acción del aire y de la luz, será necesario que pasen por un baño de sulfito (6) antes de la nueva inspección preventiva que se propone, estará formada — por ácido cítrico y bisulfito de sodio, cada uno en una concentración - de 0.5%.

De la mesa de inspección, la papa pelada pasa a un tanque (9) con agua que se puede decir que es el dosificador del resto del proceso, — éste tanque tiene como finalidad, el almacenar papa para que en caso de alguna falla en el pelador, el proceso no sufra interrupciones.

Del dosificador, que tiene una capacidad de más o menos 1.5 hrs.,- de producción, la papa pasa al rebanador (10), donde se rebana a un espesor aproximado de 1.5 a 2.0 cm.; aquí se debe mantener un flujo de — agua, que debe arrastrar al almidón que se libera cuando se corta la — pulpa. Las rebanadas deben pasar entonces a un equipo de precocido (11), consistente en un baño de agua a 70°C., que debe durar 20 min.; ésto se hace con el fin de darle una flexibilidad mayor al almidón, y además, el de bajar su contenido hasta un 60% durante el enfriado (12) posterior. El enfriado puede llevarse a cabo por medio de un baño de agua fría durante unos 5 a 10 min., ó por medio de un canal en forma de serpentín,- con una corriente de agua fría por donde circula la papa.

....#####

Cuando se han enfriado, por medio de una bomba de impulsor abierto (13), se alimentan al equipo de cocido (14) para evitar la exposición al aire, deben bombearse con una corriente de agua, la cual se recircula de la descarga de la bomba a la succión.

Al cocer las papas rebanadas, será necesario que alcancen una textura similar a la del arroz cocido, para facilitar su prensado. Las condiciones de cocido fluctuarán de acuerdo a la variedad y al tiempo de la cosecha. De acuerdo con ésto, a menor contenido de sólidos será necesario un mayor tiempo de cocimiento; el tiempo variará de 16 a 45 min. y se llevará a cabo en una atmósfera de vapor a muy baja presión, de 1 a 1.5 Kg/cm^2, la temperatura tendrá un rango de 60° a 90^oC.

Hasta aquí, los dos procesos son iguales, pero nuestro proceso, el flujo de la papa cocida, debe dividirse en dos corrientes, una que pasa por un secador de rodillo y varía de 90 a 95% de flujo principal, y el flujo restante que no pasa por secado, se mezcla para dar un producto con una humedad de 30%, necesaria para compactarse.

La corriente de 95%, pasa a través de un prensador (15) de donde se alimentan las cajas del secador (21) de rodillo, y de aquí debe salir con una humedad de 8 a 10%. En el secado, hay varios factores que pueden afectarlo, como son: velocidad del rodillo, presión del vapor, contenido de sólidos de la papa, humedad final deseada.

El rodillo principal, tiene 5 rodillos satélites, que son los que en realidad lo alimentan. Dichos rodillos son de un diámetro mucho menor de unas 5 in., que están de unos 36° a 50° uno de otro. Del rodillo se levanta por medio de una cuchilla, una lámina de papa seca de todo lo ancho de éste, la cantidad de finos producidos es mínima, y solo se necesita una campana para el escape del vapor producido. El rendimiento se puede decir que es de un 100% de sólidos.

....####

Para obtener un buen puré que no tenga demasiadas células dañadas, se necesitan controlar una serie de factores como se vera a continuación:

GRAFICA No. 1

Muestra la relación existente entre la gravedad específica del fruto y el rendimiento del proceso, dado en lbs., de papa por lb., de producto terminado.

GRAFICA No. 2

Muestra como aumenta la velocidad de producción con el contenido de sólidos y la velocidad del rodillo.

A pesar de no mostrarse en la gráfica, a un contenido de sólidos mayor al 22%, puede observarse una disminución en la velocidad de producción, debido a que ya no se tiene la adherencia adecuada en el rodillo.

GRAFICA No. 3

Nos muestra que una gran velocidad de producción debida a un aumento en la velocidad del rodillo, disminuirá la densidad de la hoja, produciendo mayores costos en el empaque.

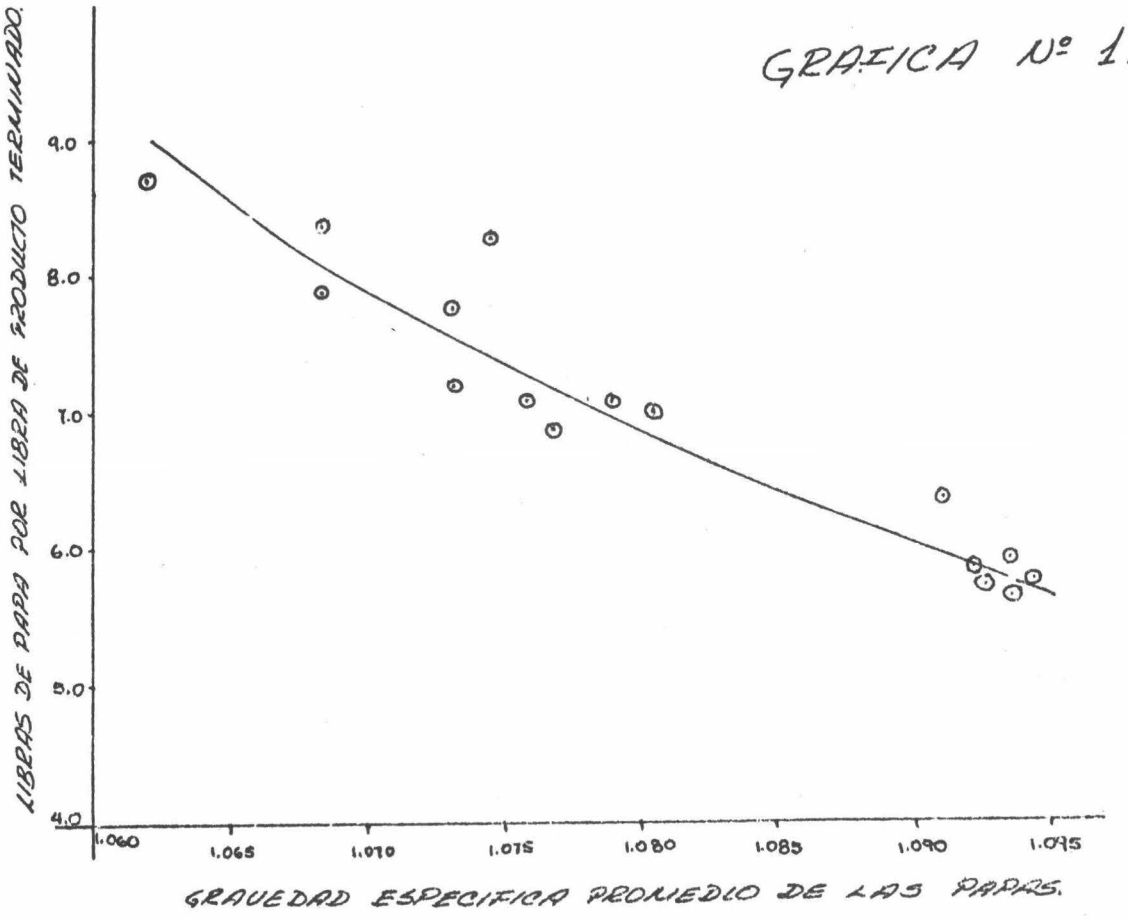
GRAFICA No. 4

Relaciona el contenido de humedad del producto y la velocidad del rodillo, a diferentes contenidos de sólidos.

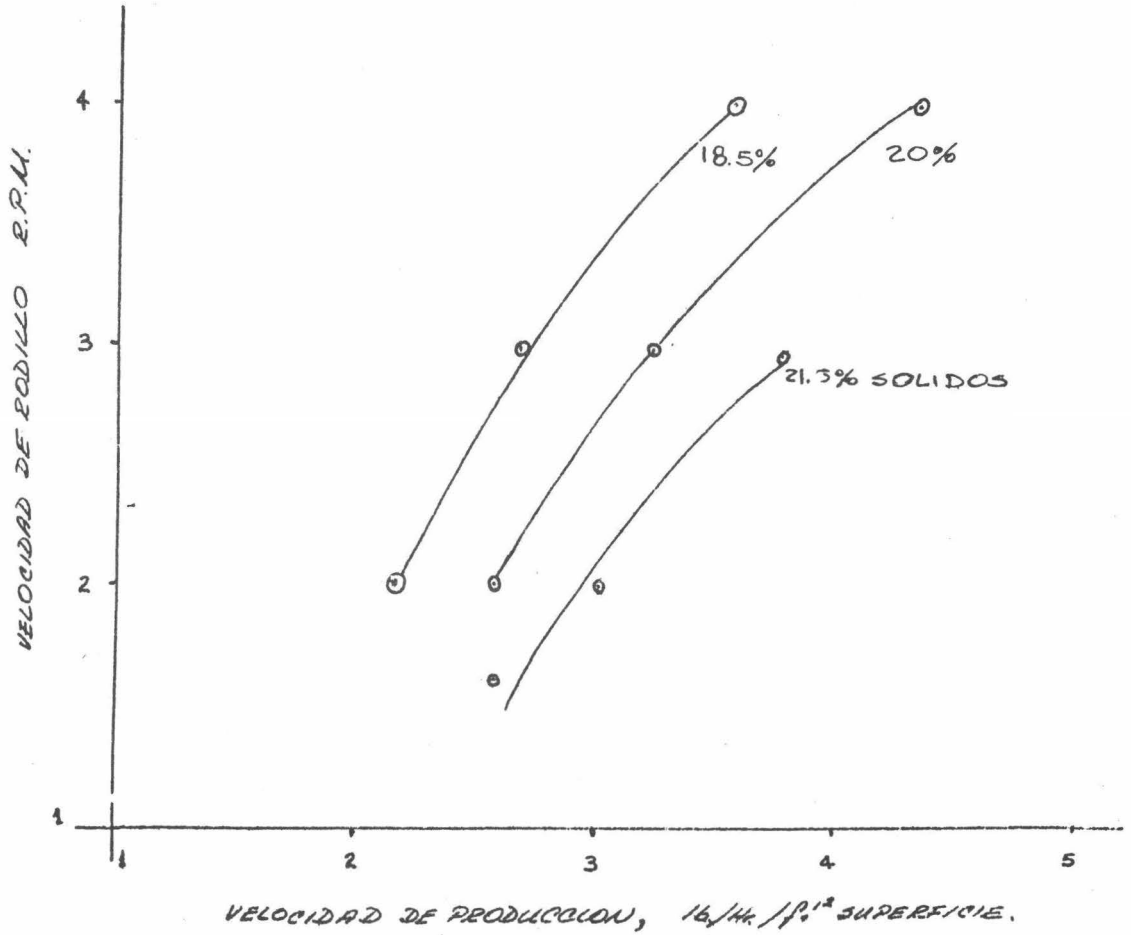
A la lámina que sale del rodillo, se le hace pasar por una quebradora (27), donde se rompe en pequeños pedazos que deberán mezclarse (26) con el % restante del sistema de cocido, que no ha pasado por el secado.

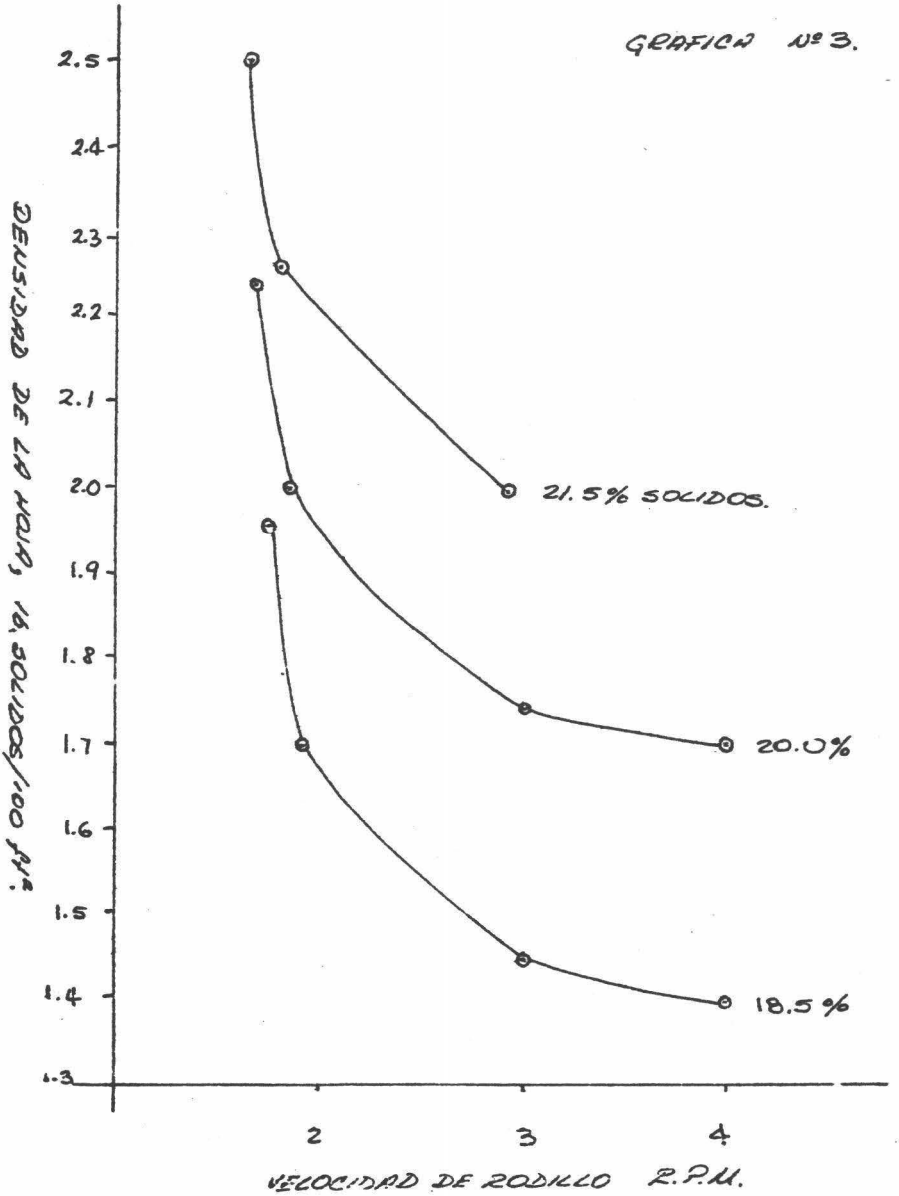
Las cantidades de % que se han propuesto, al mezclarse, deberán dar una masa con una humedad aproximada entre 28 y 30 %, ó hasta de un 32%.

.....

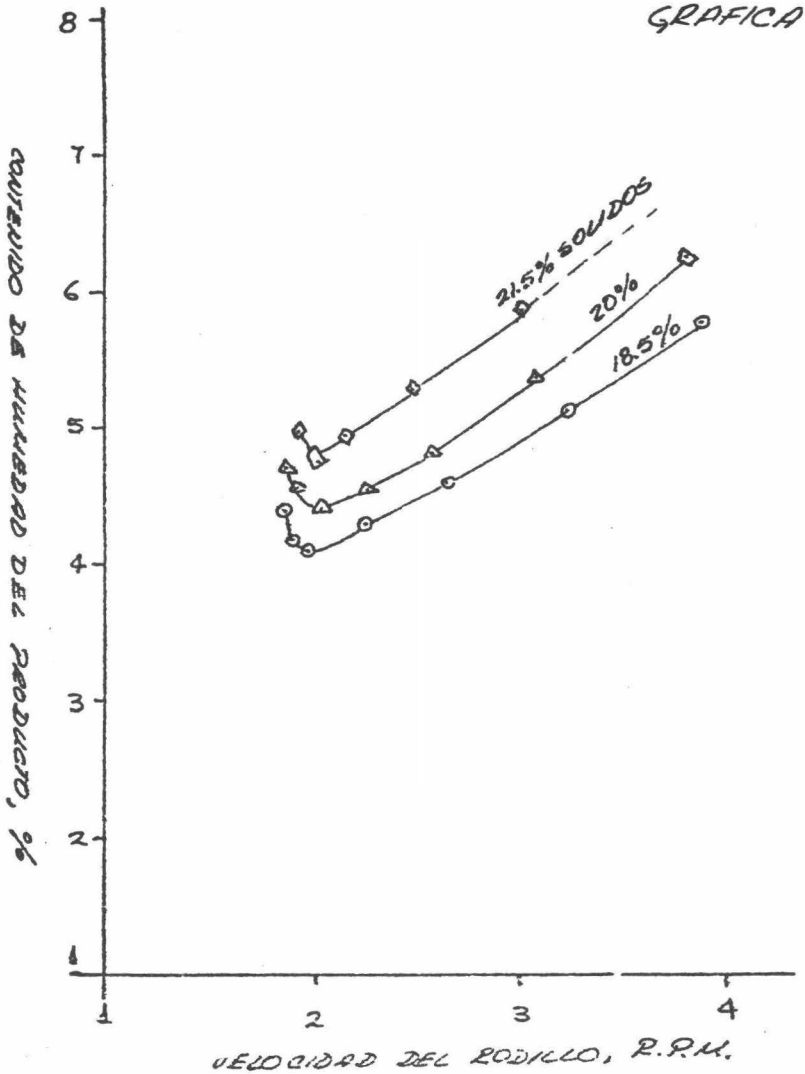

GRAFICA Nº 1.
LIBRAS DE PAPA POR LIBRA DE PRODUCTO TERMINADO.
9.0
8.0
7.0
6.0
5.0
4.0
1.060
1.065
1.070
1.075
1.080
1.085
1.090
1.095
GRAVEDAD ESPECIFICA PROMEDIO DE LAS PAPAS.

GRAFICA Nº 2


VELOCIDAD DE RODILLO R.P.M.
4
3
2
1
18.5%
20%
21.3% SOLIDOS
1
2
3
4
5
VELOCIDAD DE PRODUCCION, lb/hr./ft.² SUPERFICIE.


GRAFICA Nº 3.
DENSIDAD DE LA HOJA, LB. SOLIDOS/100 PIE².
2.5
2.4
2.3
2.2
2.1
2.0
1.9
1.8
1.7
1.6
1.5
1.4
1.3
21.5% SOLIDOS.
20.0%
18.5%
2
3
4
VELOCIDAD DE RODILLO R.P.M.

GRAFICA Nº 4.


8
7
6
5
4
3
2
1
CONTENIDO DE HUMEDAD DEL PRODUCTO, %
21.5% SOLIDOS
20%
18.5%
1
2
3
4
VELOCIDAD DEL RODILLO, R.P.M.

La humedad resultante de la mezcla es muy importante, puesto que si es demasiado alta, se formarán bolas duras de masa que son dificilmente dispersadas; por el contrario, si es muy baja no llega a formar una buena mezcla con las propiedades necesarias y la densidad deseada.

Las prensas (15 y 22), deben tener características especiales, para que las rebanadas de papa no sufran una muy alta ruptura de células, lo que dejaría una gran cantidad de almidón en libertad (que sería muy perjudicial para la reconstitución del producto). Durante el prensado, se deberán adicionar los aditivos, como preservativos de un obscurecimiento y sabor durante el secado y almacenamiento.

Como ya se había visto, los aditivos que se van a adicionar son una solución de sulfito y el antioxidante.

La solución de sulfito, tiene el objeto de preservar el sabor de la papa durante el secado y el almacenamiento. La solución empleada, contiene unaparte de Bisulfito de Sodio por tres de Sulfito de Sodio, disueltos en agua a formar una solución al 10% de sólidos totales.

La cantidad de SO^2 que debe contener el producto seco, es de 150-200 p.p.m., en base seca. Cerca de un 65% del sulfito adicionado se pierde durante la operación del secado, si además se va a utilizar antioxidante, deberá agregarse durante la operación de prensado.

Estos dos aditivos, se deberán agregar durante el prensado, porque es la parte del proceso en el cual, se puede hacer una adición más adecuada.

El antioxidante que se utiliza, es una mezcla de Butilhidorxianisol y Butil hidroxitolueno, en un grado de 20% de cada uno, y mezclado con aceites vegetales. La cantidad máxima permitida de antioxidante, es -

.....####

- de 17 p.p.m., calculados en base seca sobre el producto final; es conocido que cerca del 75% de los ingredientes activos (BHA y BHT), son volatilizados durante el proceso. La incorporación de una cantidad tan pequeña, con respecto a una cantidad tan grande de masa,- presenta problemas, pues es difícil hacerlo de una forma uniforme,- por lo que se ha propuesto que la adición del antioxidante, se lleve a cabo por medio de una emulsión con agua; ésta emulsión, no es muy estable, por lo cual se deberá agregar un estabilizador como es la leche desgrasada seca. El radio que ha trabajado mejor, es de 1 a 1.66 de leche.

Si se está utilizando papa de una estación avanzada, ó de una - variedad de menor contenido de sólidos, se presentará un problema -- consistente en la formación de bolas de masa el cual, se resuelve -- adicionando a la fracción secada, una parte del emulsificante que se agrega en el enfriador; el emulsificante puede agregarse mezclándolo en el tanque de antioxidante.

Las láminas ya secas, se pasan por una quebradora (27), donde se rompen en pequeños pedazos; la ruptura debe hacerse bajo una suave acción, para evitar un daño excesivo de las células.

Se ha dicho que la alimentación al mezclador, está formada por - dos corrientes cuya proporción se ajusta hasta obtener una humedad de 28 a 32%. Se ha visto que utilizando una papa con un contenido de 21% de sólidos, la proporción adecuada es de 95% de corriente seca y 5% de humeda. La corriente húmeda, que sale del equipo de cocido, es pasada por un prensador (22) y después por un enfriador (23), en el cual, se disminuye su temperatura hasta unos 30° o 40° C.

.....

En el enfriador, es necesario agregar un emulsificante, que ayudará a obtener una buena mezcla y a mejorar la textura del producto reconstituído.

El emulsificante que se utiliza, es un monoglicérido destilado del aceite hidrogenado de la semilla del algodón. Debido a que el material es sólido, para su adición se pensó en agregarlo disuelto en agua. A continuación se presenta una tabla en la cual se ve el efecto de la concentración sobre la capacidad de producción.

La cantidad de emulsificante requerida, es de aproximadamente 1.5% sobre los sólidos del producto final.

AGUA ADICIONADA	CAPACIDAD ESTIMADA Kg/Hr.	POR CIENTO EN LAS DOS CORRIENTES.	
0 - 1	380	90.7	9.3
6.5 - 1	370	93.4	6.6
10 - 1	360	94.8	5.2

El radio de 6.5 partes de agua por 1 de emulsificante, es el que puede trabajar mejor, pero la emulsión se lleva a cabo entre 30° y 40°C.; a temperaturas más bajas, se espesa y es muy difícil de manejar. Si por el contrario, se hace a más de 45°C., existe la posibilidad de formar un gel. La emulsión puede hacerse usando agua a una temperatura tal, que al agregar el monoglicérido, se mantenga a una temperatura entre 60° y 65°C.. Puede utilizarse una agitación de alta velocidad en el tanque de mezcla, hasta que la emulsión esté formada y dejar que la temperatura baje hasta 55°C.; llegando a 40°C., podrá bombearse al tanque de alimentación.

El equipo de mezclado (26) es donde se incorporan las láminas rotas con la masa húmeda que sale del enfriador, hasta que cada lámina tenga adherida una cantidad determinada de masa. Es esencial una buena mezcla para que la masa se haga bolas y no se pegue a las láminas.

.....

Se han hecho estudios al respecto, y se ha encontrado que con un tiempo de residencia aproximado de 5 min., se puede obtener una mezcla satisfactoria.

Las láminas, ya con masa, se pasan a un equipo de compactamiento - (29) en donde se termina la función de mezclado y se compacta la masa - contra las láminas; algunas piezas son inevitablemente separadas en - - fragmentos, lo que no ayuda a aumentar la densidad del producto. Cuando la lámina se rompe, los pedazos obtenidos sólo cambian en dos de sus dimensiones con respecto a su tamaño original; sin embargo, al romperse en pedazos más pequeños es factible encontrar una variación en sus dimensiones, adquiriendo un aumento en el espesor, el cual, se debe a la agregación tanto de los mismos pedazos como de la masa.

La función de control o compactamiento, consiste en ejercer una suave fricción, compactamiento y acción de mezclado con un mínimo de células rotas; además, el equipo debe tener una acción de laminado sobre los - pedazos compactados, con el fin de evitar la formación de bolas de masa.

El equipo tiene un sistema de mezclador-transportador, consistente en paletas ajustables que son las responsables de la acción compactante. Las paletas son acomodables de tal forma que al rotar, además de compactar, pueden transportar y laminar un poco el producto.

A continuación se muestra el diagrama.

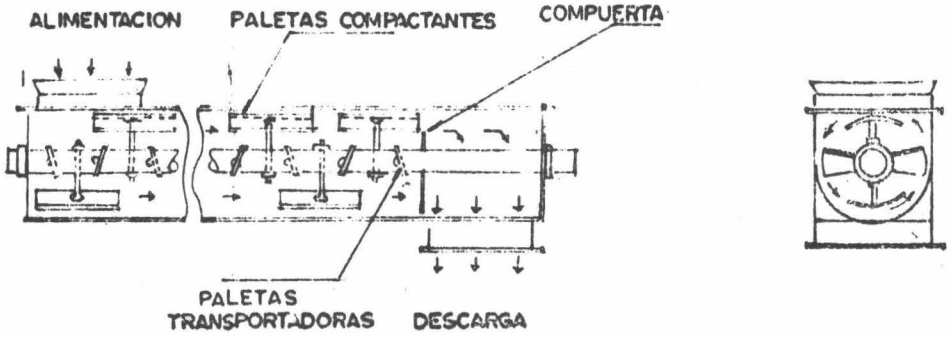

ALIMENTACION
PALETAS COMPACTANTES
COMPUERTA
PALETAS
TRANSPORTADORAS
DESCARGA

FIGURA # 1

El producto ya laminado, pasa a un equipo de secado final (30) que es un secador de cama vibratoria, cuyo medio utilizado para secar es aire caliente a 125°C.,. La humedad final del producto es de aproximadamente 6%. A pesar de que los finos producidos son mínimos, el secador deberá tener como equipo adicional, un ciclón para recolección.

Ya seco, pasa a un enfriador de cama vibratoria (31), en donde se enfría el producto por medio de una corriente de aire a temperatura atmosférica. Si tenemos que la producción de finos es mínima, y el ciclón puede descargar sobre el cernidor, el enfriador puede funcionar sin éste equipo.

Del enfriador, se pasa por un cernidor (32) que tiene una criba con el fin de remover las partículas más grandes que no pasen por una malla # 12, y que se espera no sea más del 2% del producto. Finalmente, pasan al sistema de envasado, consistente en una tolva, en la cual se almacena el producto y de donde se alimenta el empaque, después, pasa por una selladora semiautomática, y ya enlatado, se pone en cajas por sistema manual.

BASES DE CALCULO PARA DIMENSIONAR LA PLANTA

La capacidad de la planta será de 370 Kg., por hora de operación, trabajando dos turnos de ocho horas cada uno, durante 300 días al año.

La planta trabajará únicamente doce horas diarias, dejando 4 horas para la limpieza y el arranque.

La papa utilizada en el proceso, deberá ser de un contenido mínimo de sólidos de 21%, cotizando éste producto a $600.00 la tonelada puesta en planta.

N$.60 N$ 577.54

Las pérdidas en éste proceso, se calculan de 86 - 87%, por lo que serán necesarias procesar de 7 - 8 toneladas de papa, para obtener tonelada de producto.

El producto se empacará en cajas de cartón, cada una de las cuales tiene capacidad para 6 latas número 10 con capacidad para 2.38 Kg., de producto terminado cada una.

DATOS Y ESPECIFICACIONES DEL PROCESO

1.- a) Especificaciones de la materia prima.

La papa que se procesará, corresponde a una variedad con un contenido de sólidos de 21% aproximadamente.

b) El producto terminado deberá tener:

Humedad final:	6% aproximadamente.
Densidad en masa:	0.8 g/cm^3
Contenido máximo de antioxidante:	17 p.p.m.
Contenido máximo de SO_2:	150-200 p.p.m.
Contenido máximo Emulsificante:	1.5% sobre sólidos finales.

2.- CONDICIONES EN EL PELADOR.- (4)

Presión del Vapor:	6 Kg/cm^2
Tiempo del baño a presión:	30-60 seg.
Tiempo total del ciclo:	2 - 3 minutos.

3.- CONDICIONES DEL BAÑO DE SULFITO.- (6)

Es una solución que contiene:

0.5 % Bisulfito de Sodio.

0.5 % Acido Cítrico.

4.- CONDICIONES DE PRECOCIDO.- (11)

Temperatura del Baño:	70°C.
Tiempo total de residencia:	20 minutos.

5.- CONDICIONES EN EL ENFRIADOR.- (12)

Temperatura del Baño:	20°C.
Tiempo de residencia:	15 minutos.

6.- CONDICIONES DE COCIDO:- (14)

Presión de vapor:	0.5 - 1.0 Kg/cm^2
Tiempo de residencia:	16 - 20 minutos
Temperatura de cocido:	60 - 90°C.

7.- CONDICIONES DEL SEGUNDO BAÑO DE SULFITO.- (16)

Se necesita una solución al 10% de Bisulfito de Sodio y Sulfito de Sodio en un radio de 1 a 3 respectivamente.

.....#####

8.- CONDICIONES EN EL SECADOR DE RODILLO.- (21)

Presión del vapor:	8 Kg/cm^2
Velocidad de rotación:	2.5 r.p.m.
Humedad de salida del material	9 %

9.- CONDICIONES EN EL SEGUNDO ENFRIADOR.- (23)

Temperatura de entrada del producto:	80°C
Temperatura de salida del producto:	35°C
Temperatura del baño:	25°C

10.- CONDICIONES EN EL SECADOR VIBRATORIO.- (30)

Humedad inicial:	30%
Humedad final:	6%
Temperatura del aire de secado:	125°C
Tiempo de Residencia:	90 seg.
Temperatura del producto a la salida:	90°C

11.- CONDICIONES EN EL ENFRIADOR VIBRATORIO.- (31)

Temperatura de Entrada:	90°C
Temperatura a la Salida:	45°C
Temperatura del aire de enfriamiento:	Ambiente

CAPITULO IV

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

BALANCE DE MATERIA

(Base: 1 Ton. de producto terminado)

CIFRAS EN KILOGRAMOS.

PRODUCTO	ENTRADA	SALIDA	PERDIDAS
Papa	7,500	1,000	6,500
Monopalmitato de Glicerilo	14,100	14,100	-,-
Butilhidroxitolueno	0,007	0,00175	0,00525
Butilhidroxitolueno	0,007	0,00175	0,00525
Leche Desgrasada	0,0581	0,0145	0,0436
Acido Cítrico	0,935	0.935	-,-
Bisulfito de Sodio	1,360	1,2586	0,1014
Sulfito de Sodio	0,140	0,049	0,091

BALANCE DE MATERIA

Habiéndose fijado la capacidad de la Planta en una producción de:

370 Kg./hr.

de producto terminado, se tomará como base de cálculo para el balance global de materia una hora de proceso, cuyo resúmen se presenta en la tabla anterior.

a) PAPA.

Si para 1 Kg. de producto terminado es necesario procesar 7.5 Kg., de papa, en una hora de producción, se procesarán:

2,775 Kg.

b) ANTIOXIDANTE.

De las especificaciones exijidas en el producto final, se permite un contenido máximo de antioxidante de 17 p.p.m., que evaluado a una hora de proceso, equivale a 7.39 gr. de antioxidante.

Se conoce que un 75% del antioxidante es perdido durante la operación de secado, lo que corresponde a un exceso de 5.54 gr.

De donde el total de antioxidante que debe suministrarse en el proceso es de:

12.93 gr./hr.

Como ya se ha dicho, el sistema de adisión de antioxidante se lleva a cabo en forma de una emulsión, que debe contener leche desgrasada y agua, en una concentración de 4% de sólidos.

Por lo que respecta a la leche desgrasada, se vió que la relación que mejor trabaja, es la de 1.66 de leche por 1 de antioxidante, obteniéndose:

21.5 gr./hr. de leche desgrasada y
859.4 gr./hr. de agua para cumplir con la concentración deseada.

Habiendo obtenido la cantidad de emulsificante necesario, se procederá a encontrar cuál esla cantidad de ingredientes activos en el mismo, siendo éstos:

.....######

B.H.A. - Butil hidroxi anisol.

B.H.T. - Butil hidroxi tolueno.

Estos intervienen en una proporción de 1:1 y se deben adicionar a una concentración del 40%, completando algún -- aceite vegetal.

Con estos datos, la cantidad de ingrediente_ activo será:

B H A - 2.59 gr./hr.

B H T - 2.59 gr./hr.

Aceite Vegatal- 7.58 gr./hr.

c) EMULSIFICANTE.

La cantidad permitida es de 1.5% de emulsificante sobre sólidos, en el producto final.

Ya se ha visto que el emulsificante se deberá adicionar en una relación de 6.5 partes de agua por una de emulsificante, que en realidad es Monopalmitato de glicerido.

Así, en una hora de proceso, será necesario_ agregar:

5.217 Kg. de Monopalmitato de glicerido y

33.91 Kg. de agua.

d) SOLUCION DE ACIDO CITRICO.

Se agrega como una solución al 0.5 % de Acido Cítrico y 0.5 % de Bisulfito de Sodio.

Si de ésta solución se requiere mantener un flujo de 187 c.c. por Kg. de producto, será necesario agregar:

0.935 gr./kg. de producto terminado de Ac.Cítrico.

0.935 gr./kg. " " " " Bisulfito de Sodio

185.13 gr./kg. " " " " Agua

Lo que para una hora de proceso representará:

346 gr./hr. de Acido Cítrico.

346 gr./hr. de Bisulfito de Sodio.

68.5 Kg./hr. de Agua

e) SOLUCION DE SULFITO.

.....#####

Se agrega al proceso como una solución al 10% de sólidos, mismos que corresponden a 1 parte de Sulfito de Sodio y 3 partes de Bisulfito de Sodio.

Para cumplir con las especificaciones del producto final, de un contenido máximo de 17 p.p.m. de SO_2, es necesario agregar 3.41 gr. de la solución por Kg. de producto terminado.

Si sabemos que en el secado se pierde un 65% para un Kg. de producto terminado, se agregarán:

5.63 gr. de solución.

Y para una hora serán necesarios 2.082 Kg. de solución, equivalentes a:

1.874 Kg./hr. de agua

0.156 Kg./hr. de Bisulfito de Sodio.

0.052 Kg./hr. de Sulfito de Sodio.

BALANCE DE ENERGIA

A).- PELADORA (4)

El baño se lleva a cabo en una atmósfera de vapor a 6 Kg/cm^2 de presión, durante 3 minutos, teniéndose un ciclo por cada 5 min.

El equipo debe tener una capacidad de 231.5 Kg. por carga.

El producto aumenta su temperatura de 18°C hasta los 70°C.

CALOR NECESARIO

$Q = m \times cp \times \Delta T.$

$Q = 231.5 \times 0.853 \times 52 = 10,290.6$ Kcal.

El vapor de 6 Kg/cm^2, necesario para ceder ese calor es:

$Q = m.\lambda$ $\qquad \lambda @ 6\ Kg/cm^2 = 497.9\ \frac{Kcal}{Kg}$

$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{10,290.6}{497.9} = 20.7$ Kg./carga.

Que para una hora de operación sería:

$20.7\ \frac{Kg.}{carga} \times \frac{12\ cargas}{hr} = 284.4$ Kg. vapor/hr.

B).- PRECOCINADOR. (11)

Este equipo, trabaja en forma contínua, teniendo como medio de calentamiento un baño de agua a 70°C, cuya temperatura mínima será de 55°C.

La capacidad de éste equipo, debe ser de 1652.3 Kg/hr.

El calor que debe recibir el producto en una hora debe ser:

$Q = m \times cp \times \Delta T.$

$Q = 1652.3 \times 0.83 \times 30 = 42,298$ Kcal/hr.

Para mantener la temp. del baño, y ceder ése calor, será necesario mantener un flujo de agua a 70° C en el mismo de:

$Q = m \times cp \times \Delta T$

$42,298 = 1 \times m \times 15$

$m = \frac{42298}{15} = 282$ Kg/hr. agua.

C).- PRIMER ENFRIADOR (12)

El sistema utilizado, es muy similar al anterior; mediante un baño de agua a 30°C para abatir la temperatura del producto hasta 35°C.

La capacidad del equipo es de 1657.3 Kg/hr.

.....#####

El calor que cede el producto es:

$Q = 1652 \times 0.853 \times 35 = 49{,}238$ Kcal/hr.

Una vez, el flujo de agua fría que debe mantenerse en el baño, considerando que no aumente la temperatura del baño a más de 30° C, es:

$Q = m \times cp. \times \Delta T$

$m = Q.cp \times \Delta T$

$m = 49{,}238/12 = 4{,}103$ Kg/hr.

D).- COCINADOR (14)

El cocido de la papa, se lleva a cabo en una atmósfera de vapor a una presión de 1 Kg/cm^2, con un tiempo de residencia de 3 min., obteniendo una temperatura de 80°C.

La capacidad de cocido requerida es de 1569.7 Kg/hr.

El calor que debe proporcionarse a la papa es:

$Q = m \times cp \times \Delta T$

$Q = 1569.7 \times 0.851 \times 60 = 80\ 054$ Kcal/hr.

Si se usa vapor a 1 Kg/cm^2 de presión, el flujo de vapor es:

$Q = m \lambda$ $\qquad \lambda$ @ 1 kg/cm^2 $= 538.6 \frac{Kcal}{Kg}$

$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{80{,}054}{538.6} = 149$ Kg/hr.

E).- SEGUNDO ENFRIADOR (23)

El sistema es contínuo, con un baño de agua a 18°C., desminuyéndose la temperatura de la papa cocida y prensada de 80°C. a 35° C. con una capacidad de 167 Kg/hr.

El calor que pierde la papa es del órden de:

$Q = m \times cp \times \Delta T.$

$Q = 167.0 \times 0.851 \times 45 = 6{,}396$ Kcal/hr.

Si el agua no debe aumentar de 25°C. el flujo del baño debe ser de:

$Q = m \times cp \times \Delta T$

$m = \frac{Q}{cp \Delta T.} = \frac{6{,}396}{1 \times 7} = 914$ Kg/hr agua a 18°C.

.....####

F).- SECADOR VIBRATORIO (30)

El sistema que se emplea, consiste en hacer pasar al producto por una cama vibratoria, con una corriente de aire a 125°C.

El producto entra a una temperatura de 40°C., saliendo a 90°C y variando su humedad de 20% a 6% final.

La capacidad del equipo debe ser de:

385 Kg/hr. de producto con 6% de humedad.

El calor necesario para calentar el producto hasta los 90°C. es:

$Q_1 = m \times cp \times \Delta T.$

$Q_1 = 517. \times 0.851 \times 50 = 21,972$ Kcal/hr.

El calor necesario para evaporar es:

Cantidad de agua inicial:	155 Kg.
Cantidad de agua final:	23 Kg.
Agua evaporada:	132 Kg.

Para calentar el agua a 98°C.

$Q_2 = x\ cp \times \Delta T.$

$Q_2 = 132 \times 1 \times 8 = 1,056$ Kcal/hr.

Para evaporar el agua.

$Q_3 = m. \lambda .$

$Q_3 = 132 \times 539.32 = 71,190$ Kcal/hr.

De donde el calor que debe ceder el aire es de:

$Q_t = Q1 + Q2 + Q3$

$Q_t = 21,972 + 1,056 + 71,190 = 94,218 \frac{Kcal}{Hr.}$

El flujo de aire que debe ceder ése calor, considerando que la temperatura de salida del aire es de 60°C., será:

$Q = m \times cp \times \Delta T.$

$m = \frac{Q}{cp. \times \Delta T.}$ $\quad cp_{aire} = 0.25/ \frac{Kcal}{Kg\ 5C}$

$m = \frac{94,218}{0.25 \times 65} = 5,780$ Kg. de aire/hr.

.....#####

G).- ENFRIADOR VIBRATORIO (31)

El sistema es similar al del secador, pero el aire utilizado, tiene una temperatura de entrada de: 18°C., permitiendo su calentamiento hasta 35°C.

Por su parte el producto baja su temperatura de 90 a 45°C.

Calor que debe ceder el producto:

$Q = m \times cp. \times \Delta T.$

$Q = 370 \times 0.342 \times 45 = 5,698$ Kcal/hr.

Aire que absorve ése calor:

$Q = m \times cp. \times \Delta T.$

$m = Q/cp \times \Delta T.$

$M = 5,698/0.25 \times 17 = 1,341$ Kg/hr.

H).- SECADOR DE RODILLO (21)

Se utiliza un rodillo, en el interior del cual se tiene vapor a 8 Kg/cm^2 de presión.

La capacidad de secado es: 360 Kg/hr. de producto con 9% humedad.

A la entrada del rodillo, se tiene una alimentación de: 1260 Kg/hr. al 74% de humedad.

La temperatura máxima del producto deberá ser de 95°C.

Cantidad de agua en la entrada:	932.4	Kg.
Cantidad de agua a la salida:	32.4	Kg.
Cantidad de agua evaporada:	900.	Kg/hr.

El calor necesario para calentar el producto a 95°C., siendo la temperatura de entrada de 80°C., debe ser:

$Q = m \times cp \times \Delta T.$

$Q = 1260 \times 0.851 \times 15°C.$

$Q = 16,000$ Kcal/hr.

El calor necesario para elevar la temperatura del agua hasta 98°C es:

$Q = m \times cp \times \Delta T.$

$Q = 900 \times 1 \times 3$

$Q = 1800$ Kcal/hr.

....#####

Calor necesario para evaporarla:

$Q = m \lambda$ $\lambda = 539.3$ Kcal/Kg.

$Q = 900 \times 539.2 = 485,280$ Kcal/hr.

De donde el calor total que se proporcionará a la papa es de:

$Q_t = 503,080$ Kcal/hr.

La cantidad de vapor necesaria para proporcionar éste calor será:

$Q = m. \lambda$ λ 8 Kg/cm.^{2} = 488.6 Kcal/kg

$$M = \frac{Q}{\lambda} = \frac{503,080}{488.6} = 1,030 \text{ Kg/hr.}$$

Para encontrar las dimensiones del rodillo se supone un diámetro - de rodillo de 3 ft. con un espesor de 0.5 in.

Aplicando la ecuación de Fourier encontramos que:

$Q =$

El coeficiente de transmisión total de calor, estará afectado por - tres resistencias como son:

a).- El coeficiente de película exterior.

b).- El espesor del rodillo y su conductividad térmica.

c).- El espesor de la torta y su conductividad térmica.

De donde:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{ho} + \frac{Lr}{kr} + \frac{Lt}{Kt}}$$

Ho - 1500

Lr = espesor del rodillo = 0.5 in.

Kr = conductividad térmica = 26 BTU/hrft^2 ^{o}f/ft

Lt = espesor de la torta = 0.007 in

Kt = conductividad térmica - 0.975

Substituyendo:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{1500} + \frac{0.5}{26} + \frac{0.007}{0.075}} = 108 \frac{BTU}{hr/ft_2 \ ^oF}$$

.....#####

La T del sistema es = 71.2 ^{o}F

Aplicando la ecuación de Fourter:

$$Q = AU\Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{503,080}{7839} = 65 \ ft^2$$

Si el diámetro exterior es de 3 Ft.

y $A = \pi \times D \times L$

$$L = \frac{A}{\pi \times D} = \frac{65}{9.4} = 6.9 \ ft.$$

Longitud del rodillo = 7 ft.

CALCULO DEL EQUIPO ADICIONAL

A).- CALENTADOR DE AGUA DEL PRECOCINADOR

El intercambio de calor es del orden de:

42,298 Kcal/hr.

Con un flujo de agua a 70°C de 282 Kg/hr.

El cambiador de calor, es de tubo concéntrico.

Tomando un coeficiente total de calor para sistemas vapor-agua, de 300 BTU/hr ft^2 °F, se puede encontrar el área de transferencia requerida.

Por su parte la MLDT será de:

Temp. entrada agua = 64°F

Temperatura de salida agua 160°F

Temperatura de condensación 208°F

$$MLDT = \frac{T_2 - T_1}{2.3 \log. \frac{T_2}{T}}$$

MLDT = 87.5°F

Si $Q = UA\Delta T$

$$A = \frac{Q}{U\Delta T}$$

$$Q = 42,298 \frac{Kcal}{hr} = 167,849 \frac{BTU}{hr.}$$

$$A = \frac{167,849}{26,250} = 6.4 \text{ ft.}^2$$

Si se considera un tubo de 2 in de diámetro exterior, su longitud será de:

$A = \pi \times D \times L$

$$L = \frac{A}{\pi \times D} = \frac{6.4}{6.28} = 1.01 \text{ f.}$$

Longitud = 1.5 ft. = 4.5 cm.

Longitud = 0.5 m.

Flujo de vapor que cede ése calor.

$Q = m\lambda$ λ 6 Kg/cm^2 = 497.9

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{42,298}{497.9} = 84.95 \text{ Kg/hr.}$$

RESUMEN DE LOS REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS OBTENIDOS DEL BALANCE DE ENERGIA

1.- Vapor.

Saturado a 10 Kg/cm^2 son necesarios 5,700 Kg. de vapor/Ton. de producto.

2.- Energía Eléctrica.

Se incluye tanto la energía consumida por el equipo eléctrico como la de alumbrado, dando un total de 167 Kw-hr/Ton. de producto.

3.- Agua de Proceso.

Considerando los consumos encontrados en el balance de energía, se necesitarán 2.6 m^3/Ton. de producto.

4.- Agua de Enfriamiento.

Se consideran necesarios: 13.6 m^3/Ton. de producto terminado.

CAPITULO V

LOCALIZACION DE LA PLANTA

LOCALIZACION DE LA PLANTA

Con objeto de determinar el sitio más adecuado para la instalación de la Planta, se realizó un análisis detallado de los factores que pudieran intervenir en forma determinante en su localización; según algunos escritores como por ejemplo Popper, se puede realizar una división en dos grandes grupos:

El primero, que corresponde a la selección de las posibles entidades, en función a los factores más importantes del proceso, y el segundo el análisis y comparación de las entidades seleccionadas.

En éste tipo de análisis, los factores de localización deberán dividirse en: tangibles e intangibles, dependiendo de si pueden o nó ser evaluados y cuantificados.

Para realizar la primera selección, se consideró como el factor fundamental del proceso, a la disponibilidad de la materia prima.

Tomando éste punto en consideración y dentro del grupo de materias primas a la disponibilidad de la papa, no solo en el momento actual, sino teniendo que evaluar su disponibilidad futura así como: facilidad de transportación de producto terminado y materia prima.

Concluyendo, será necesario localizar a la Planta, exactamente en la cercanías de alguna zona productora de papa.

Analizando las zonas productoras de papa antes mencionadas, así como la calidad de los diferentes frutos obtenidos en todas ellas, se han seleccionado a las zonas de Chihuahua, Mexicali e Irapuato.

.....#####

Habiéndose obtenido las posibles localizaciones se procederá a efectuar el análisis detallado de cada una de ellas, basando el mismo en los dos grupos mencionados: factores tangibles e intangibles.

Por lo que respecta a los factores tangibles ó evaluables, se presentará la comparación de los mismos en base a una tonelada de producto terminado.

1.- MATERIA PRIMA.

En éste caso, su costo será el de mayor incidencia y representación sobre el producto terminado.

A continuación presentamos un costo promedio en las zonas estudiadas:

Chihuahua.	$ 700.00 / Ton.	← N$ 673.80
Irapuato.	$ 550.00 / Ton.	← N$ 529.41
Mexicali.	$ 600.00 / Ton.	← N$ 577.54

Costos en los cuales se incluye el del flete del campo de cosecha a la Planta, suponiendo como ya se ha dicho, que la misma se localice exactamente en la zona de cultivo.

2.- FLETE DE PRODUCTO TERMINADO.

Se solicitaron cotizaciones a líneas de transportes, sobre las cuotas de flete de las diferentes zonas de localización a la frontera, tomando como base que es un producto clasificado como de 5a. categoría (Productos Alimenticios Procesados).

Las cotizaciones fueron:

Chihuahua	$ 135.00 / Ton.	← N$ 129.94
Irapuato-Nuevo Laredo.	$ 250.00 / Ton.	← N$ 240.54
Mexicali.	$ 70.00 / Ton.	← N$ 67.38

En el caso de Mexicali, las líneas de transportes lo consideran como un flete local.

.....#####

3.- MANO DE OBRA.

El costo de mano de obra, referido a salario mínimo en las diferentes entidades fueron:

Chihuahua	$ 33.75	← N$ 32.48
Irapuato	$ 27.50	← N$ 26.47
Mexicali	$ 38.35	← N$ 36.91

Tomando a éstos tres factores y realizando el análisis para cuantificar, basándonos en una Tonelada de producto terminado, se obtuvo:

Chihuahua.

Materia Prima.	$ 5,292.00	← N$ 5,093.97
Mano de Obra.	$ 532.31	← N$ 512.39
Fletes.	$ 135.00	← N$ 129.94
TOTAL.	$ 5,959.31	← N$ 5,736.31

Irapuato.

Materia Prima.	$ 4,158.00	← N$ 4,002.40
Mano de Obra.	$ 458.35	← N$ 441.19
Fletes.	$ 250.00	← N$ 240.64
TOTAL.	$ 4,866.35	← N$ 4,684.25

Mexicali.

Materia Prima.	$ 4,536.00	← N$ 4,366.26
Mano de Obra.	$ 612.75	← N$ 589.82
Fletes.	$ 70.00	← N$ 67.38
TOTAL.	$ 5,218.75	← N$ 5,023.46

Con los resultados obtenidos, se observa que la selección deberá hacerse entre Irapuato y Mexicali.

Como ya se ha dicho, existen factores no cuantificables, que pueden ser y son determinantes en la localización, y que a veces pueden ser más importantes que los mismos evaluables.

En éste grupo se pueden considerar: disponibilidad inmediata y futura de materia prima, disponibilidad de canales de distribución y cercanía del mercado, medidas gubernamentales sobre el desarrollo de determinadas zonas, además de otros como pueden ser: urbanización, disponibilidad de servicios,etc.

Con las condiciones propias del Proyecto, como pueden ser: mercado de exportación, industrialización de un producto agrícola, se ha considerado, que en la zona de Mexicali se podría obtener un mayor apoyo de parte de las autoridades federales, como puede ser la emisión de CEDIS (Certificados de Devolución de Impuestos) y aún la exención de impuestos federales, situación más difícil de considerar en la zona de Irapuato.

Por lo que respecta a la disponibilidad de la materia prima, se ha observado una gran disposición en Baja California para aumentar en una gran proporción las tierras destinadas al cultivo de éste producto, cosa que en la zona de Irapuato, representaría una gran incógnita.

Como puede observarse, por lo que respecta a los intangibles, se tiene una marcada preferencia por la zona de Mexicali y que a nuestro juicio puede representar una mayor importancia que lo que han reflejado los factores evaluables.

Así, para éste Anteproyecto, se ha decidido que la localización de la Planta se efectúe en la zona de Mexicali.

CAPITULO VI

EVALUACION ECONOMICA

1.- ACTIVO FIJO.

a).- EQUIPO Y MAQUINARIA.

Para realizar ésta estimación, se tomaron como base el presupuesto por equipo presentado por una empresa americana constructora, y se usaron los factores de corrección que relacionan los costos de equipo instalado en Estados Unidos al de México dados por Bauman.

A continuación, se presenta la lista del equipo necesario, proporcionada por el proveedor, en la que se incluye el equipo menor, fijado en base a las necesidades y datos del proceso.

La cotización se refiere a costos de equipo instalado, e incluyen equipo eléctrico.

	EQUIPO	PESOS COSTO	US
1.-	Tanque Lavador. (1)	$ 15,000.00	14,438.7
2.-	Mesa de Distribución. (2)	10,000.00	9,625.8
3.-	Banda Transportadora. (3)	13,700.00	13,187.3
4.-	Peladora y Tanque Lavador. (4 y 5)	157,850.00	151,943.2
5.-	Baño de Sulfito. (6)	25,000.00	24,064.5
6.-	Banda de Inspección. (7)	30,000.00	28,877.4
7.-	Banda Transportadora (8)	17,000.00	16,363.8
8.-	Tanque Dosificador (9)	45,000.00	43,316.1
9.-	Rebanadora (10)	43,350.00	41,727.84
10.-	Tanque de Precocido (11)	80,000.00	77,006.4
11.-	Tanque de Enfriamiento (12)	60,000.00	57,754.8
12.-	Bomba Alimentadora (13)	22,500.00	21,658.05
13.-	Tanque de Cocido (14)	200,000.00	19,251.6
14.-	Prensa (15)	55,000.00	52,941.9
15.-	Tanque de Sulfito (16)	4,875.00	4,692.57
16.-	Bomba de Sulfito (17)	4,375.00	4,211.28
17.-	Tanque de Antioxidante (18)	5,625.00	5,414.51
18.-	Bomba de Antioxidante (19)	4,375.00	4,211.28
19.-	Secador de Rodillo (21)	110,250.00	106,124.44
20.-	Prensa (22)	30,000.00	28,877.4
21.-	Enfriador (23)	50,000.00	48,129.00
22.-	Tanque de Emulsificante (24)	15,000.00	14,438.7
23.-	Bomba de Emulsificante (25)	5,000.00	4,812.9
24.-	Tanque de Mezclado (26)	40,000.00	38,503.2
25.-	Quebradora (27)	35,000.00	33,690.3
26.-	Banda Transportadora (28)	23,000.00	21,139.34
27.-	Equipo de Compactado (29)	50,000.00	48,129.00
28.-	Secador Vibratorio (30)	58,000.00	55,829.64
29.-	Enfriador Vibratorio (31)	22,000.00	21,176.76
30.-	Cernidor (32)	7,000.00	6,738.06
31.-	Elevador (33)	18,750.00	18,048.37
32.-	Enlatadora (34)	209,000.00	201,179.22

Total de equipo y maquinaria: $ 1'467,150.00

US 1'412,249.24

b).- COSTO DE TUBERIA.

Para éste tipo de proceso, de sólidos, se tomó en consideración el porcentaje publicado en (Vil), corrigiendo el porcentaje por la relación de costo de tubería entre México y E.U.A., el % calculado fué de:

10 % de a $ 146,715.00 - N$ 141.294.92

c).- INSTRUMENTACION.

Considerando que es un proceso con un alto grado de automatización, y tomando como base el porcentaje publicado en (Vil), corrigiendo de la misma manera que en b. El porcentaje calculado fué de:

20 % de a $ 293,430.00 - N$ 282.449.84

d).- AISLAMIENTO.

Para éste tipo de proceso, se tomó un porcentaje informado en (Vil) corregido igual que en b. El porcentaje calculado fué de:

4% de a $ 58,686.00 - N$ 56,489.96

e).- COSTO DE TERRENO Y EDIFICIOS.

Considerando la superficie mínima que permita almacenamiento expansiónes, oficinas, etc., se estimó una superficie de 16,000 m^2, que localizado en un parque industrial a razón de $ 30.00/m^2.

En lo que se refiere a edificios, calculando que entre edificio de proceso, oficinas y servicios sanitarios se ocupan 860 m^2 y estimando un promedio de costo de construcción industrial de $ 500.00/m^2 obtenemos:

Terreno.	$ 480,000.00	N$ 462,038.40
Edificios.	430,000.00	N$ 413,909.40
Total:	910,000.00	N$ 875,947.80

f).- SUBESTACION ELECTRICA.

Con una capacidad de 100 KVA, cuyo costo incluye la red eléctrica.

$ 135,000.00 - N$ 129.948.30

.....#####

g).- GENERADOR DE VAPOR.

Con una capacidad para generar 100 Ton. vapor/día a una presión de 10 Kg/cm^2 cuyo costo incluye su instalación y la tubería necesaria:

$ 376,500.00 N$ 362,411.37

h).- TOTAL DEL COSTO FISICO DE LA PLANTA: $ 3'387,481.00 N$ 3'260,721.40

i).- INGENIERIA.

Se calculará como un porcentaje del costo físico de la planta que variará dependiendo de la complejidad del proceso.

De datos publicados en (Vil.) se consideró que el proceso es de regular complejidad, calculando el porcentaje como:

20 % de h $ 667,496.00 N$ 642,518.29

j).- IMPREVISTOS.

Tratándose de un proceso sujeto a cambios y corrigiendo para México los datos publicados, se obtuvo:

20 % de h $ 677,496.00 N$ 652,144.09

k).- Total de Capital Fijo: $ 4'742,473.00 N$ 4'565,009.6

2.- CAPITAL DE TRABAJO NETO (Después de cuentas por pagar).

Como Capital de Trabajo, se consideraron los siguientes renglones con sus respectivas bases de cálculo:

CONCEPTO:	BASE DE CALCULO	CANTIDAD (Pesos)
a).- Inventario de Materias Primas.		
1.- Papa	6 meses al costo. N$ 2'907,925.3	$ 3'020,970.00
2.- Otras.	1 mes al costo. N$ 24,950.4	" 25,920.40
Inventario de Materias Primas.	N$ 2'932,875.7	" 3'046,890.40
b).- Inventario de Producto Terminado.	1 mes al costo. N$ 809,337.26	" 840,800.00
c).-Inventario de Suministros.	1 mes de material de empaque. N$ 147,715.6	" 153,458.00
d).- Cuentas por cobrar.	1 mes de ventas netas. N$ 1'256,513.4	" 1'305,360.00
e).- Cuentas por pagar.	1 mes al costo de materias primas y refacciones. N$ 511,882.7	" 531,782.00 (menos)
f).- Efectivo.	1 mes de costos fijos. N$ 93'249.9	" 96,875.00
Capital de Trabajo Neto:	N$ 4'727,809.2	" 4'911,601.40

3.- Inversión Total.

La inversión total es la suma de Capital de Trabajo y del Activo Fijo, obteniendo:

Inversión Total: N$ 9'292,818.9 $ 9'654,074.40

B).- COSTO DE LOS PRODUCTOS.

1.- Costo de Fabricación.

Se calculará para una capacidad de 1,332 Ton/año de 300 días.

CONCEPTO:	UNIDAD:	COSTO UNITARIO:	No. DE UNIDADES REQUERIDAS POR AÑO:	POR TON.
I.- MATERIAS PRIMAS.		US$ 577.548		
Papa.	Ton.	$ 600.00	10,069.9	7.50
Monopalmitato, de Glicerilo:	Kg.	US$ 15.401 " 16.00		14.100
Bitilhidroxionisol:	Kg.	US$ 19.732 " 20.50		0.007
Butilhidroxitolveno:	Kg.	US$ 19.732 " 20.50		0.007
Leche Desgrasada:	Kg.	US$ 4.812 " 5.00		0.058
Acido Cítrico:	Kg.	US$ 8.663 " 9.00		0.935
Bisulfito de Sodio:	Kg.	1.877 " 1.95		0.140
Sulfito de Sodio:	Kg.	" 1.25		1.360
II.- CONVERSION DIRECTA.				
a).- Mano de Obra.		US$ 52.941		
Operadores (2)día-hombre.		" 55.00	730	
Ayudantes (8)día-hombre.		US$ 48.129 " 50.00	2,920	
Obreros (2) día-hombre.		US$ 43.316 " 45.00	730	
Obreros (22)día-hombre.		US$ 38.503 " 40.00	8,030	
b).- Supervisión.				
Supervisores (2)mes-hombre.		US$ 2887.74 " 3,000.00	24	
Oficinista (1)mes-hombre.		US$ 2,887.74 " 3,000.00	12	
Ingeniero (1) mes-hombre		US$ 5,775.48 " 6,000.00	12	
Superintendente (1)mes-hombre.		US$ 7,700.64 " 8,000.00	12	
c).- Servicios.				
Vapor	Tons.	US$ 13.476 " 14.00		5.67
Electricidad	Kw-hr.	US$ 0.221 " 0.23		167.
Agua.	m^3	US$ 0.491 " 0.50		16.05

d).- Mantenimiento.

4 % de activo fijo.

e).- Refacciones.

15% de Mantenimiento.

III.- CONVERSION INDIRECTA.

a).- Seguros e Impuestos.

2% de Activo Fijo. 108 %

b).- Depreciación.

5% anual sobre Terrenos y Edificios.

9% anual sobre Equipo y Maquinaria.

c).- Prestaciones.

Gratificación.	15 días-hombre
Vacaciones.	7 días-hombre
Infonavit.	5 % sobre sueldos.
Educación.	1 % sobre sueldos.

Equipos de Seguridad	5% sobre sueldos.
Seguro Social.	Según cuota del IMSS.

IV.- Total Costo de Conversión.

II + III

V.- Total Costo de Fabricación a Granel.

I + IV.

VI.- Empaque.

Latas # 10	#	3.20	===	420
Cajas	#	5.50	===	70

43780.

VII.- Total Costo de Fabricación.

V + VI

OBSERVACIONES ADICIONALES

1.- Las necesidades de mano de obra y supervisión, se determinaron usando los datos publicados en ( ); para éste tipo de proceso, se aplicó un 7% de crecimiento anual a mano de obra y un 9% a supervisión.

2.- Para empaque, se pidieron cotizaciónes de latas número 10, con bolsa - interior de polietileno, siendo su costo de $ 3.20 por lata, con capacidad de 2.38 Kg. de producto.

....

Por su parte también se pidieron cotizaciones de las cajas de cartón, suficientes para admitir 6 latas número 10, obteniéndose un costo de $ 5.50 la caja.

3.- Las relaciones de materias primas se obtuvieron del balance de materia y los requerimientos de servicios, se estimaron por equipo.

4.- Para obtener los costos de fabricación, se procedió de acuerdo a las bases establecidas tanto en el estudio de mercado como con las suposiciones, propuestas para dimensionar la planta; así, se obtuvo el costo de fabricación para el primer año de operación.

CONCEPTO:	COSTO DE FABRICACION CALCULADOS. (Miles de Pesos)	
I.- Materias Primas.	6,353	US 6115.27
II,- Conversión Directa.		
a) Mano de Obra	540.2	519.98
b) Supervisión	276.0	265.67
c) Servicios	167.6	161.32
d) Mantenimiento	189.7	182.601
e) Refacciones	28.4	27.33
III.- Conversión Indirecta.		
a) Seguros e Impuestos.	94.9	91.39
b) Depreciación.	347.7	334.68
c) Prestaciones.	251.4	241.99
IV.- Total de Conversión.	1,895.9	1,824.95
V.- Total Costo de Fabricación, a Granel.	8,243.9	7935.91
VI.- Empaque.	1,841.5	1,772.59
VII.- Costo Total de Fabricación.	10,090.4	9712.8172

2.- Gastos de Administración, Ventas e Investigación.

Para estos gastos se consideró deberían representar el 5% de ventas netas:

Gastos de A.V.I. 783.2 753.89

3.- Costo Total del Producto.

Es la suma del costo de Producción y los G.A.V.I. dando:

~~10,873.6~~

10,466.71

c).- ANALISIS DE UTILIDADES.

1.- PRECIO DE VENTA.

Como se vió en el estudio de Mercado, el precio de venta queda fijado en $175.00 la caja de ~~6 latas~~.

2.- VENTAS BRUTAS. 168095 54 cajas de 2.50g.

Anualmente se venderán 93,240 cajas, que al precio anterior, dan un volúmen de ventas brutas igual a: 16,317 miles de pesos. 15706,28

3.- VENTAS NETAS.

Para el cálculo de ventas netas, se están despreciando descuentos y devoluciones, considerando únicamente la disminución debida al 4% de impuesto sobre ingresos mercantiles, de donde:

V.N. = 0.96 V.B.

V.N. = Ventas Netas.

V.B. = VENTAS BRUTAS.

V.N. = ~~15,664.3 Miles de~~ pesos. 15078.161

4.- UTILIDADES Y RENTABILIDAD DEL PROCESO.

Para encontrar las utilidades anuales de éste proyecto, se restó a las ventas netas el costo total del producto, así como los fletes, obteniéndose así las utilidades antes de impuestos.

U.A.I. = V.N. - C.P. - F

U.A.I. = Utilidades antes de impuestos.

V.N. = Ventas Netas

C.P. = COSTO del producto.

F. = Fletes

4521071 Con ésto, la utilidad antes de impuestos es igual a $4,697.5 miles de pesos.

Si a ésta se le aplica un 48%, para cubrir impuestos sobre la Renta y Reparto de Utilidades, se obtendrá la Utilidad Neta.

Así, para el primer año de operación, la utilidad neta corresponderá a:

V.N. = 0.52 V.A.I.

U.N. = Utilidad Neta.

V.A.I. = Utilidad Antes de Impuestos

V.N. = $2,442.7 miles de pesos. 2351.2942

Para saber si éste Proyecto es o nó rentable, se aplica el Método del Valor Presente Neto, consistente en evaluar las utilidades netas de la Empresa durante los primeros 11 años (que corresponden a la vida útil de la Planta), pero consideradas al valor que representen en la actualidad, tomando en cuenta el porcentaje de interés que se pudiera obtener por la inversión, mediante otros conductos.

Para realizar esta estimación, es necesario hacer las siguientes supcsiciones:

Se estima que el porcentaje de interés promedio qre puede obtenerse en México, sobre Capital invertido séa de un 14%.

Las ventas anuales no variarán durante los 11 años.

Los costos de los productos, se obtienen en la forma ya descrita, aplicando los aumentos anuales a mano de obra y supervisión del 7% y 9% respectivamente.

Con estas bases, se obtuvieron los siguientes valores:

AÑO	VENTAS NETAS	COSTO PRODUCTO	FLETE	UTILIDAD ANTES U.P.	UTILIDAD NETA
1	15,664.3	10,873.6	93.2	4,697.5	2,442.7
2	15,664.3	10,956.0	93.2	4,615.1	2,399.8
3	15,664.3	11,044.8	93.2	4,526.3	2,353.7
4	15,664.3	11,140.4	93.2	4,430.7	2,303.9
5	15,664.3	11,243.8	93.2	4,327.0	2,250.0
6	15,664.3	11,355.8	93.2	4,215.8	2,192.2
7	15,664.3	11,475.3	93.2	4,095.8	2,129.8
8	15,664.3	11,604.7	93.2	3,966.4	2,062.5
9	15,664.3	11,744.5	93.2	3,806.6	1,979.4
10	15,664.3	11,895.4	93.2	3,675.7	1,911.3
11	15,664.3	12,058.0	93.2	3,493.1	1,816.4

Habiendose obtenido las utilidades netas durante los 11 años, se aplica a cada una de ellas el factor correspondiente según el método aplicado, los cuales son:

AÑO	FACTOR	UTILIDAD NETA (MILES DE PESOS)	
1	0.8770	2,142.2	2062.039
2	0.7690	1,845.4	1776.34
3	0.6750	1,588.7	1529.25
4	0.5920	1,363.9	1312.86
5	0.5190	1,167.7	1124.00
6	0.4560	999.6	962.195
7	0.4000	851.9	820.022
8	0.3510	723.9	696.812
9	0.3080	609.6	586.789
10	0.2700	516.0	496.691
11	0.2370	430.5	414.39

N$ pesos para mult. x el factor

Así, sumando las utilidades netas obtenidas y comparándolas contra la inversión total realizada, puede conocerse si el Proyecto es o nó rentable, dependiendo de si la diferencia es positiva ó negativa.

11,781,388

Para este caso, el valor obtenido es de: $ 12'239,400, que contra una inversión total de $9'654,074.40 presenta una diferencia favorable de $2'585,325.60, lo que nos indica que el proyecto si es rentable.

N$ 2'488,569.1

N$ 9,292,818.9

C O N C L U S I O N E S

Así con los resultados obtenidos, se pueden hacer las siguientes conclusiones y recomendaciones:

1.- Que la instalación de una Planta deshidratadora de papa, se justifica plenamente por la rentabilidad del capital invertido y por el tiempo de recuperación de dicha inversión.

2.- Con objeto de poder disminuir el precio de venta, logrando así un precio de mayor competencia en los mercados extranjeros, se podría estudiar:

a) Eliminación ó reducción del pago de algunos impuestos federales.

b) Solicitar la expedición de "CEDIS", debido a que se está hablando de un producto de exportación.

c) Considerar la posibilidad de una modificación en la estructura de la inversión, cubriendo con capital nuevo solo una parte de la misma.

Tomando en cuenta que el producto es de cierta estacionalidad se podría, como ejemplo, con bajo interés, para la compra de cosechas completas.

3.- Que la instalación de ésta Planta, no solo significa la industrialización de un producto agrícola, sino también el mejoramiento económico de la zona en la cual se localice debido a:

a) Aumento de fuentes de trabajo en la zona.

b) Mayor aprovechamiento de las zonas de cultivo.

c) Ahorro de gastos a los ejidatarios, al evitar la selección minuciosa del producto.

4.- Aumento de las divisas que recibe el país por concepto de exportaciónes, ayudando así a la nivelación de la Balanza de Pagos.

B I B L I O G R A F I A

1.- ANUARIO ESTADISTICO.
Dirección de Economía Agrícola.
Secretaría de Agricultura y Ganadería.

2.- ARIES R. S. & NEWTON R. D.
Chemical Engineering Cost Estimation
Mc. Graw Hill Co. New York.

3.- BADGER W. L. & BANCHERO J. T.
Introduction to Chemical Engineering.
Mc. Graw Hill Co. New York.

4.- BAUMAN H.C.
Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry.
Mc. Graw Hill Co. New York.

5.- COOKE E. W.
U. S. Patente 1,025,373.
Dehydrated Potatoes and Process of Preparing Same.

6.- ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT.
Edited by William J. Mead, P. E.
Reinhold Publishing Corporation. New York.

7.- HOUGEN O. A., WATSON K. M. & REGATZ R. A.
Chemical Process Principles. Part 1.
J. Wiley & Sons. Inc. New York.

8.- KERN D. Q.
Process Heat Transfer.
Mc. Graw Hill Co. New York.

9.- KIRK & OTHMER D. F.
Encyclopedia of Chemical Technology.

10.- LEES NORMAN D.- Consultor de Asist. Técnica O.N.U.
Localización de Industrias en México.

11.- LITTLEJOHN & MEENAGHAN.
Introducción a la Ingeniería Química.
Reinhold Publishing Co.. New York.

12.- PERRY JOHN H.
Chemical Engineers' Handbook.
Mc. Graw Hill Co. New York.

13.- POPPER HERBERT.
Modern Cost-Engineering Techniques.
Mc. Graw Hill Co. New York.

14.- RASE H. F. & BARROW M. H.
Project Engineering of Process Plants.
J. Wiley & Cons, Inc. New York.

15.- TALBURT W. F. & SMITH ORA.
Potato Processing.
The AVI Publishing Co.
Westport, Connecticut.

16.- VILBRANDT & DRYDEN.
Chemical Engineering Plant Design.
Mc. Graw-Hill Co. New York.