

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA
CONSTRUCCION Y OPERACION DE UNA PLANTA PARA
LA PRODUCCION DE LECHE EVAPORADA Y CONDENSADA

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ciencias y Humanidades

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA
CONSTRUCCION Y OPERACION DE UNA PLANTA PARA
LA PRODUCCION DE LECHE EVAPORADA Y CONDENSADA

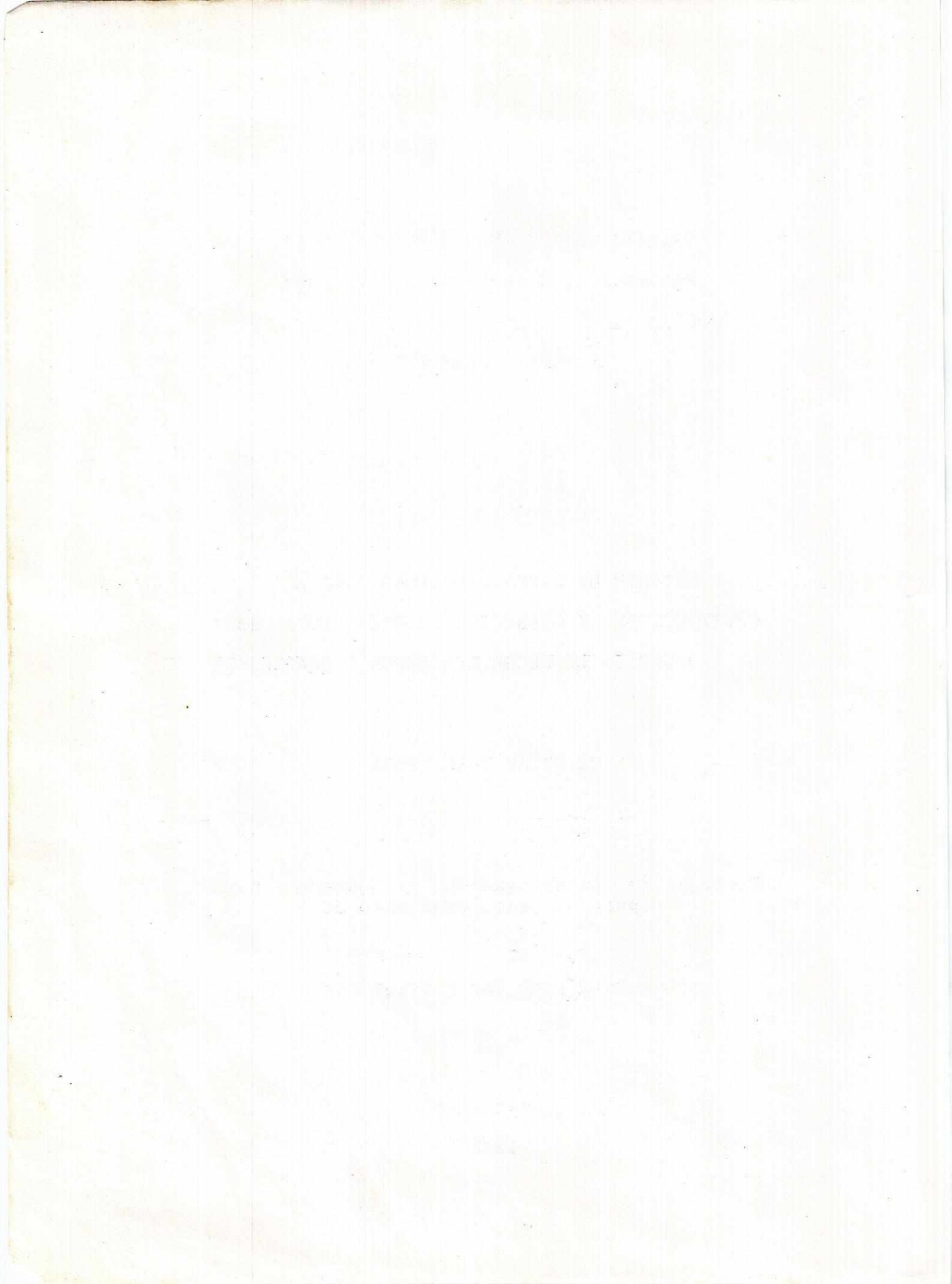
CRISTIAN ROSSI SOSA

Trabajo de investigación presentado para
optar al grado académico de

Licenciatura en Ingeniería Química

Guatemala

1989



Vo. Bo. :



(f)

Ingeniero Oscar Gil Girón
Asesor

Tribunal:



(f)


Ingeniero Oscar Gil Girón

(f)



Ingeniero Eduardo Calderón

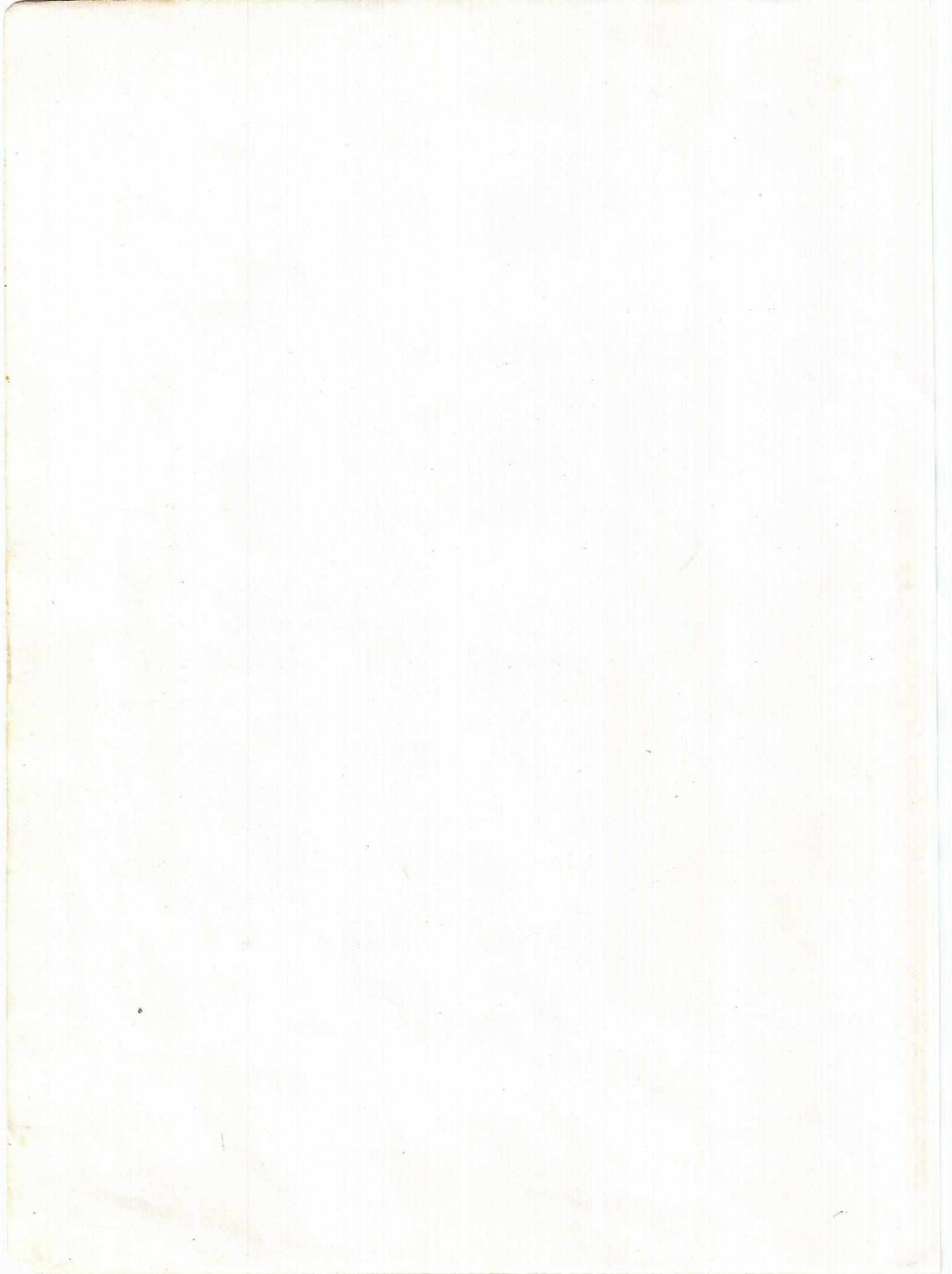
(f)



Ingeniero Arturo Estrada

Fecha de aprobación: 8 de Noviembre de 1989

A mis padres,
por supuesto



RESUMEN

El presente trabajo es un estudio de prefactibilidad para la construcción y operación de una planta de leche evaporada y condensada en Guatemala.

El mercado actual para la leche evaporada, en Guatemala, es de 2,025,520 lb por año y para la leche condensada es de 1,669,093 lb por año, pero todo el producto que se consume, actualmente, es importado.

El precio de venta inicial a distribuidores de una lata de leche evaporada de 0.882 lb es de Q1.91 y el de una lata de leche condensada de 0.882 lb es de Q2.44.

La producción de esta planta sería de 1,620,416 lb de leche evaporada al año y 1,335,274 lb de condensada al año. El monto de la inversión inicial sería Q4,050,490.00 y después de hacer el análisis económico se obtendría una tasa interna de retorno de 41.35% y una rentabilidad económica del 40.6%.

La planta estaría localizada en las afueras de la ciudad capital, ya que la mayor parte del mercado se encuentra ubicado en ésta, y disminuiría los costos de transporte de la materia prima. El equipo para realizar la evaporación constaría de un evaporador de tubos verticales y película descendente y con termocompresión de vapor. Gran parte del equipo se fabricará localmente, y la parte restante se comprará en el extranjero.

Debido a que PROLAC es una planta local que elabora leche en polvo no instantánea a partir de leche entera, y que no tiene las intenciones de producir concentrados líquidos de este producto, ésta no se considera como competencia a este proyecto, por consiguiente no se recomienda la modificación de sus instalaciones para la fabricación de los mismos.

Con este estudio se concluyó que es factible la construcción y operación de ésta, bajo las condiciones analizadas se recomendaría, en un futuro, la realización de un estudio de este tipo para Centroamérica.

CONTENIDO

	Páginas
RESUMEN	V
I. INTRODUCCION	1
II. GENERALIDADES	3
A. Leche	3
1. Composición de la leche	4
2. Propiedades físicas de la leche	5
B. Leche evaporada	6
C. Leche condensada	6
III. ESTUDIO DE MERCADO	9
1 A. Descripción del producto X	9
2 B. Disponibilidad de la leche X	9
3 C. Determinación del área de estudio ✓	9
4 D. Consumo de leche evaporada ✓	9
5 E. Consumo de leche condensada	10
6 F. Presentación de los productos ✓	10
7 G. Proyección del consumo ✓	11
8 H. Situación de PROLAC	11
IV. CAPACIDAD Y LOCALIZACION DE LA PLANTA	13
A. Capacidad	13
B. Localización	14
C. Vida útil del proyecto	15

	Páginas
✓ V. ANALISIS DE ALTERNATIVAS TECNOLOGICAS	17
A. Evaporador discontinuo	19
B. Concentrador de baja temperatura	20
C. Evaporador de tubos verticales largos y película descendente	20
✓ VI. DESCRIPCION DEL PROCESO	25
A. Proceso general	25
B. Proceso para la fabricación de leche evaporada	26
C. Proceso para la fabricación de leche condensada	27
VII. DESCRIPCION DEL EQUIPO	31
A. Equipo de recepción	31
B. Equipo de precalentamiento	33
C. Equipo de mezclado con solución de azúcar	33
D. Equipo de evaporación	34
E. Equipo de homogenización y enfriamiento	36
F. Equipo de cristalización	37
G. Equipo de enlatado y esterilización	38
H. Sistema de generación de vapor	39
I. Sistema de enfriamiento	39

	Páginas
J. Sistema auxiliar de enfriamiento	40
K. Lista del equipo con costos	41
VIII. TERRENO Y EDIFICIOS	43
A. Terreno	43
B. Edificios	44
IX. MATERIA PRIMA Y SERVICIOS AUXILIARES	45
A. Materia prima	45
B. Servicios auxiliares	45
1. Agua	46
2. Vapor	46
3. Electricidad	46
4. Combustible	46
C. Personal	46
X. EVALUACION ECONOMICA	49
A. Inversión total	49
1. Inversión fija	49
2. Inversión diferida o gastos diferidos	49
3. Capital de trabajo	51
4. Inversión total	51
B. Presupuesto de costos e ingresos	52

	Páginas
1. Costos	52
2. Ingresos	54
C. Estado de resultados	58
D. Evaluación económica	59
1. Tasa interna de retorno	59
2. Rentabilidad económica	60
XI. CONCLUSIONES	63
XII. RECOMENDACIONES	65
BIBLIOGRAFIA	67
APENDICES	
A. Disponibilidad de la leche	71
B. Fórmulas más importantes y resumen de cálculo de muestra	73
C. Diagrama de flujo	75
D. Balances de masa y energía	77
E. Plano general de la planta	83
F. Cálculo de la tasa interna de retorno	85
G. Variables utilizadas	87

LISTA DE TABLAS

Tabla		Página
1.1	Composición general de la leche en porcentaje	4
1.2	Composición de la leche evaporada y condensada en porcentaje	7
4.1	Comparación de análisis de alternativas	23
6.1	Necesidades de terreno	43
7.1	Materias primas necesarias	45
8.1	Desglose de la inversión fija	50
8.2	Desglose de la inversión diferida	50
8.3	Desglose del capital de trabajo	52
8.4	Presupuesto de costos anuales para producción de leche evaporada	56
8.5	Presupuesto de costos anuales para producción de leche condensada	57
8.6	Curva de aprendizaje	58
8.7	Estado de resultados proyectado a 15 años	59
8.8	Flujo de fondos y valor presente neto	61
A 3.1	Producción de leche anual y costo promedio por litro	71
F 8.1	Flujo de fondos descontado a diferentes tasas de interés	86

I. INTRODUCCION

El presente trabajo es un estudio que pretende determinar si es factible económica y tecnológicamente, la construcción y operación de una planta para la producción de leche evaporada y leche condensada, a partir de leche entera de vaca como materia prima.

Para realizar el estudio se hizo una serie de investigaciones respecto de la composición y características de la leche y de los productos a manejar; la disponibilidad de materia prima y el mercado de los productos y la tecnología involucrada en el proceso de manufactura.

Con todos los datos anteriores se determinó la capacidad de la planta y la localización aproximada recomendada para ésta, la tecnología a utilizar y un diseño de las características principales del equipo necesario. Se hizo, también, un resumen del proceso a seguir para la elaboración de ambos productos, los requerimientos de materia prima, servicios auxiliares, personal, terreno, etc.

Para establecer si este proyecto es económicamente factible se realizó una evaluación económica y se obtuvo las conclusiones y recomendaciones del caso.

Una de las principales justificaciones de este trabajo es que, en Guatemala, no se producen concentrados líquidos de leche y, por lo tanto, estos deben ser importados, causando una fuga de divisas; por otra parte, la industria de la leche se encuentra afrontando una situación muy inestable que podría terminar en un fracaso, por lo que es necesaria la búsqueda de respuestas para encontrar diferentes salidas tecnológicas para el aprovechamiento de la leche. Una sería la producción de dichos concentrados, tanto para evitar la importación de éstos como para competir con la importación de leche en polvo.

II. GENERALIDADES

A. Leche

La materia prima principal relacionada con este estudio es la leche entera de vaca. A continuación se presentan dos definiciones de leche: "Secreción láctea, prácticamente libre de calostro, obtenida por el ordeño completo de una o más vacas en buen estado de salud; dicha secreción láctea debe tener no menos de 3.25 % de grasa de leche y no menos de 8.25 % de sólidos no grasos de leche". Esta definición es propuesta por el Departamento de Salud Pública de los Estados Unidos de América (United States Department of Health, Education and Welfare, 1967). Según el ICAITI la definición de leche es la siguiente: "Leche fresca de vaca es el producto íntegro, no alterado ni adulterado del ordeño higiénico regular, completo e ininterrumpido de vacas sanas, que no contenga calostro y que esté exento de color, olor, sabor y consistencia anormales" (ICAITI, 1976).

La leche que es obtenida de vacas sanas debe ser filtrada y enfriada inmediatamente a 40°F para evitar su descomposición y el crecimiento bacteriano, y debe procurarse que al momento de ser entregada a la planta de

procesamiento no sea contaminada, alterado su color, olor, sabor y demás características y que la temperatura no exceda los 50°F.

1. Composición de la leche. La leche está compuesta por tres tipos de constituyentes: agua, sólidos no grasos (SNGr) y grasas (Gr). Estos constituyentes pueden estar en solución (fase hídrica), suspensión micelar (caseína ligada a sales minerales), y emulsión de grasas o forma globular. La composición general de la leche se presenta en la siguiente tabla (Watt, et al, 1975):

Tabla 1.1
Composición general de la leche en peso

Constituyente	Variación (%)	Promedio (%)
Agua	70.00 - 90.50	87.00
Grasa	2.20 - 8.00	3.80
Proteína	2.70 - 4.80	3.50
Lactosa	3.50 - 6.00	4.90
Cenizas	0.65 - 0.90	0.80

Existe una variación en la composición de la leche, debido a muchos factores como los ambientales, de raza del ganado, alimentación, salud, etc.

2. Propiedades físicas de la leche. La leche se congela a 31.01°F y hierve a 212.2°F. Su gravedad específica promedio es 1.0325 y su densidad es 8.57 lb/gal a 60°F. El pH oscila entre 6.5 y 6.7 (Revillá, 1982).

3. Lactosa. El azúcar que se encuentra en la leche es la lactosa o azúcar de leche. Una molécula de lactosa está formada por la unión de una molécula de glucosa y una de galactosa. Es seis veces menos dulce que la sacarosa y se encuentra solubilizada en el suero. La lactosa es la causante del cambio de color en la leche de un blanco amarillento a caramelo, ocasionado por una parcial descomposición a causa del calentamiento y se manifiesta claramente en los procesos de evaporación y concentración de la leche. Es un subproducto muy útil de la manufactura de leche condensada y se utiliza mucho en la industria alimenticia, en fermentación y maduraciones, en fórmulas para niños y ancianos, estandarización de productos, productos de penicilina, colorante (color caramelo), fabricación de helados, ácido láctico, alcohol, etc. (Revillá, 1982).

La solubilidad de la lactosa es aproximadamente de 1.6689 lb en un galón de agua a temperatura ambiente y 3.2094 lb en un galón de agua hirviendo (Merck & Co, 1983).

B. Leche evaporada

La leche que se concentra a una razón de sólidos de 2:1 al vacío, o sea 2.15 a 2.55 partes por volumen de leche líquida; para obtener una parte de leche concentrada se conoce como leche evaporada. La razón de concentración de la misma es, entonces 2.15 a 2.55. La leche evaporada es enlatada, normalmente, en envases de 14 1/2 oz, de hojalata y corresponde a la cantidad de concentrado necesario al que se le agregan dos partes de agua y se obtiene un litro de leche. Los envases deben sellarse herméticamente y luego esterilizarse a alta temperatura.

1. Composición de la leche evaporada. A menos que ésta sea fortificada con vitaminas, o se le haya añadido un estabilizador, no contiene ningún agregado, como es el caso del azúcar en la leche condensada. La composición usual de la evaporada se encuentra en la tabla 1.2 a continuación (Kirk, et al, 1961).

C. Leche condensada

Normalmente, la leche condensada es leche evaporada, a la que se le ha agregado sacarosa para endulzarla. La razón de concentración es 2.33 a 2.75 y ocupa entre 0.429 y 0.364 del volumen de la leche original. Del producto final, el 40 al 45% es azúcar. Debido a la alta

concentración de azúcar y lactosa, una parte de la última se cristaliza después del enfriamiento que sigue a la evaporación y por esta razón debe ser removida. No es necesario esterilizar la leche condensada, porque el alto contenido de azúcar ocasiona que la presión osmótica aumente al punto que las bacterias y microorganismos no se desarrollan. La composición de la leche condensada se resume en la siguiente tabla (Kirk, et al, 1961):

Tabla 1.2
Composición de leche evaporada y condensada en peso

Constituyente	Evaporada (%)	Condensada (%)
Agua	74.0	28.0
Grasas	7.9	8.5
Proteína	6.7	7.5
Lactosa	10.0	10.5
Ceniza	1.4	1.5
Sacarosa	0.0	44.0

Tanto la leche evaporada como la leche condensada se utilizan en la industria alimenticia y farmacéutica, en repostería, panadería, sopas concentradas, alimentos para infantes y ancianos, heladería, etc.

III. ESTUDIO DE MERCADO

A. Descripción del producto *Caract's del acuto o producción.*

La leche evaporada se producirá en esta planta con 26% de sólidos y 74% de agua; y leche condensada endulzada con 28% de agua, 28% de sólidos de leche y 44% de azúcar. Se utilizará como materia prima leche grado "A", entera y en buenas condiciones.

B. Disponibilidad de la leche

Se estima que la producción de leche para 1989, en Guatemala, será aproximadamente de 12,840,159 galones y el precio promedio por galón puesto en finca es Q2.54. Los datos anteriores fueron obtenidos por investigación personal, entrevistas e información proporcionada por la Dirección General de Estadística de Guatemala (ver apéndice A).

C. Determinación del área de estudio

El área analizada en este estudio es, únicamente, la república de Guatemala.

D. Consumo de leche evaporada

Por investigación personal se determinó que la cantidad

de leche evaporada consumida en Guatemala en el año de 1988 fue de 2,027,520 lb (921,600 kg). Aproximadamente el 80% del producto fue consumido en el departamento de Guatemala. El 100% del producto se importa de Panamá, Holanda, Estados Unidos y Nueva Zelanda. El costo por lata de leche evaporada de 0.882 lb (400 gramos) puesta en Guatemala es Q0.98.

E. Consumo de leche condensada

De igual forma que para la leche evaporada, se determinó que la cantidad de leche condensada consumida en el año 1988 fue 1,669,092.6 lb (758,678.4 kg). Aproximadamente el 86% del producto se consume en el departamento de Guatemala y el 14% restante en el interior de la república. También, el 100% del producto es importado de los mismos países que la evaporada. El costo de una lata de leche condensada de 0.882 lb (400 gramos), puesta en Guatemala, es Q1.45.

E. Presentación de los productos

La leche evaporada se encuentra en el mercado en presentaciones de 0.882 lb (400 gramos) y 0.470 lb (213 gramos), siendo la de mayor venta, la de 0.882 lb, ya que el 70% del producto se consume en esta forma. Respecto de la condensada, se puede obtener en presentaciones de

Ø.882 lb (400 gramos), Ø.470 lb (213 gramos) y Ø.221 lb (100 gramos). El 67.82% de la leche condensada se vende en latas de Ø.882 lb.

G. Proyección del consumo

*Basado en importaciones
provenientes de España*

De datos obtenidos en la Dirección General de Estadística de Guatemala se determinó que el consumo de los concentrados líquidos de leche presenta un aumento anual promedio del 34% para los últimos 3 años, ya que las importaciones de estos productos se incrementan, anualmente, en esta tasa. Sería posible que en un futuro, al aumentar el precio de estos productos, el consumo disminuyera, pero según las estadísticas éste tiende a aumentar.

H. Situación de PROLAC.

Esta es una empresa estatal, descentralizada y autónoma, cuya actividad está dirigida a la manufactura de productos lácteos que se encuentran contemplados dentro de la canasta básica familiar. Sus objetivos están ligados al beneficio social, fomento del desarrollo de la ganadería lechera y el mercado de los productos lácteos.

PROLAC produce leche en polvo no instantánea, con una capacidad instalada para procesar 20,000 litros diarios de

leche entera, pero la producción actual de leche en polvo es de 3,000 lb diarias. El equipo actual que se encuentra en funcionamiento tiene más de 25 años de operación.

Actualmente, se está considerando hacer un cambio en el proceso y así producir leche en polvo instantánea. La razón que justifica este cambio es que el producto no tiene una buena aceptación en el mercado, debido a la gran competencia de producto importado.

Hay que hacer notar que la planta está teniendo problemas para adquirir la materia prima para la producción de leche en polvo, debido a que hay escasez de ésta en la zona.

La empresa no tiene interés en la producción de concentrados líquidos de leche, porque éstos no están considerados como productos de primera necesidad y por lo tanto, como productos de la canasta básica familiar. La producción de los mismos no estaría dentro de los objetivos antes descritos. Además, se requeriría la compra de cierto equipo y la realización de algunas modificaciones al proceso, para lo cual no se tienen los fondos necesarios.

300 2 x 3 = 10

IV. CAPACIDAD Y LOCALIZACION DE LA PLANTA

A. Capacidad *analisis*

Al analizar el mercado de la *leche evaporada y de la* condensada se determinó que la capacidad de la planta debería cubrir el consumo actual de estos productos, debido a que estos en su totalidad son importados. Sin embargo, aunque existiera un producto nacional cuyo precio de venta al público fuera menor, una parte del mercado seguiría consumiendo el importado. Por otra parte, si el producto nacional fuera de óptima calidad, éste podría, en un futuro, desplazar del mercado al importado. Si la capacidad de la planta se fija en el 80% del consumo actual de estos concentrados, ésta sería de 1,622,016 lb por año de leche evaporada y 1,335,274 lb por año de leche condensada. Hay que recordar que la capacidad instalada de la planta no se alcanzaría en su totalidad.

Falta cantidad de mat. prima necesaria

Para producir estos concentrados, se requiere una cantidad de leche entera de 1.21×10^{12} lb (3.84×10^6 l) que es el 7.9% de la producción nacional de leche. La producción mensual sería de 135,168 lb de leche evaporada y 111,273 lb de leche condensada. Trabajando los ²⁵~~30~~ días del mes, en jornadas de 8 horas diarias, se dedicarán ~~102.2~~

horas a la producción de leche condensada, 107.5 horas a la evaporada y 30.3 horas a mantenimiento.

40 "

B. Localización

Para decidir el lugar en el que se podría localizar la planta, se tomaron en cuenta dos factores que son: el mercado del producto y la disponibilidad de la materia prima.

Respecto del posible mercado, el departamento de Guatemala sería el mayor consumidor. Por estar situado este departamento en el centro de la república, se podría cubrir el mercado interno de una manera más adecuada. Si se escoge este departamento, se tiene la ventaja que los costos de transporte y distribución del producto terminado serán bajos. Sin embargo, aumentarían los costos de transporte de la materia prima desde las fincas. Hay que hacer notar que debido a que el proceso de elaboración requiere de evaporación, con la consecuente disminución en volumen y peso del producto, el transporte del mismo ya terminado resultaría más económico, contrarrestando el aumento de los costos de transporte de la materia prima.

En lo que respecta a la disponibilidad de la materia prima, las zonas de mayor producción de leche son las zonas

sur y oriente del país, siendo los departamentos de Jutiapa y de Escuintla los de mayor producción, con el 20% cada uno, aproximadamente. De lo anteriormente expuesto se llegó a la conclusión que el montar la planta en el departamento de Guatemala, sería la mejor opción, ya que está situado en medio de los dos de mayor producción y presenta el mayor mercado. También hay que recordar que casi todos los medios de transporte terrestre tienen su origen en éste.

Al hacer la selección de este departamento se obtiene otra ventaja que es la mano de obra mejor calificada del país, y también se cuenta con la cercanía de los técnicos y de los talleres de mecánica para dar el mantenimiento adecuado al equipo.

Con estos fundamentos podría decirse que la planta debería situarse en un terreno en las afueras de la capital para que sea más económico, y que cuente con servicios de agua, energía eléctrica, drenajes y fácil acceso.

C. Vida útil del proyecto

La vida útil de este proyecto se asumió de 15 años, tomados a partir del momento en que se ponga en marcha la planta.

V. ANALISIS DE ALTERNATIVAS TECNOLOGICAS

Básicamente, el equipo más importante de esta planta es el sistema de evaporación al vacío. Se opera de esta forma ya que la leche es un producto termosensible. El aumento en la temperatura para realizar la evaporación produciría un cambio en las características físicas y químicas de ésta, así como en su estabilidad, color, sabor, olor, etc. Al utilizar equipo al vacío se estaría disminuyendo la temperatura de ebullición por la reducción de la presión de vapor de la leche y se logra que las modificaciones antes mencionadas sean mínimas. En este equipo se hará la remoción del agua, por medio de calentamiento, para obtener los concentrados de leche deseados. Para hacer la elección del equipo adecuado hay que tomar en cuenta varios factores que harán que el escogido cumpla con los requisitos y las necesidades, así como una tecnología adecuada al medio.

Este último factor es de gran importancia ya que la tecnología debe ser fácil de instalar, operar y mantener. En el caso que fuera necesario hacer reparaciones, es preferible que la mayor parte del equipo sea fabricado localmente y sólo el equipo que sea estrictamente necesario sea comprado en el extranjero. Si el equipo es fabricado

en el medio, las reparaciones podrán hacerse de una manera más rápida y el inventario de repuestos no tendrá que ser tan grande. Además, se está generando tecnología local y se beneficiará a los técnicos, mecánicos y talleres. El equipo que se compre en el extranjero, porque no se puede fabricar o adquirir localmente, incluye la instrumentación y sistemas de control, válvulas especiales, centrifugas, compresores, bombas, turbinas, etc.

Otro factor importante es que el costo del equipo no sea muy alto, ya que esto causaría que la recuperación de la inversión fuera más lenta o que no fuera rentable el proyecto. Un diseño sencillo hará que se obtenga el menor costo, se facilite la operación y el mantenimiento. Este aspecto es muy importante porque al tratarse de una planta procesadora de alimentos, es necesario que la limpieza y asepsia del equipo se mantenga. El equipo que se utiliza en el procesamiento de leche debe estar construido de un material que no se corroa y que no la contamine. Usualmente, se utiliza acero inoxidable y es recomendado el tipo 304.

En lo que se refiere al equipo de evaporación, en la industria alimenticia y lechera se utilizan, básicamente, tres tipos de evaporadores, según Farrall (1963, 396) y

Mehra (1986, 56) que son: evaporador discontinuo, concentrador de baja temperatura y evaporador de tubos verticales largos y película descendente.

A. Evaporador discontinuo

Usa vapor para el calentamiento, y la transferencia de calor es de forma indirecta. Básicamente, es un recipiente enchaquetado o con serpentines internos. El área de transferencia está limitada a la geometría del recipiente y los coeficientes de transferencia son bajos en convección natural. Tienen una capacidad baja, ya que no pueden usar diferencias de temperaturas altas. Cuando se trabaja con recipientes al vacío, este tipo de evaporadores puede ser utilizado por lotes o como continuo.

La leche precalentada entra a los inyectores en el interior del cuerpo principal y cae al fondo del recipiente para ser mezclada con la leche que ya está en el aparato, luego circula por la superficie de calentamiento, y el agua se evapora. Para mantener una presión subatmosférica en la cámara de evaporación, se utiliza un sistema de vacío, que puede ser una bomba de vacío, un sistema de eyectores de vapor, un condensador, una combinación de éstos o algún otro sistema (Farrall, 1963).

B. Concentrador de baja temperatura

Consiste en un sistema que utiliza un ciclo de refrigeración y evaporación de baja temperatura externa. Su eficiencia es muy buena y ofrece posibilidades muy interesantes para la producción de concentrados de leche.

Comparándolo con el evaporador discontinuo, ofrece economías más altas, un daño menor a los sabores, una gran variación en la temperatura de operación, no necesita una fuente de calentamiento, únicamente electricidad para mover los compresores (Farrall, 1963).

C. Evaporador de tubos verticales largos y película descendente

Los evaporadores de tubos verticales, en general, son los de menor costo por unidad de capacidad. Consisten en una unidad formada por un intercambiador de calor de concha y tubos de paso simple que descarga a un cabezal de vapor relativamente pequeño.

En este tipo de evaporadores, el producto es expuesto a un tratamiento de calor por tiempo limitado, lo que ocasiona una menor alteración en el producto. La diferencia de temperatura que se maneja en ellos es, aproximadamente, de 10°F. Uno de los problemas es la

distribución del líquido a evaporar en la parte superior de los tubos, pero se puede solucionar utilizando un buen diseño en la distribución (Farrall, 1963).

Este evaporador se vale de la fuerza de gravedad para mover la película en su interior, por lo que se obtiene una más delgada, coeficientes de transferencia de calor más altos y tiempos de contacto menor. Usualmente, el flujo de vapor en los tubos viaja en paralelo con el flujo de líquido para que el coeficiente sea mayor. Este tipo de evaporador es el más utilizado en la industria de la leche (Mehra, 1986).

De las opciones descritas se escogió el evaporador de tubos verticales largos y película descendente.

Otro factor a considerar es la elección de la forma en que se optimizará la utilización de calor para realizar la evaporación, ya que puede utilizarse, directamente, el vapor vivo que proviene de la caldera, en uno o varios efectos (para este caso es aconsejable de 1 a 3), un sistema de compresión mecánica (compresor accionado por una turbina de vapor) o un sistema de termocompresión de eyectores para comprimir el vapor generado en la evaporación y usarlo como medio de calentamiento.

Después de hacer un análisis sobre este aspecto, se recomienda la utilización de un sistema de termocompresión con un efecto de evaporación. Sus ventajas son una menor área de transferencia de calor, y un mantenimiento menor y más sencillo. Se utilizaría vapor a 100 psia para efectuar la termocompresión y todo el vapor obtenido a 15 psia se aprovecharía en otras fases del proceso. Hay que recordar que los eyectores de vapor se diseñan para ciertos rangos en las condiciones de operación, lo que constituye una desventaja, ya que no son muy flexibles. Para este caso, se necesita de un sistema que regule los flujos de entrada de vapor a comprimir y de vapor vivo, pero, en general resultarían más económicos porque no necesitan de una turbina para ser accionados, como es el caso de un compresor mecánico, y por lo tanto de grandes cantidades de vapor para ser accionado. Los resultados del análisis aparecen en la tabla 4.1 y están calculados para el caso en que se evapore leche condensada a las condiciones descritas en el procedimiento (un resumen de las fórmulas y cálculos aparece en el apéndice B).

Tabla 4.1

Comparación de análisis de alternativas

Característica	Evaporador 2 efectos	Un efecto con termocomp.	Un efecto con comp. mecán.
Area transf. de calor, pie ²	176.1	118.4	118.4
No. de tubos	44	36	36
Presión vap. vivo al eva- porador, psia	15	100	150
Cant. vapor requerido, lb/h	1,455	2,535	2,535

Para realizar la evaporación en un sistema de 2 efectos, según las condiciones estudiadas, se requieren 1,455 lb/h de vapor vivo a 15 psia ya que éste es el que se alimenta al primer efecto y en éste último se generará el vapor restante para calentar el segundo. Para un efecto con termocompresión se requieren 2,409 lb/h de vapor vivo a 100 psia para realizar la termocompresión y la obtención de 3,200 lb/h de vapor a 15 psia para la evaporación y demás partes del proceso. Por otra parte, para accionar la turbina que movería el compresor se necesitarían 15,000 lb/h de vapor a 150 psia y así obtener las 2,535 lb/h de

vapor a 15 psia a partir del vapor a 3.7 psia que resulta de la evaporación al vacío.

VI. DESCRIPCION DEL PROCESO

A. Proceso general

La leche que proviene de las fincas, en recipientes metálicos o en tanques, es llevada a los depósitos báscula de la planta para ser pesada. De estos últimos se extraen muestras representativas para análisis microbiológico y de laboratorio. La temperatura de la leche en este punto debe ser aproximadamente 45°F (Shreve, 1977).

Luego de ser pesada, la leche entera es conducida por medio de gravedad al depósito de alimentación #1 donde ésta se estandariza a especificaciones y a sólidos no grasa (SNGr), usando los resultados de los análisis, ya sea por la adición de grasa utilizando crema, agua, sólidos y en algunos casos estabilizadores químicos. La leche es transferida al tanque de reserva usando una bomba centrífuga y en el trayecto ésta es sometida al proceso de clarificación, que se realiza en una centrífuga de tazón y discos, y que tiene por objeto la remoción de material ajeno e impurezas suspendidas. Luego que la leche ha sido clarificada debe pasar por un intercambiador de calor #1 para disminuir su temperatura nuevamente a 45°F y permanecer así en el tanque de reserva hasta ser bombeada

al precalentador.

En el precalentador la leche que se encuentra a 45°F aproximadamente, se calienta a 200°F, por medio de una chaqueta de vapor a 15 psia y en constante agitación por un periodo de 15 minutos. En este momento la leche está lista para ser evaporada, o para ser endulzada y luego evaporada (Haw, et. al., 1966).

B. Proceso para la fabricación de leche evaporada

A la salida del precalentador la leche es enfriada a 130°F, por medio de un intercambiador de calor #2 que utiliza salmuera (NaCl al 25%) a 40°F. Luego es introducida al calentador del evaporador de tubos verticales largos y película descendente. Este calentador es un intercambiador de concha y tubos de un paso. En este último la temperatura de la leche aumenta a 150°F. Después es conducida a la cámara separadora al vacío (8.7 psi) y se produce la evaporación. Una parte del vapor producido a 3.7 psia es enviado a un condensador para mantener el vacío y la restante a un eyector que funciona como termocompresor que aumenta su presión a 15 psia, luego es alimentado al calentador. La termocompresión se realiza utilizando vapor vivo a 100 psia. En este proceso se produce un exceso de vapor a 15 psia y es utilizado en diferentes partes del

proceso como medio de calentamiento.

La leche evaporada es luego homogenizada en una bomba de pistones con válvulas reguladoras de presión a 2500 psia y una temperatura de 140°F (Calbert, et al, 1956). Después es recolectada en un depósito receptor y luego bombeada a un intercambiador de calor #3 en donde su temperatura disminuirá a 95°F. Este intercambiador también utiliza salmuera a 40°F. El producto frío es llevado a un tanque aislado térmicamente y luego será bombeado a la llenadora.

Las latas selladas y revisadas se someten al proceso de esterilización en un aparato de doble tambor giratorio a una temperatura de 245°F y un tiempo de residencia de 15 minutos. Luego son transferidas al tambor de enfriamiento donde la temperatura disminuye a 77°F. Las latas son, entonces, secadas, etiquetadas y empacadas.

C. Proceso para la fabricación de leche condensada

La leche que sale del precalentador es conducida a un tanque agitado en donde es mezclada con una solución de azúcar al 50% a una razón de 0.19 lb de solución por una libra de leche. Esta solución está previamente preparada a una temperatura de 176°F y proviene de un tanque enchaquetado y agitado, con vapor a 15 psia. En este

tanque enchaquetado se agrega el azúcar al agua a una temperatura de 64°F.

La solución de leche endulzada se hace pasar por el intercambiador de calor #2 y la temperatura disminuye a 130°F. Luego es introducida al calentador del evaporador de tubos verticales largos y película descendente. En este último la temperatura de la leche aumenta a 150°F. Después es conducida a la cámara separadora al vacío (8.7 psi) y se produce la evaporación. Una parte del vapor producido a 3.7 psia es enviado a un condensador para mantener el vacío y la restante a un eyector que funciona como termocompresor que aumenta su presión a 15 psia, luego es alimentado al calentador. La termocompresión se realiza utilizando vapor vivo a 100 psia. En este proceso se produce un exceso de vapor a 15 psia y es utilizado en diferentes partes del proceso como medio de calentamiento.

Luego que la leche ha sido evaporada es conducida al homogenizador a 2500 psia y a una temperatura de 140°F y almacenada en el depósito receptor. Una bomba se encarga de impulsarla a través del intercambiador de calor #3 para disminuir su temperatura a 95°F. A continuación, la leche es enviada al precristalizador en donde es agregada la lactosa en cristales (0.27 lb de lactosa por cada 100 lb de

leche condensada) a una temperatura de 95°F y es bien mezclada por un período de media hora en constante agitación. Luego es transferida al cristalizador donde la temperatura disminuye a 60°F y permanece por una hora en constante agitación. Ambos aparatos se encuentran conectados en serie con respecto al flujo de salmuera, donde ésta entra a 40°F y sale a 68.6°F. La lactosa es extraída del fondo del cristalizador y es utilizada como iniciadora en el proceso.

La leche es, entonces, enviada a un tanque de recepción en donde se almacenará para ser enlatada, etiquetada y empacada.

En los intercambiadores de calor, la salmuera pasa por el tubo interno y la leche por la sección anular, debido a que el flujo de enfriamiento es mayor.

El diagrama de flujo del proceso de manufactura se encuentra en el apéndice C y los balances de masa y energía en el D.

VII. DESCRIPCION Y COSTO DEL EQUIPO

En el apéndice B se resumen las fórmulas que fueron utilizadas para el diseño del equipo y en la bibliografía aparecen las referencias utilizadas, junto con un pequeño cálculo de muestra. Para la construcción de la mayoría de los tanques se recomienda la utilización de lámina de acero de 1/8" de espesor ya que es más fácil la construcción de los mismos y tienen una buena resistencia.

A. Equipo de recepción

1. Depósitos báscula. Dos tanques de 20 pies³ cada uno, con una altura de 5.42 pies y un diámetro de 2.17 pies. Ambos tanques están montados sobre una báscula de dos plataformas, cada una de las cuales tiene una capacidad de 2000 lb. Los tanques están contruidos de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

2. Depósito de alimentación #1. Tanque horizontal de 144.5 pies³, con diámetro de 4.2 pies y un largo de 10.5 pies. Está asentado sobre zapatas de concreto y aislado térmicamente con fibra de vidrio de 2" de espesor. Construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

3. Bomba centrífuga #1. Flujo de 4.97 gal/minuto, cabeza total de 3.28 ft, potencia de 0.25 hp, diámetro de la succión de 1 1/2", diámetro de la descarga de 1". Eficiencia de la bomba de 65%.

4. Clarificador. Centrífuga de tazón y discos con descarga de una boquilla y de funcionamiento continuo. Limpieza de sólidos periódica. Fuerza centrífuga de 5000 - 8500 veces la fuerza de gravedad graduable, tamaño de partícula de 1.969×10^{-5} in (0.5 micras). Contenido de sólidos del líquido de 6 a 30%. Flujo aproximado 50 pies³/h graduable. Motor de 40 hp, velocidad de 6250 rpm, diámetro del tazón de 16". Construida de acero inoxidable 304.

5. Intercambiador de calor #1. De tubos concéntricos de 2 X 1 1/4" de diámetro, de tubería normalizada catálogo 40, de 41.4 pies de largo, 1.38 horquillas de 15 pies, de acero inoxidable 304.

6. Tanque de reserva. Tanque horizontal de 240.84 pies³, diámetro de 4.97 pies, largo 12.42 pies, montado sobre zapatas de concreto y aislado térmicamente con fibra de vidrio de 2" de espesor. Construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

B. Equipo de precalentamiento

1. Bomba centrífuga #2. Flujo de 4.97 gal/minuto, cabeza total de 4.03 pies, potencia de 0.25 hp, diámetro de succión de 1 1/4", diámetro de descarga de 1". Eficiencia de la bomba de 65%.

2. Precalentador. Tanque agitado con chaqueta de vapor, volumen de 10.1 pies³, diámetro del tanque 2.34 pies, altura 4.68 pies, diámetro de la chaqueta 2.51 pies, largo del agitador 9.4", altura del agitador 2.3", altura del agitador con respecto al fondo del tanque de 9.4". Potencia del motor 0.75 hp y velocidad de 125 rpm. Construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

C. Equipo de mezclado con solución de azúcar

1. Bomba centrífuga #5. Flujo de 4.97 gal/minuto, cabeza total de 2.2 pies, potencia de 0.25 hp, diámetro de succión de 1 1/2", diámetro de la descarga de 1". Eficiencia de la bomba de 65%.

2. Tolva de azúcar con dosificador. Capacidad de 131.4 pies³ (13,040 lb de azúcar), de 4.06 pies de diámetro y 10.2 pies de altura. Construido de acero al carbono de 1/8" de espesor. Posee en el fondo una válvula rotatoria de estrella como dosificador.

3. Tanque de solución de azúcar. Tanque agitado con chaqueta de vapor de 6.44 pies³, diámetro del tanque de 2 pies, altura de 5 pies, diámetro de la chaqueta de 2.2 pies, largo del agitador de 8", altura de la paleta del agitador de 2", altura de la paleta del agitador con respecto al fondo del tanque de 8". Potencia del motor del agitador 0.5 hp, velocidad de 125 rpm. Construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

4. Tanque de mezcla de jarabe y leche. Tanque agitado de 27.4 pies³, diámetro del tanque de 3.3 pies, altura de 6.5 pies, largo del agitador 1.1 pies, altura de la paleta del agitador 3.2", altura del agitador con respecto al fondo del tanque 1.1 pies. Potencia del motor del agitador de 2 hp, velocidad 125 rpm. Construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

D. Equipo de evaporación

1. Intercambiador de calor #2. De tubos concéntricos de 2 X 1 1/4" de diámetro, de tubería normalizada catálogo 40, de 20.1 pies de largo, 0.67 horquillas de 15 pies. Construido de acero inoxidable 304.

2. Termocompresor. Eyector para vapor de un paso con razón de área de la entrada de vapor a comprimir a

área de la garganta de A_2/A_t de 12 y razón de flujo de vapor vivo a vapor a comprimir de 0.328. Diámetro de la entrada del vapor a comprimir de 1 1/2" y diámetro de la garganta de 0.13".

3. Calentador del evaporador. De tubos verticales largos y película descendente, del tipo de concha y tubos 1 - 1, con 36 tubos de 1" de diámetro, de tubería normalizada catálogo 40, de 12 pies de largo y de acero inoxidable 304, con distribución individual a cada tubo en la parte superior y con una válvula de control de flujo para operar con 20 o con 36 tubos. Los tubos se encuentran colocados en arreglo cuadrado con la distancia entre centro y centro de 1.565". La carcasa está construida de acero al carbono con un diámetro de 1.04 pies y de 1/8" de espesor. Se encuentra aislado, térmicamente, con fibra de vidrio de 1" de espesor.

4. Cámara de separación. Volumen de 67.7 pies³, diámetro de 3.8 pies, altura de 4.8 pies, altura de la tolva de 3.12 pies y construida de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor con tres anillos de refuerzo de angular de 2" X 1/8", colocados cada 1.2 pies, para soportar la presión externa.

E. Equipo de homogenización y enfriamiento

1. Bomba de alta presión (homogenizador). De tres pistones, 2800 psia de presión, diámetro de la succión de 1", diámetro de la descarga de 1/2". Cabeza total de 5613.1 pies, potencia de 6 hp. Npsh de 9.351 pies. La válvula de salida regulará el tamaño de los glóbulos de grasa a 7.87×10^{-5} " (2 micras). Flujo de 4.97 gal/min.

2. Depósito receptor. Volumen del tanque de 10.93 pies³. Diámetro de 1.8 pies y altura de 4.4 pies. Construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

3. Bomba centrífuga #3. Flujo de 5.4 gal/min, cabeza total de 3.3 pies, potencia de 0.25 hp, diámetro de succión de 1 1/2", diámetro de la descarga de 1". Eficiencia de la bomba de 65%.

4. Intercambiador de calor #3. De tubos concéntricos de 2 X 1 1/4" de diámetro, de tubería normalizada catálogo 40, de 20.4 pies de largo, 0.7 horquilla de 15 pies. Construido de acero inoxidable 304.

5. Tanque de recepción. Volumen del tanque de 27.38 pies³, diámetro de 3.3 pies, altura de 8.5 pies,

construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

F. Equipo de cristalización

1. Pre cristalizador. Tanque agitado con serpentín interno de enfriamiento de 13.5 pies³, diámetro del tanque de 2.6 pies, altura de 5.2 pies. Los tubos del serpentín son de 1/4" de diámetro, de tubería normalizada catálogo 40. Construido de acero inoxidable 304, diámetro del serpentín 2.48 pies, número de vueltas del serpentín 19.25, largo del agitador de 10.3", altura de la paleta del agitador de 2.60", altura del agitador con respecto al fondo del tanque de 10.3", velocidad 125 rpm, potencia de 0.75 hp. El tanque está construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

2. Tolva de lactosa con dosificador. Capacidad de la tolva de 14.3 pies³ (584.6 lb de lactosa), diámetro de 1.94 pies y altura de 4.9 pies. Construida de acero al carbono de 1/8" de espesor y con una válvula giratoria de estrella como dosificador.

3. Cristalizador. Tanque agitado con serpentín de enfriamiento de 13.46 pies³ de volumen. Diámetro del tanque de 2.6 pies, altura del tanque de 5.2 pies, tubos del serpentín de 1/4" de diámetro, de tubería

normalizada catálogo 40, de acero inoxidable 304, diámetro del serpentín de 2.5 pies, número de vueltas del serpentín 19.25. Largo del agitador de 10.3", altura del agitador con respecto al fondo del tanque de 10.3", altura de la paleta del agitador de 2.6". Velocidad del agitador de 125 rpm, potencia del motor del agitador de 0.75 hp. El tanque está construido de acero inoxidable 304 de 1/8" de espesor.

G. Equipo de enlatado y esterilización

1. Bomba centrífuga #4. Flujo de 5.4 gal/min, cabeza total de 4 pies, potencia de 0.25 hp, diámetro de la succión de 1 1/2", diámetro de la descarga 1". Eficiencia de la bomba de 65%.

2. Llenadora. Llenadora de latas de disco giratorio con 48 celdas independientes. Cada celda de 2.95" de diámetro y 3.23" de altura. Diámetro del disco de 12.11 pies. Velocidad variable. Potencia del motor 5 hp.

3. Esterilizador y enfriador. Sistema esterilizador y enfriador de tambores con espiral rotatoria interna para latas. Consta de dos tambores, uno de calentamiento y el otro de enfriamiento, ambos con capacidad de 357 latas en su interior a la vez. Diámetro del tambor 3.2 pies y largo de 2.4 pies. Las espirales

giratorias de ambos tanques son accionadas por medio de un motor de 10 hp.

H. Sistema de generación de vapor

1. Caldera. Caldera de 150 Bhp, pirotubular, presión del vapor de 175 psia, presión máxima de operación de 300 psia, para aceite combustible #6 (bunker). Quemador de bunker y sistema de arrestador de llama con ignición de propano.

2. Tanque de bunker. Volumen de 1395 pies³, diámetro de 8.92 pies, largo 22.3 pies. Construido de acero al carbono de 3/16". Enterrado, con respiradero y en forma horizontal.

I. Sistema de enfriamiento

1. Tanque de recepción de salmuera. Volumen de 288.9 pies³, diámetro de 5.3 pies, largo 13.2 pies. Tanque horizontal, asentado en zapatas de concreto. Construido de monel de 1/8" de espesor (DeClerck, 1986).

2. Tanque de salmuera fría. Volumen del tanque de 83.22 pies³, diámetro de 3.5 pies, largo de 8.7 pies. Construido de monel de 1/8" de espesor (DeClerck, 1986), aislado térmicamente con fibra de vidrio de 3".

Colocado sobre zapatas de concreto en forma horizontal.

3. Bomba al cristizador. Flujo de 4.5 gal/minuto, cabeza total de la bomba de 6 pies, diámetro de la succión de 1 1/2", diámetro de la descarga de 1", potencia 0.25 hp. Eficiencia de la bomba de 65%.

4. Bomba al intercambiador #1 y #2. Dos bombas con flujo de 9.9 gal/min, cabeza total de 8 pies, diámetro de la succión de 1 1/2", diámetro de descarga de 1", potencia de 0.25 hp. Eficiencia de la bomba de 65%.

5. Bomba al intercambiador #3. Flujo de 3.2 gal/min, cabeza total de 10 pies, diámetro de la succión de 1 1/2", diámetro de descarga de 1", potencia de 0.25 hp y eficiencia de 65%.

J. Sistema auxiliar de enfriamiento

1. Compresor. Compresor rotatorio, con razón de compresión de 2.55, potencia del compresor de 30 hp.

2. Turbina de vapor. De 40 hp de potencia. Sistema de cogeneración de vapor usando vapor a 175 psia y con vapor de salida a 100 psia, obteniendo 2700 lb/h de vapor a 100 psia y 1083.3 lb/h de vapor agotado a 4" de Hg.

TSR para vapor a 100 psia de 69.9 lb/kW-h y BSR de 233 lb/hp-h; TSR para vapor agotado de 11.44 lb/kW-h y BSR de 38.13 lb/hp-h. Velocidad de 3550 rpm, discos de 14" de diámetro.

3. Condensador y evaporador. Condensador para freón 12 operado a 131.6 psia y evaporador, junto con una válvula reductora de presión o válvula de expansión. Construidos de monel.

K. Lista del equipo con costos

A continuación se presenta una lista del equipo con sus costos en Quetzales:

Báscula	35,500.00
2 Tanques para báscula, Q7,000.00 c/u	14,000.00
9 Bombas centrífugas, Q4,000.00 c/u	8,000.00
Transportador de latas	10,000.00
Depósito de alimentación	10,000.00
Intercambiador de calor #1	5,860.00
Intercambiador de calor #2	4,820.00
Intercambiador de calor #3	4,840.00
Bomba de alta presión	20,000.00
Evaporador (completo)	32,000.00
Centrífuga	80,000.00

Turbina de vapor	96,000.00
Compresor para freón 12	45,000.00
Evaporador para freón 12	14,500.00
Tanque de reserva de salmuera	18,000.00
Precalentador	18,000.00
Motor del precalentador	3,000.00
Motor del precristalizador	3,550.00
Motor del cristalizador	3,550.00
Tolva para lactosa	2,500.00
Tolva para azúcar	4,500.00
2 Válvulas rotatorias estrella, Q1,500.00 c/u	3,000.00
Tanque de solución de azúcar	8,000.00
Tanque de mezcla	14,000.00
Motor del tanque de soln. de azúcar	3,000.00
Termocompresor	11,500.00
Depósito receptor	14,000.00
Tanque receptor	15,000.00
Llenadora-selladora	47,900.00
Esterilizador-enfriador	65,000.00
Caldera (completa)	190,000.00
Tanque de bunker	14,000.00

VIII. TERRENO Y EDIFICIOS

A. Terreno

El terreno necesario para la construcción de esta planta es de 155,000 pies² de acuerdo con las siguientes necesidades:

Tabla 6.1

Necesidades de terreno

Sección de la planta	Area requerida, pies ²
Area de producción	40,000
Bodega de materia prima	14,000
Bodega de producto terminado	35,000
Oficinas	3,000
Servicios	4,000
Area de carga y descarga	44,350
Parqueo	8,700
Cuarto de fuerza	1,360
Area verde	4,590
Total	155,000

El terreno deberá tener agua suficiente para cubrir las necesidades o si se justifica, la posibilidad de la apertura de un pozo. Además deberá estar situado en una zona de fácil acceso y contar con energía eléctrica, drenajes, etc.

B. Edificios

Se harán básicamente dos construcciones: una será el edificio donde estará el área de producción, bodegas y servicios y estará constituido por una galera de 93,000 pies², cerrada por los cuatro lados y techada, utilizando lámina transparente en algunas secciones tales como el área de producción, etc. para aprovechar la luz solar como iluminación y disminuir el consumo de electricidad. Los servicios que se mencionan son los servicios sanitarios, duchas, área de limpieza y bodega de mantenimiento. La otra construcción es el área de oficinas que de acuerdo a las necesidades puede ser de uno o dos niveles.

También se construirá una galera pequeña de 1,360 pies² para el cuarto de fuerza y una garita de control y seguridad a la entrada de la calle.

El plano general de la planta se encuentra en el apéndice F.

IX. MATERIA PRIMA, SERVICIOS AUXILIARES Y PERSONAL

A. Materia prima

A continuación se presenta una tabla con el resumen de las materias primas necesarias:

Tabla 7.1

Materias primas necesarias

Materia prima	Cantidad/año	Precio
Leche entera	2,856,366.8 l	Q 0.68/ l
Azúcar	605,956.0 lb	Q 0.40/ lb
Lata metálica	3,352,398.0 unid.	Q 0.28/ unid.
Etiqueta	3,352,398.0 unid.	Q 0.06/ unid.
Caja de cartón	69,854.0 unid.	Q 0.50/ unid.
Sal común	268,445.0 lb	Q 0.13/ lb

20

B. Servicios auxiliares

Entre los servicios auxiliares necesarios se encuentran el agua, vapor, energía eléctrica, combustible, etc.

1. Agua. Se consumirán 3,261,746 galones por año de agua para las distintas necesidades, lo que equivale a 271,812.2 gal/mes. Se requiere 1,361,746 gal/año para el proceso y 1,900,000 gal/año para servicios y mantenimiento.

2. Vapor. Se necesitan 3,783 lb de vapor por hora a una presión de 175 psia, para alimentar la turbina del compresor del sistema de enfriamiento, de donde se obtendrá por cogeneración el vapor a 100 psia para el resto del proceso.

3. Electricidad. Se necesitan 165.6 kw de energía eléctrica por hora para mover todo el equipo y la iluminación.

4. Combustible. Se necesitan 38.93 galones por hora de aceite combustible #6 o bunker.

C. Personal

A continuación se presenta una lista del personal necesario, incluyendo su salario mensual en quetzales:

Gerente general	5,000.00
Gerente de ventas	3,000.00
Ingeniero de planta	3,000.00

Contador	900.00
Secretaria	500.00
Vendedores (dos, 1,500.00 c/u)	3,000.00 ✓
Obreros (25, 400.00 c/u)	12,000.00
Guardián	300.00
Mensajero	300.00

Los obreros estarán asignados de la siguiente forma: dos se encargan de limpieza y mantenimiento, dos trabajarán en la bodega de materia prima y tres en la de producto terminado, uno se encargará del cuarto de fuerza, 15 estarán asignados al área de producción.

55300

174772

336000

179,000.00

X. EVALUACION ECONOMICA

A. Inversión total

La inversión total de este proyecto estaria formada por tres tipos que son: la fija, la diferida o gastos diferidos, y el capital de trabajo.

1. Inversión fija. Representa un 64.5% de la inversión total e incluye: equipo comprado, instalación, instrumentación instalada, tubería, electricidad, edificios (incluyendo servicios), vehiculos, terreno, mejoras al terreno y facilidades de servicios. Los porcentajes y el monto de cada uno de los rubros se indica en la tabla 8.1. El monto total de la inversión fija es Q2,611,000.00 (agosto de 1989).

2. Inversión diferida o gastos diferidos. Representa un 14.3% de la inversión total e incluyen ingeniería y supervisión, gastos generales, comisiones del contratista y puesta en marcha. Entre los gastos de construcción se incluyen los seguros, fletes y transporte. El porcentaje y el monto de cada uno de los rubros se indica en la tabla 8.2. El monto total de ésta es Q579,500.00 (agosto de 1989).

Tabla 8.1
Desglose de la inversión fija

Rubro	% Inversión fija	Monto, Q
Equipo	32.6	850,000.00
Instalación de equipo	4.0	105,000.00
Instrumentación (inst.)	7.0	183,000.00
Tuberías (instaladas)	4.8	125,000.00
Electricidad (instalada)	3.4	88,000.00
Edificios (con servicios)	26.8	700,000.00
Vehículos	2.3	60,000.00
Terreno	19.1	500,000.00
Total	100.0	2,611,000.00

Tabla 8.2
Desglose de la inversión diferida

Rubro	% Inversión diferida	Monto, Q
Ingen. y supervisión	19.9	115,500.00
Gastos generales	24.8	143,500.00
Comis. contratista	12.7	73,500.00
Puesta en marcha	42.6	247,000.00
Total	100.0	579,500.00

3. Capital de trabajo. Representa un 21.2% de la inversión total e incluye: Inventario de materia prima, inventario de producto terminado, materiales para mantenimiento, capital para crédito, efectivo de caja, combustibles y mantenimiento de vehículos. El porcentaje y el monto de cada uno de los rubros se indica en la tabla 8.3. El monto total del capital de trabajo es Q 859,990.00 (agosto de 1989) y representa el capital necesario para manejar la planta.

4. Inversión total. De la suma de la inversión fija, la diferida y el capital de trabajo, se obtiene la total que es Q 4,050,490.00 (agosto de 1989).

Para tener una idea de los rubros de la inversión y de los costos involucrados en este estudio se tomó como referencia un estudio de prefactibilidad, realizado por un técnico de la F.A.O., que se analizó, actualizó y completó (Seehafer, 1967). Además, se hizo investigación personal y cotizaciones en algunos de los rubros.

En lo que respecta al costo del equipo a comprar, se utilizó referencias que aparecen en la bibliografía, actualizándolo con los índices de Marshall & Swift.

Tabla 8.3
Desglose del capital de trabajo

Rubro	% Capital de trabajo	Monto, Q
Inventario materia prima	4.0	34,615.00
Inventario producto terminado	67.3	579,095.00
Material para mantenimiento	2.7	23,010.00
Capital para créditos	21.0	180,200.00
Efectivo de caja	1.9	16,020.00
Combustibles	1.4	12,000.00
Mantenimiento de vehículos	1.8	15,050.00
Total	----- 100.0	----- 859,990.00

B. Presupuesto de costos e ingresos

1. Costos. Los costos se han clasificado de la siguiente manera y se encuentran resumidos en las tablas 8.4 y 8.5 para el proceso de fabricación de leche evaporada y condensada respectivamente (Seehafer, 1967).

1.1. Costos de fabricación. Incluyen los costos que propiamente intervienen en la fabricación

del producto y son la materia prima, la mano de obra directa y los materiales. Representan un 70.22% de los costos para la leche condensada y un 71.14% para la evaporada.

1.2. Gastos de fabricación. Incluyen los costos fijos y costos variables. Los costos fijos son la mano de obra indirecta, la depreciación y la amortización (que es la inversión total dividida entre el número de años de vida útil del proyecto); representan el 9.64% de los costos totales para el caso de la leche condensada y el 6.47% para la evaporada. Entre los costos variables se encuentran el mantenimiento y los servicios auxiliares como el agua, combustible y energía eléctrica; representan el 8.29% para la condensada y el 6.45% para la evaporada.

1.3 Gastos de administración y ventas. Incluyen sueldos y salarios, gastos generales, transporte, viajes, seguros, comisiones y promoción. Representan el 11.85% de los costos totales para la leche condensada y el 15.94% para la leche evaporada.

Se estima que los costos totales de fabricación aumentarán en un 15% por año, dato obtenido por

investigación personal, utilizado en cálculo de presupuestos. Se escogió esta tasa de incremento ya que para el incremento en el precio de venta del producto se escogió 12%. Si la tasa de incremento de los costos es mayor que la del precio de venta y se tienen ganancias considerables, este margen de seguridad cubriría un aumento inesperado de los costos.

2. Ingresos. Para hacer el presupuesto de ingresos anuales hay que recordar que la planta tiene una vida útil de 15 años. También hay que recordar que la planta no producirá, desde un principio, la cantidad de producto para la cual está diseñada y además, que no se llegará a operar a la capacidad de diseño, ya que por más eficiencia y cuidado que se tenga en el proceso, aparecerán contratiempos y problemas que lo dificultarán. Por otra parte hay que tomar en cuenta que durante el desarrollo del proyecto pueden llevarse a cabo variaciones y mejoras al proceso con lo que la eficiencia y la capacidad de la planta aumenten, pero éstas no se tomaron en cuenta en este estudio.

Para representar la forma en que operará la planta, se diseñó la curva de aprendizaje donde se reflejan los problemas antes mencionados y que aparece en la tabla 8.6.

En ella se resumen las eficiencias de producción, la producción en sí y los ingresos por ventas para los 15 años de vida útil. El precio de venta inicial para intermediarios, de la lata de leche condensada de 0.882 lb es Q2.44 y el de una de evaporada es de Q1.91, ambos productos con una ganancia del 30%. El precio de venta del producto aumentará en un 12.0% por año, dato obtenido por investigación personal. Para razones de presupuesto se justifica que la tasa de incremento del precio de venta del producto sea menor a la del incremento de los costos. El precio promedio actual para el público para una lata de 0.882 lb de leche evaporada es de Q2.25 y de Q3.05, para una de condensada.

La utilización de la capacidad instalada de la planta será del 60% de la capacidad de diseño y la máxima del 95%.

$$\frac{168.2 - 162.4}{162.4} = 3.4$$

Tabla 8.4

Presupuesto de costos para la producción de leche evaporada

Costos	Rubro	Monto, Q
Costos de fabricación	Materia prima	1,036,816.66
	Mano de obra directa	55,380.00
	Materiales	656,637.89
Gastos de fabricación	Mano de obra indirecta	22,386.00
	Depreciación	42,269.85
	Amortización	94,511.43
	Agua	1,253.23
	Combustible	108,046.90
	Energía eléctrica	23,684.24
	Mantenimiento	25,560.00
Gastos de administración y ventas	Sueldos y salarios	97,006.00
	Gastos generales	68,880.00
	Transporte	71,750.00
	Viajes	11,480.00
	Seguros	55,104.00
	Comisiones	25,560.00
	Promoción	61,992.00
	Total	2,248,318.20
	Costo por lata	Q 1.34

Tabla 8.5

Presupuesto de costos para producción de leche condensada

Costos	Rubro	Monto, Q
Costos de fabricación	Materia prima	944,248.66
	Mano de obra directa	74,620.00
	Materiales	795,567.78
Gastos de fabricación	Mano de obra indirecta	16,614.00
	Depreciación	56,955.15
	Amortización	175,521.23
	Agua	2,327.42
	Combustible	145,584.31
	Energía eléctrica	31,912.56
	Mantenimiento	34,440.00
Gastos de administración y ventas	Sueldos y salarios	71,994.00
	Gastos generales	51,120.00
	Transporte	53,250.00
	Viajes	8,520.00
	Seguros	40,896.00
	Comisiones	34,440.00
	Promoción	46,008.00
	Total	2,584,019.11
	Costo por lata	Q 1.71

Tabla 8.6

Curva de aprendizaje

Año	Efic., %	Prod. latas evaporada	Prod. latas condensada	Ingresos, Q
1	60	1,103,413	908,350	4,323,892.55
2	65	1,195,364	984,046	5,246,322.97
3	70	1,287,315	1,059,742	6,327,872.62
4	80	1,471,217	1,211,134	8,099,676.96
5	90	1,655,119	1,362,525	10,205,592.97
6	95	1,747,070	1,438,221	12,065,278.80
7	95	1,747,070	1,438,221	13,513,112.25
8	95	1,747,070	1,438,221	15,134,685.72
9	95	1,747,070	1,438,221	16,950,848.01
10	95	1,747,070	1,438,221	18,984,949.77
11	95	1,747,070	1,438,221	21,263,143.74
12	92	1,691,899	1,392,804	23,062,677.17
13	89	1,636,729	1,347,386	24,987,909.34
14	85	1,563,168	1,286,829	26,728,640.11
15	85	1,563,168	1,286,829	29,936,076.92

C. Estado de resultados

En la tabla 8.7 se presenta el estado de resultados para el período de vida útil de la planta.

4663155.6 59

Tabla 8.7
Estado de resultados proyectado a 15 años

Año	Ingresos, Q	Costos prod., Q	Utilidad bruta, Q
1	4,323,892.55	3,025,402.39	1,298,490.00
2	5,246,322.97	3,769,147.14	1,477,175.83
3	6,327,872.62	4,667,943.76	1,659,928.86
4	8,099,676.96	6,135,011.81	1,964,665.15
5	10,205,592.97	7,937,171.52	2,268,421.45
6	12,065,278.80	9,634,844.32	2,430,434.48
7	13,513,112.25	11,080,070.97	2,433,041.28
8	15,134,685.72	12,742,081.62	2,392,604.10
9	16,950,848.01	14,635,393.85	2,297,454.16
10	18,984,949.77	16,851,402.94	2,133,546.83
11	21,263,143.74	19,379,113.37	1,884,030.37
12	23,062,677.17	21,582,212.58	1,480,464.59
13	24,987,909.34	24,010,211.49	977,697.86
14	26,728,640.11	26,370,765.99	357,874.12
15	29,936,076.92	30,326,380.89	- 390,303.97

D. Evaluación económica

1. Tasa interna de retorno. La tasa interna de retorno (tir) es la tasa de interés a la que descontados los flujos de fondos dan un valor presente neto

de cero (Peters, et al, 1980). Para calcular la tasa interna de retorno se usó el método de prueba y error y un valor de rescate de Q302,071.98. Los flujos de fondos se calculan multiplicando la utilidad bruta por la tasa de descuento. El cálculo se resume en la tabla 8.8 y el procedimiento se encuentra en el apéndice F.

Cuando la razón de la suma de flujo de fondos descontados sobre la inversión inicial es uno, la tasa de descuento es la tasa interna de retorno. Para este caso, con la tasa de 0.4135, se obtiene una razón de 1.0016 que para los fines de este proyecto se aproxima a uno y por lo consiguiente, el valor presente neto es cero.

2. Rentabilidad económica. La rentabilidad económica de un proyecto es la razón de las utilidades brutas promedio sobre la inversión inicial, multiplicada por 100 y expresada como porcentaje. El valor obtenido para esta razón en este proyecto es:

$$\text{R.E.} = \frac{1,644,368.34}{4,050,490.00} (100) = 40.6\%$$

3952726.4

Tabla 8.8

Flujo de fondos y valor presente neto

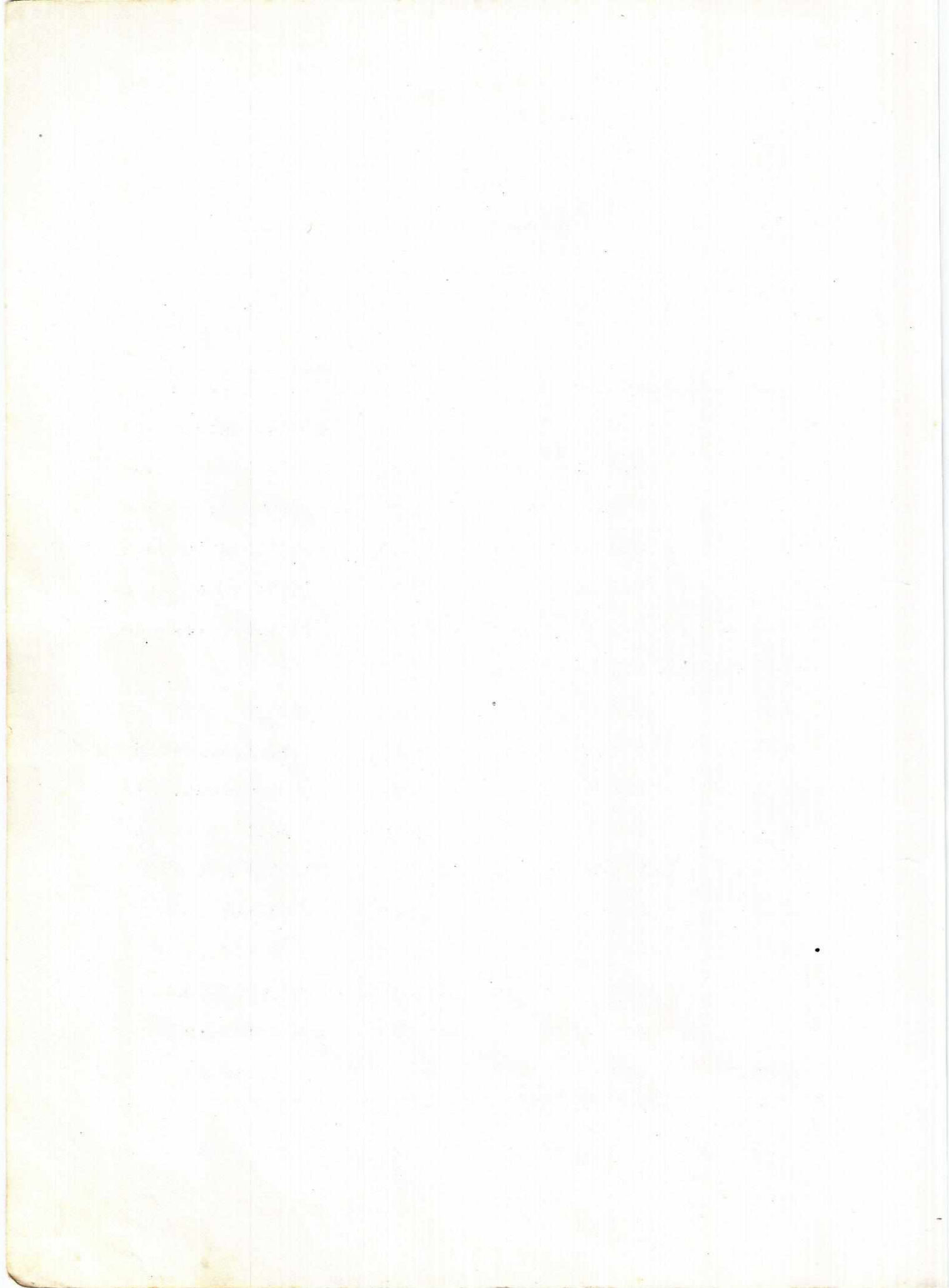
2939267.2

Año	Factor de descuento a $i = 0.4135$		Flujo de fondos, Q descontado
0	1.000	1.48	- 4,050,490.00
1	0.707	0.673	918,032.43
2	0.501	0.453	740,065.09
3	0.354	0.305	587,614.82
4	0.251	0.206	483,130.95
5	0.177	0.138	401,510.60
6	0.125	0.093	303,804.31
7	0.089	0.0628	216,540.67
8	0.063	0.0423	150,734.06
9	0.044	0.0285	101,087.98
10	0.031	0.019	66,139.95
11	0.022	0.0129	41,448.67
12	0.016	0.0087	23,687.43
13	0.011	0.0058	10,754.68
14	0.008	0.0039	2,862.99
15	0.006	0.0026	- 2,341.82
Rescate	0.006	0.0018	1,812.43

La razón es $4,046,885.24 / 4,050,490.00 = 1.0016$

0.0042
0.0030
0.0021
0.0015
0.001

0.0012
0.0008
0.0005
0.00036
0.000245



XI. CONCLUSIONES

Después de hacer el análisis del proyecto, se concluye que es, económicamente, factible construir y operar una planta de esta capacidad bajo las condiciones utilizadas en el diseño en este estudio. Hay que recordar que este tipo de análisis supone ciertos comportamientos económicos que en la realidad no son siempre ciertos o predecibles, ya que muchos de ellos se basan en estadísticas o en opiniones personales. La rentabilidad económica del 40.6% y la tasa interna de retorno del 41.35%, representan que el proyecto podría tener un buen futuro.

Una ventaja de este proyecto es que su capacidad puede ser aumentada o disminuida de acuerdo con la demanda, sin tener que hacer modificaciones al proceso. Con sólo variar el número de horas de operación se lograría el efecto requerido y la inversión sería mínima.

También se puede observar que la capacidad de la planta diseñada es pequeña debido a que el mercado también lo es, y esto puede deberse a que el precio de venta al público sea alto o que no se acostumbre el uso de estos productos. El precio por litro de leche a partir de leche evaporada

producida nacionalmente sería menor que el de la leche en polvo importada y no presentaría los problemas de preparación, como los que presenta la leche no instantánea de PROLAC.

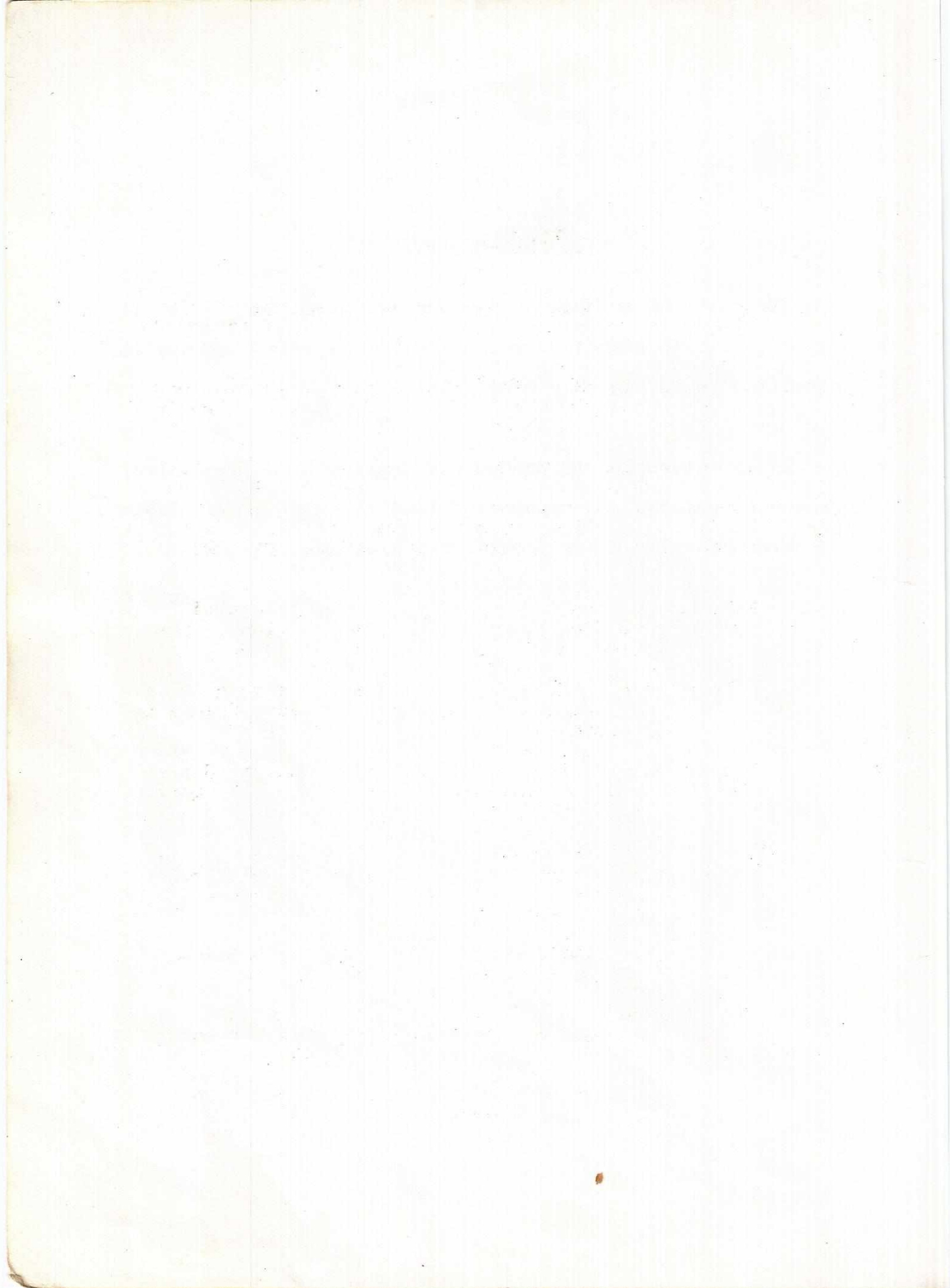
Por otra parte, la construcción de esta planta estará generando tecnología local y constituye una fuente de trabajo permanente para 35 personas. Además, se estaría ayudando al desarrollo de la industria lechera nacional y se evitaría que la leche entera fuese vendida de una forma inadecuada. Esta planta no estaría compitiendo con PROLAC ya que sus objetivos no son los mismos, es decir que PROLAC no fabricaría este tipo de concentrados y si los fabricara, tendría que cambiar parte del equipo que actualmente posee y comprar el adecuado para los concentrados líquidos.

Se puede concluir también que el hecho que PROLAC no tenga intenciones de producir concentrados líquidos de leche la descalifican como posible competencia y no se recomendaría la modificación de su proceso para la manufactura de éstos, en lugar de la construcción de esta nueva planta.

XII. RECOMENDACIONES

Efectuar un estudio de mercado más profundo y a nivel centroamericano para la exportación, y con esto aumentar la capacidad de la planta y generar divisas.

En un futuro podría producirse también leche en polvo, ya que el proceso de evaporación inicial es el mismo y sólo se agregarían las fases finales del proceso.



BIBLIOGRAFIA

- Ambler, C . "How to select the optimun centrifuge". 1969 Chemical Engineering. 76 (20): 96-102.
- * Calbert, H., and A. Swanson. "Process innovations improve fresh milk concentrate". 1956 Chemical Engineering. 63 (8):46-54
- Chen, J. Cane sugar handbook. 11th. ed. New York, 1983 John Wiley & Sons, Inc. 1134 pp.
- Chudacek, M. "Does your tank have the right shape?". 1984 Chemical Engineering. 91 (20): 79-83
- * DeClerk, D., and A. Patarcity. "32nd. biennial report on materials of construction". 1986 Chemical Engineering. 93 (24): 43-63
- EXXON Company. Principios fundamentales para la eficiencia de calderas. Estados Unidos de América. 22 pp.
- * Farrall, A. Engineering for dairy and food products. 1963 New York, John Wiley & Sons, Inc. 674 pp.
- Foust, A.; L. Wenzel, C. Clump, L. Maus, and L. B. Andersen. 1980 Principles of unit operations. 2nd. ed. New York, John Wiley & Sons, Inc. 768 pp.
- Hall, R. "Estimating equipment costs". 1988 Chemical Engineering. 95 (17): 66-74
- * Haw, C., and T. Hedrick. Drying milk and milk products. 1966 Westport (Connecticut), The AVI Publishing Company, Inc. 340 pp.
- I.C.A.I.T.I. Normas centroamericanas del 34040 al 34046. 1966 Guatemala

- Italia. F. A. O. 1986 Anuario FAO de producción.
1987 Roma. 40, 306 pp.
- Karassik, I. J.; W. Krutzsch, W. Fraser, and J.
1976 Messina. Pump handbook. New York,
McGraw-Hill Book Company.
- Kern, D. Procesos de transferencia de calor. Mé-
1965 xico, Compañía Editorial Continental, S.A.
de C.V. 980 pp.
- Kirk, R., y D. Othmer. Enciclopedia de tecnología
1961 química. México, Unión Tipográfica Hispa-
no-Americana. 16 tomos. Tomo 10.
- McCabe, W.; J. Smith, and P. Harriot. Unit opera-
1985 tions of chemical engineering. 4th. ed.
New York, McGraw-Hill Book Company. 960
pp.
- McGraw-Hill encyclopedia of food, agriculture &
1977 nutrition. New York, McGraw-Hill Book
Company. 732 pp.
- * Mehra, D. "Selecting evaporators". Chemical Engi-
1986 neering. 93 (3):56-79
- Moir, D. "Sedimentation centrifuges". Chemical
1988 Engineering. 95 (2): 42-48
- Perry, R. H. and D. Green. Perry's chemical engi-
1984 neers' handbook. 6th. ed. New York,
McGraw-Hill Book Company.
- Peters, M., and K. Timmerhaus. Plant design and
1980 economics for chemical engineers. 3rd.
ed. New York, McGraw-Hill Book Company.
973 pp.
- Porter, J. Milk and dairy foods. London, Oxford
1975 University Press. 64 pp.
- Revillá, A. Tecnología de la leche. 2da. ed. San
1982 José (Costa Rica), I.I.C.A. 400 pp.
- Seehafer, M. "Elaboración y enlatado aséptico de
1967 concentrados lácteos esterilizados".
F.A.O.: Estudios Agropecuarios N° 72,
Roma.

* Shreve, R., and J. Brink. Chemical process industries. 4th ed. New York, McGraw-Hill Book Company. 814 pp.

Singh, P., and D. Heldman. Introduccion to food engineering. Florida, Academic Press, Inc. 306 pp.

The Merck index. 10th. ed. New Jersey, Merck & Co., Inc.

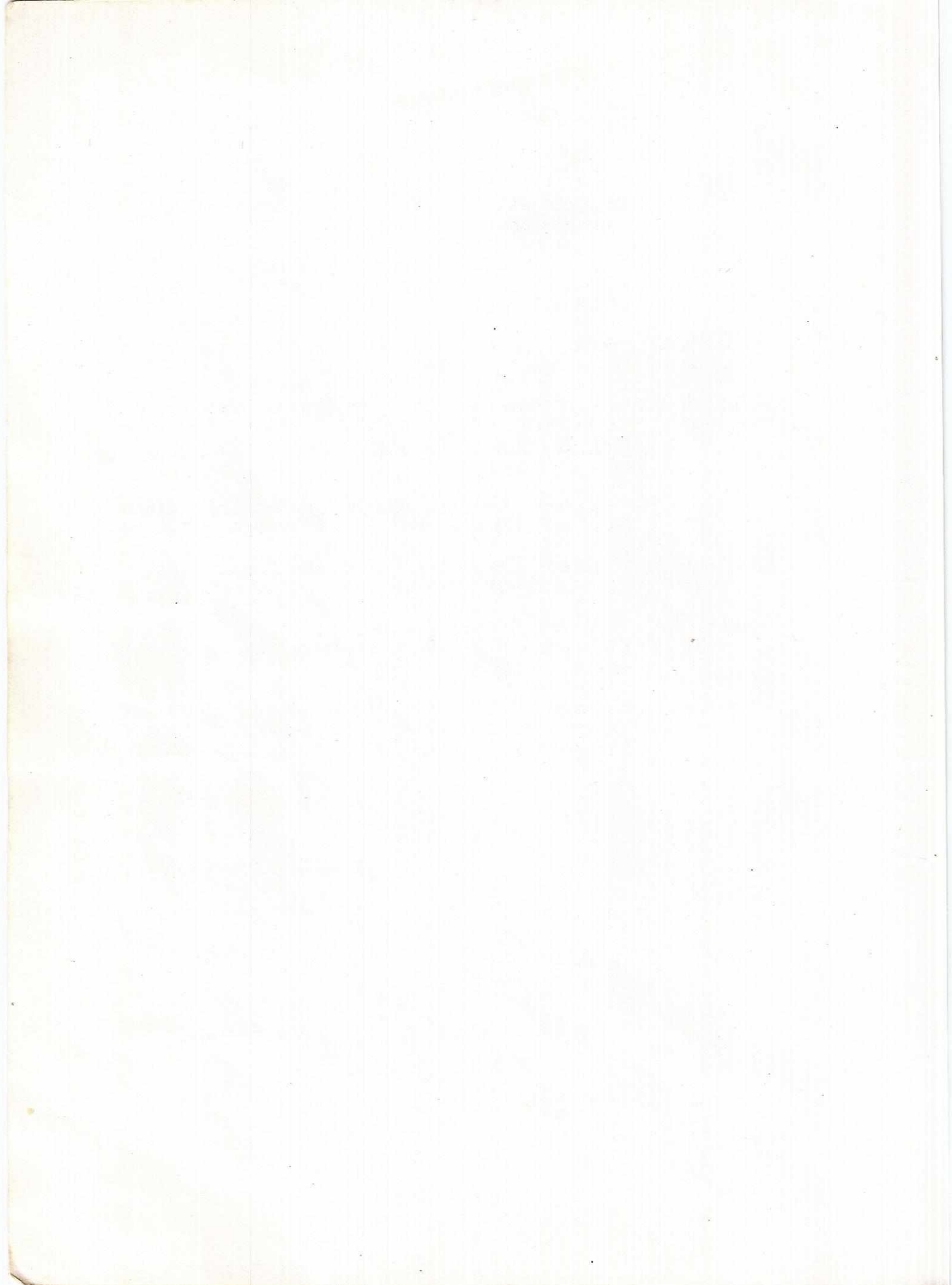
United States of America. United States Department of Health, Education and Welfare. Public Health Service publication N° 229. 185 pp.

Viejo, M. Bombas: teoría, diseño y aplicaciones. 2da. ed. México, Editorial Limusa. 290 pp.

→ Walas, S. "Rules of thumb". Chemical Engineering. 94 (4):75-81

Watt, B., and A. Merrill. Composition of foods. Washinton D.C., U.S. Government Printing Office. 190 pp.

Woodams, E., and J. Norrey. "Literature values of thermal conductivities of foods". Food Technology. 22 (4):50-57



APENDICE A

Disponibilidad de la leche

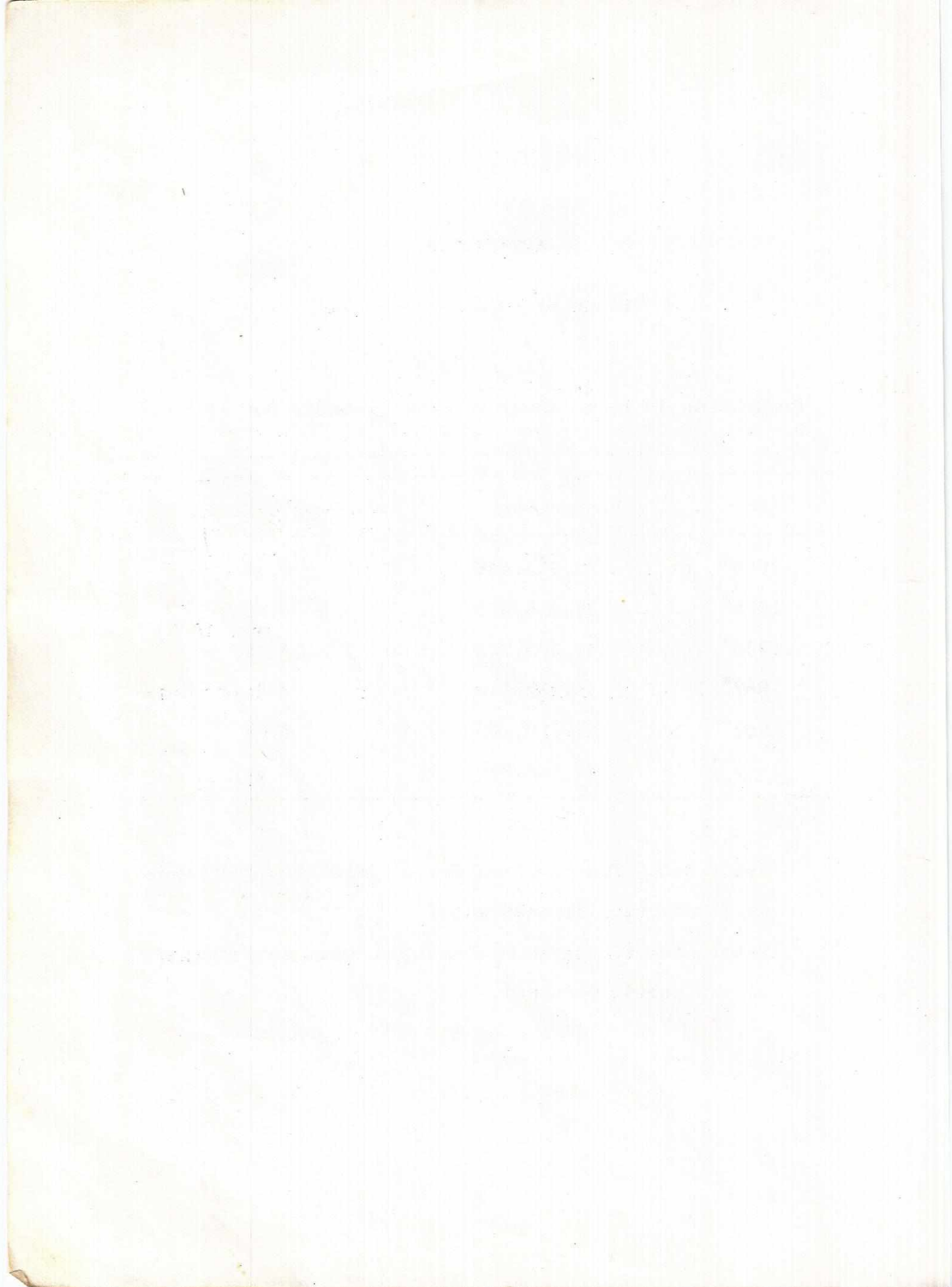
Tabla A 3.1

Producción de leche anual y costo promedio por litro

Año	Producción, l	Precio, Q/l
1984*	35,635,446	Ø.38
1985*	37,478,683	Ø.40
1986*	40,309,991	Ø.46
1987*	45,638,110	Ø.56
1988**	48,100,000	Ø.60
1989**	48,600,000	Ø.67

* Estos datos fueron obtenidos en la Dirección General de Estadística de Guatemala.

** Estos datos fueron obtenidos por entrevistas e investigación personal.



APENDICE B

Fórmulas más importantes y resumen de
cálculo de muestra

A. Diseño del calentador del evaporador

1. Coefficiente de película en tubos verticales.

$$\frac{h_i}{\left((k)^3 (d)^2 (g) / (u)^2 \right)^{1/3}} = 0.01 \left[\left(\frac{C u}{k} \right) \left(\frac{4G'}{u} \right) \right]^{1/3}$$

(Kern, 1965)

2. Coefficiente de condensación exterior en tubos verticales.

$$h_o = 0.943 \left(\frac{(k)^3 (d)^2 (g) (t)}{(sT) (L) (u)} \right)^{0.25}$$

(McCabe, et al, 1984)

B. Evaporador de dos etapas: balances de masa y energía

$$m_f = m_{v1} + m_{v2} + m_p$$

$$(m_s H_{vts} - m_s H_{cts}) U_2 (T_1 - T_2) =$$

$$(m_{v1} H_{vt1} - m_{v1} H_{ct1}) U_1 (T_s - T_1)$$

$$m_f H_f(T_f, x_f) + m_s H_s(T_s) = m_{v1} H_v(T_1) + m_{f1} H_{f1}(T_1, x_{f1}) + m_s H_c(T_s)$$

$$m_{f1} H_{f1}(T_1, x_{f1}) + m_{v1} H_v(T_1) = m_{v2} H_v(T_2) + m_p H_p(T_2, x_p) + m_{v1} H_c(T_1)$$

(Foust, et al, 1980)

donde el sub-índice 1 representa las condiciones de la primera etapa y el 2 de la segunda; f significa el flujo de líquido; s, el del vapor entrando al evaporador y v, el del vapor saliendo; y p, del producto.

C. Recipientes enchaquetados

$$\frac{h_j D_j}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N d}{u} \right)^{2/3} \left(\frac{C u}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{u}{u_w} \right)^{0.14}$$

(Kern, 1965)

y para recipientes con serpentines internos, la constante se cambia por 0.87.

D. Intercambiador de calor de tubos concéntricos con líquidos, en régimen turbulento

El procedimiento y las fórmulas se describen en Kern (1965, 141).

E. Flujo de combustible a la caldera

$$F_c = \frac{F_v \text{ (sH)}}{E_{\text{cald}} \text{ (HHV)}}$$

(EXXON, publicación)

F. Cálculo del calentador del evaporador (en base a condensada)

$$W = 3560.52 \text{ lb/h}$$

$$G' = 12,964.86 \text{ lb/h pies}$$

$$h_i = 1442.30 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$h_o = 641.349 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$h_i \text{ (corregido por u)} = 1432.78 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$h_o \text{ (corregido por u)} = 670.21 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$U_o = 270.84 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$U_i = 338.69 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$A = 118.95 \text{ pies}^2$$

$$N \text{ de tubos de 12 pie de largo y de 1" IPS} = 36$$

$$\text{Vapor requerido} = 2,535.34 \text{ lb/h}$$

$$\text{Diámetro de la carcaza} = 1.0433 \text{ pies}$$

G. Pre cristalizador

$$\text{Volumen a manejar} = 6.73 \text{ pies}^3$$

$$\text{Tiempo de residencia} = 0.5 \text{ h}$$

$$D \text{ del serpentín} = 1.98 \text{ pies}$$

$$D = 2.05 \text{ pies}$$

$$A \text{ del tanque} = 4.09 \text{ pies}$$

$$v \text{ del impeler} = 7500 \text{ rph}$$

$$h_c = 121.89 \text{ Btu/}^\circ\text{F pie}^2 \text{ h}$$

$$A = 7.77 \text{ pies}^2$$

H. Intercambiador de calor #1

$$Q = 72,165.08 \text{ Btu/h}$$

$$W \text{ de salm.} = 5939.51 \text{ lb/h}$$

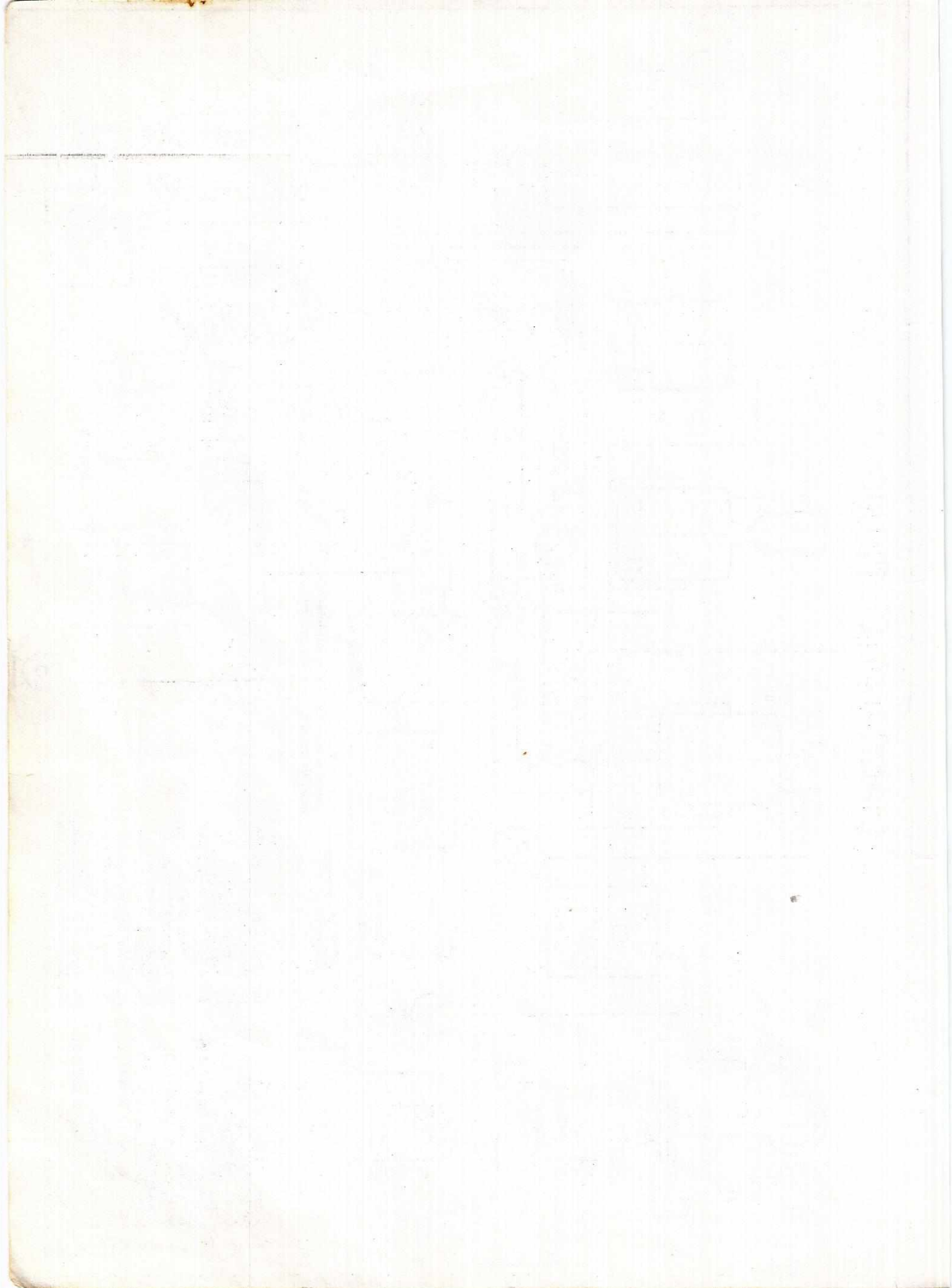
$$\text{MLDT} = 10.82 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_o = 927.17 \text{ Btu/h }^\circ\text{F pie}^2$$

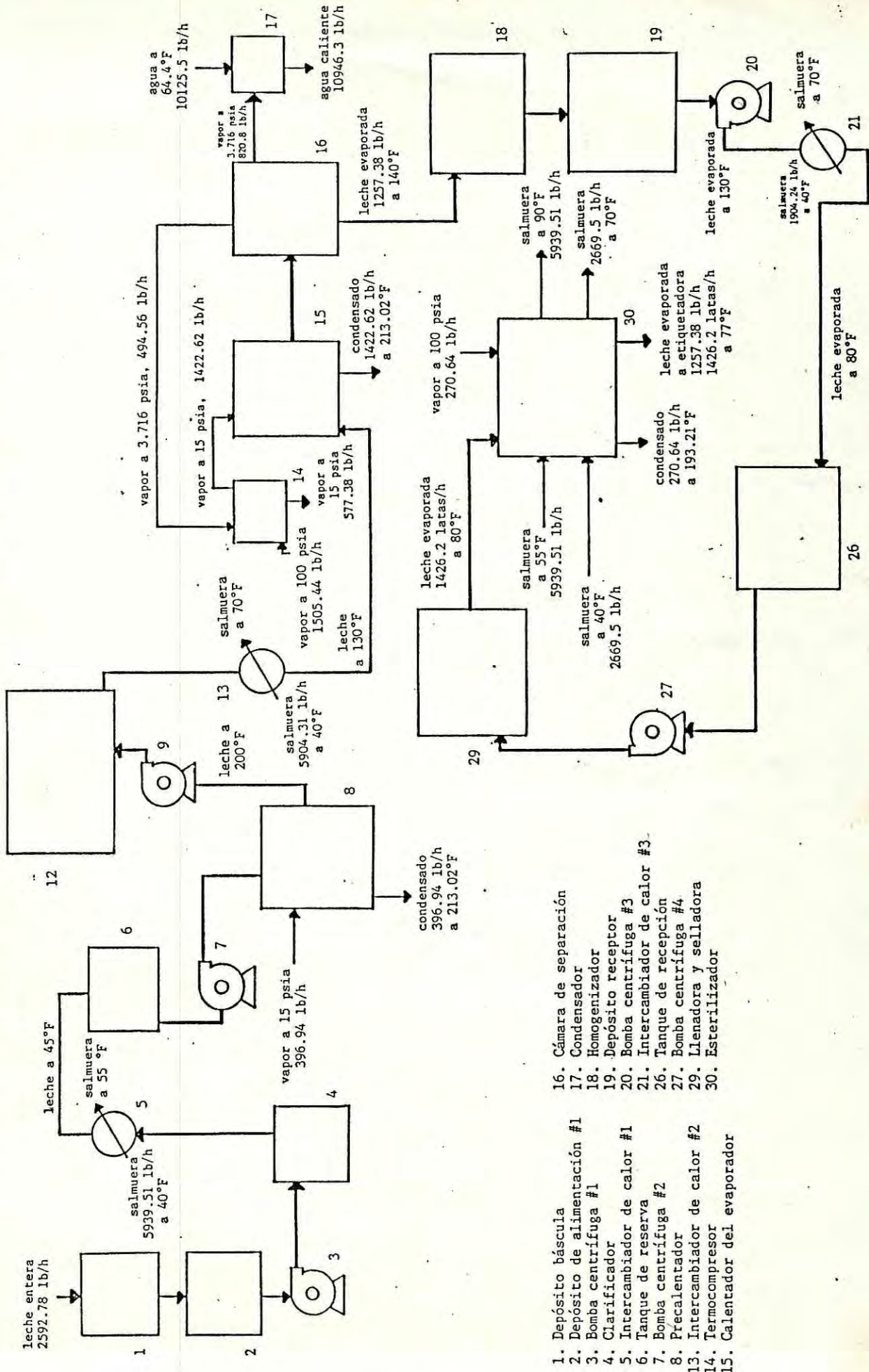
$$h_i = 1935.307 \text{ Btu/h }^\circ\text{F pie}^2$$

$$U_d = 370.36 \text{ Btu/h }^\circ\text{F pie}^2$$

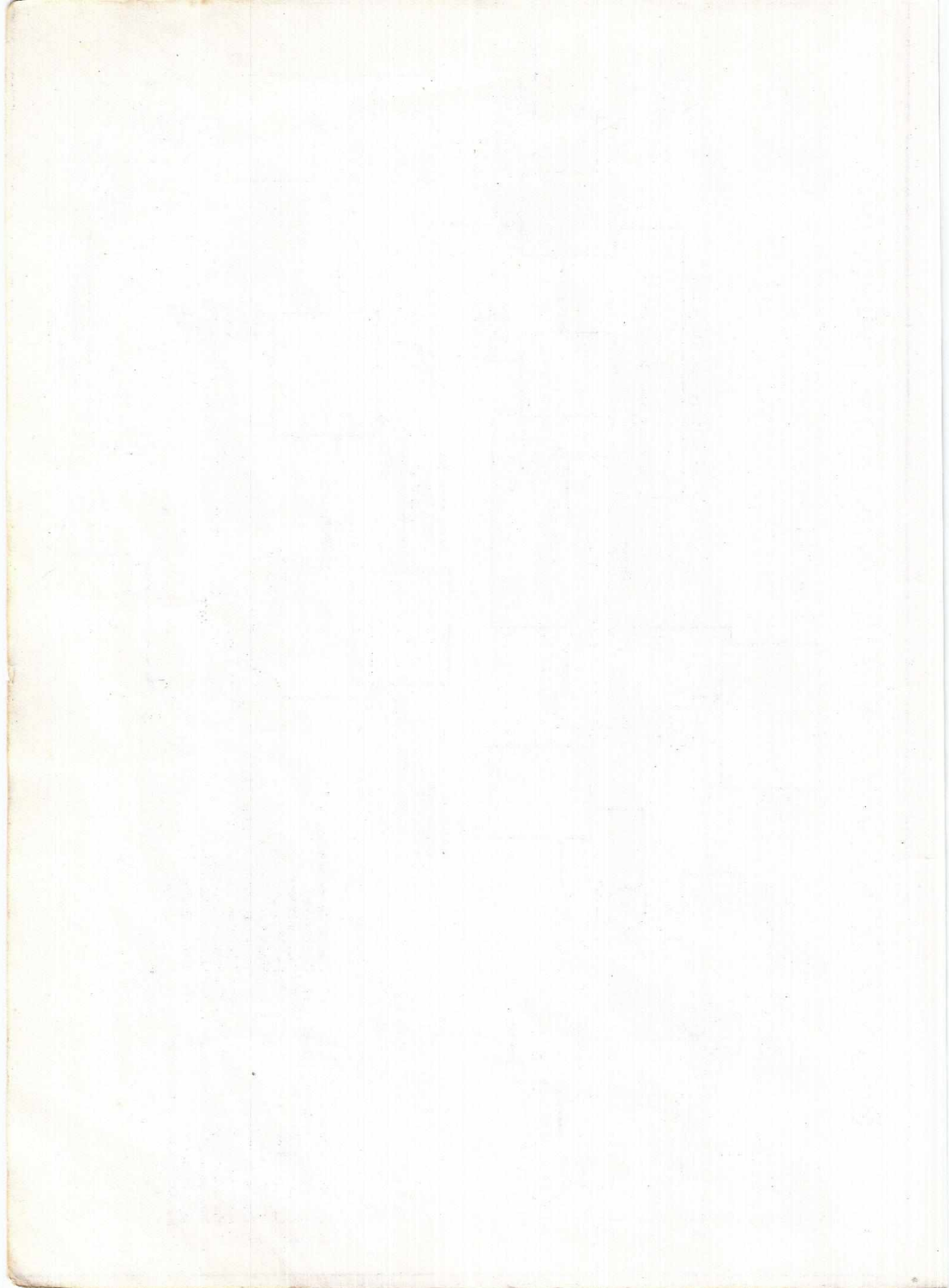
$$A = 18.0086 \text{ pies}^2 \quad \text{Largo} = 41.40 \text{ pies}$$



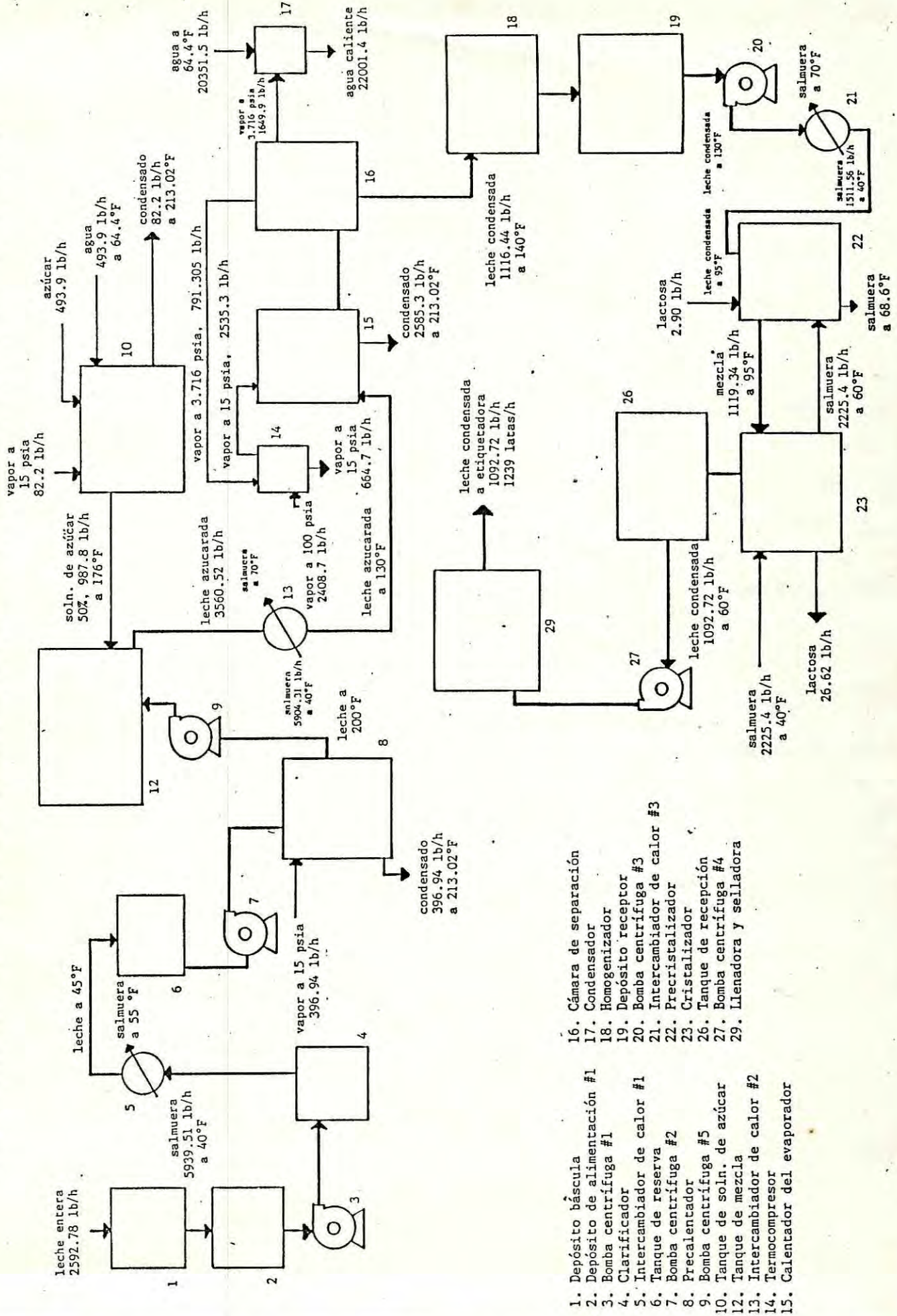
BALANCE DE MASA Y ENERGIA PARA LECHE EVAPORADA



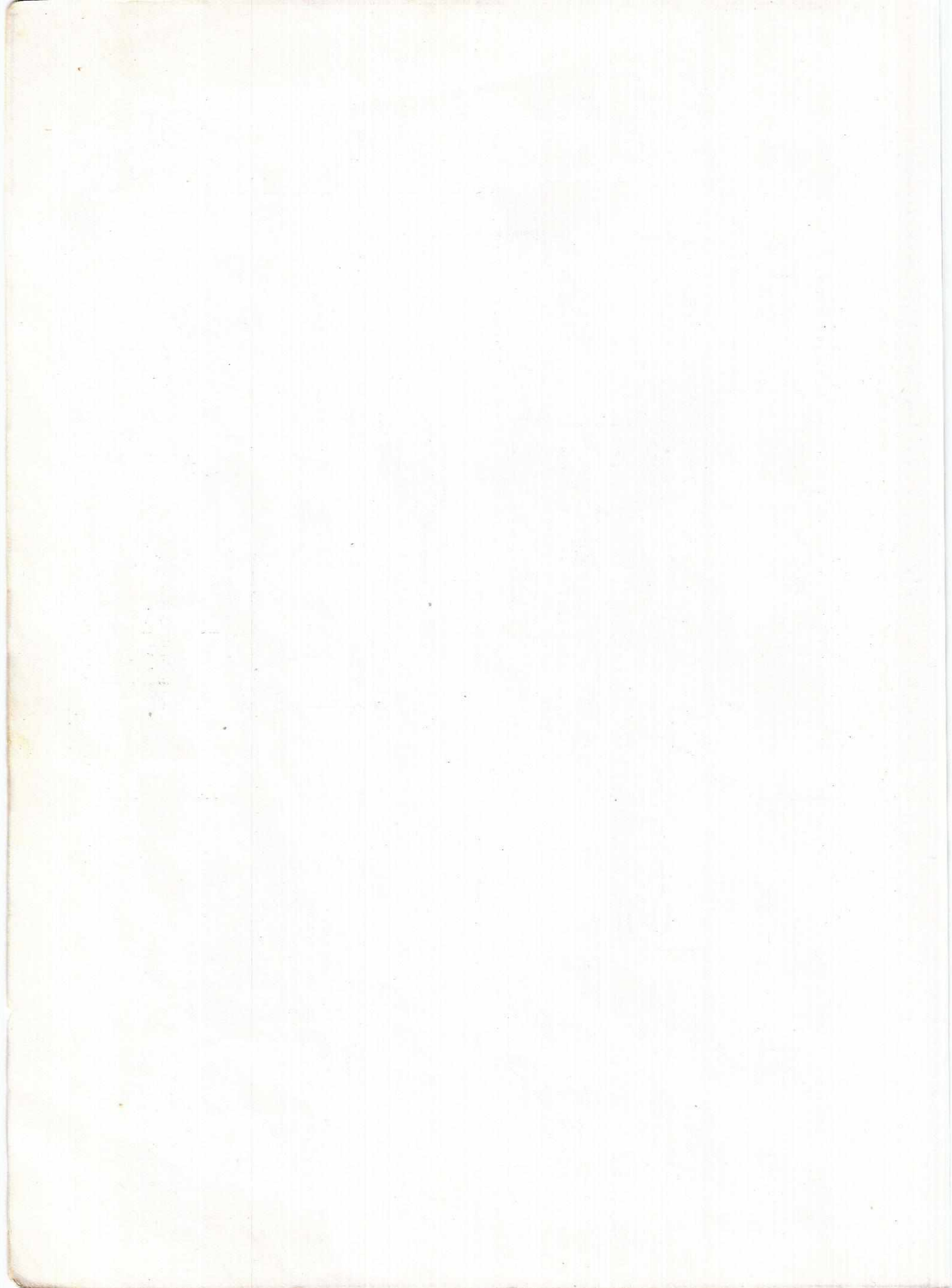
1. Depósito básica
2. Depósito de alimentación #1
3. Bomba centrífuga #1
4. Clarificador
5. Intercambiador de calor #1
6. Tanque de reserva
7. Bomba centrífuga #2
8. Precalentador
13. Intercambiador de calor #2
14. Termocompresor
15. Calentador del evaporador



BALANCE DE MASA Y ENERGIA PARA LECHE CONDENSADA



1. Depósito báscula
2. Depósito de alimentación #1
3. Bomba centrífuga #1
4. Clarificador
5. Intercambiador de calor #1
6. Tanque de reserva
7. Bomba centrífuga #2
8. Precalentador
9. Bomba centrífuga #5
10. Tanque de soln. de azúcar
12. Tanque de mezcla
13. Intercambiador de calor #2
14. Termocompresor
15. Calentador del evaporador
16. Cámara de separación
17. Condensador
18. Homogenizador
19. Depósito receptor
20. Bomba centrífuga #3
21. Intercambiador de calor #3
22. Precristalizador
23. Cristalizador
26. Tanque de recepción
27. Bomba centrífuga #4
29. Llenadora y selladora

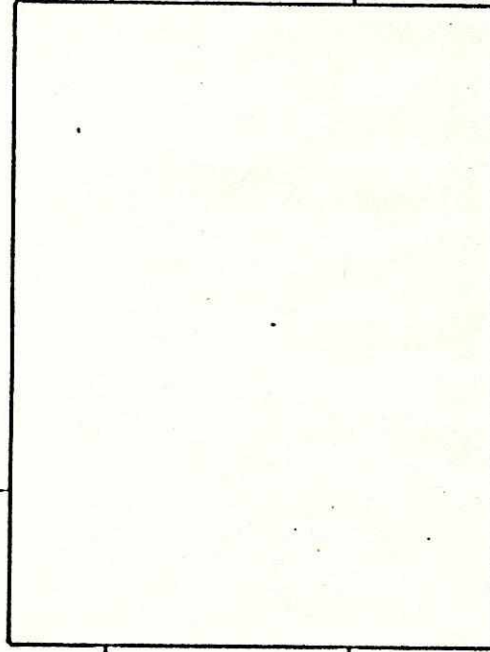


BALANCE DE MASA Y ENERGIA PARA SISTEMA DE PRODUCCION DE VAPOR

gases de chimenea
312.8 lb/h

bunker (aceite combustible #6)
312.8 lb/h

agua compensación
1271.2 lb/h
a 64.4°F



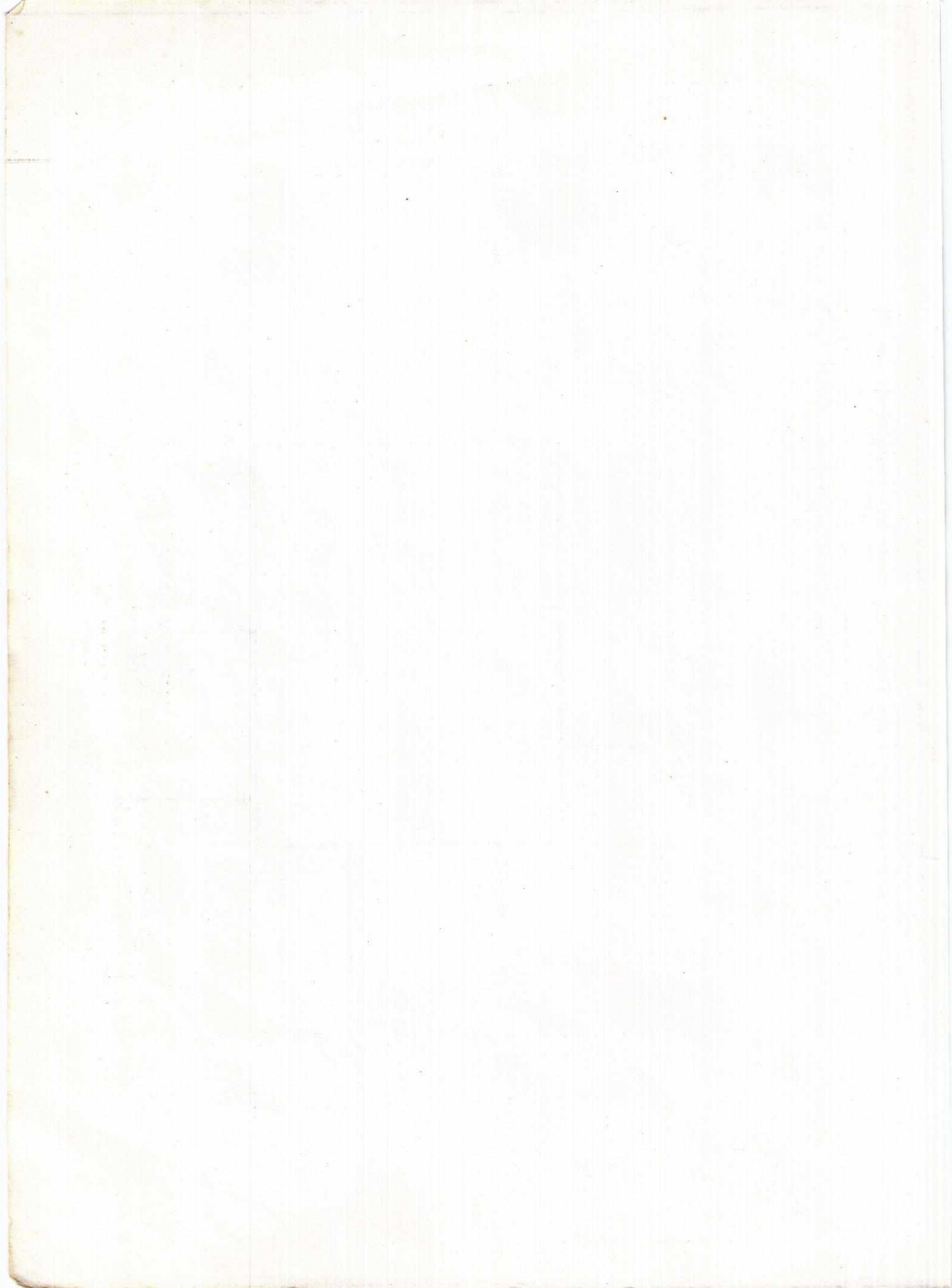
vapor 175 psia
3783 lb/h

condensado del esterilizador
270.64 lb/h
a 193.21°F

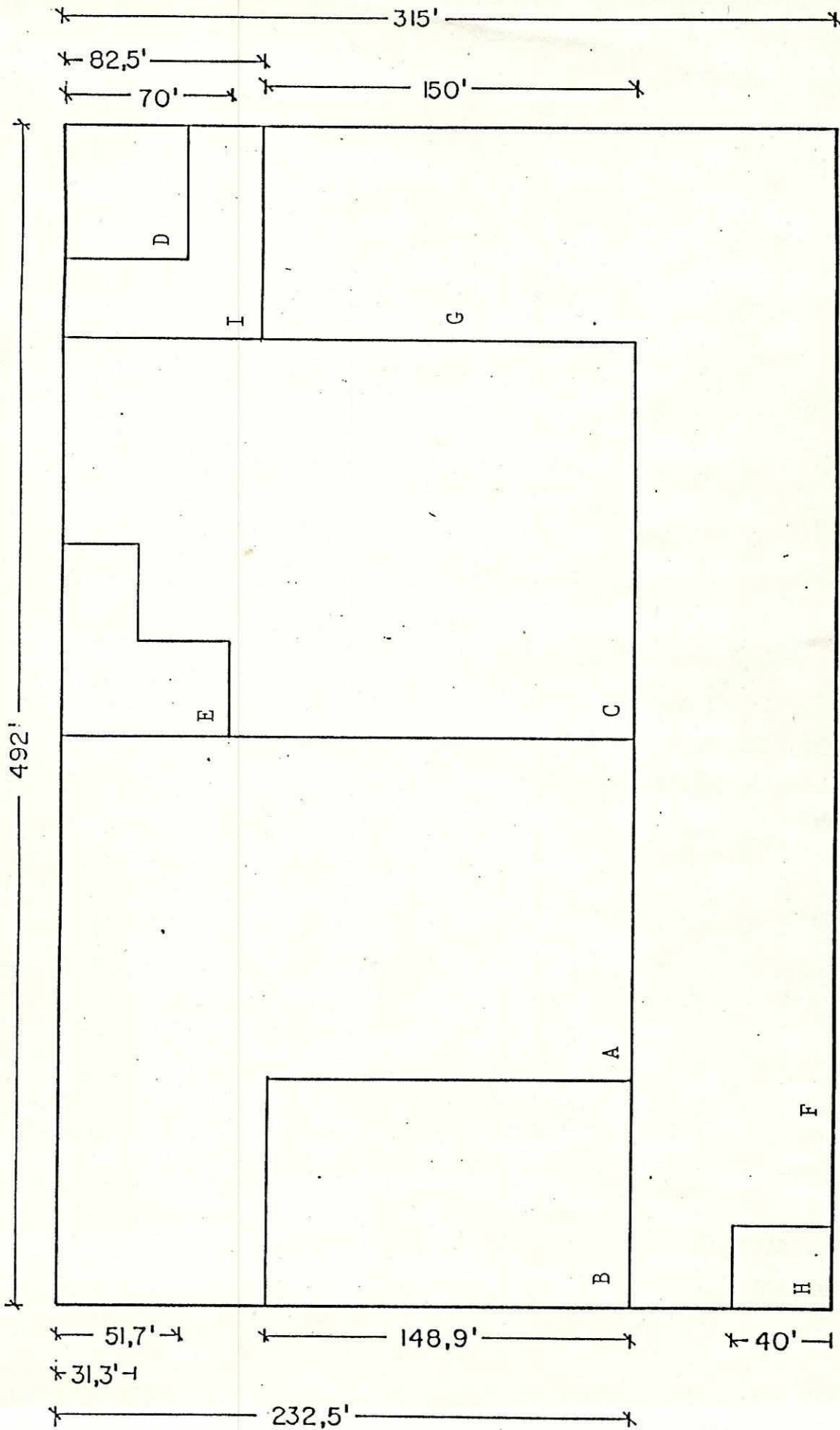
purga
414 lb/h

condensado de turbina
866.62 lb/h
a 192.25°F

condensado de evaporador y precalentador
2932.3 lb/h a 213.02°F



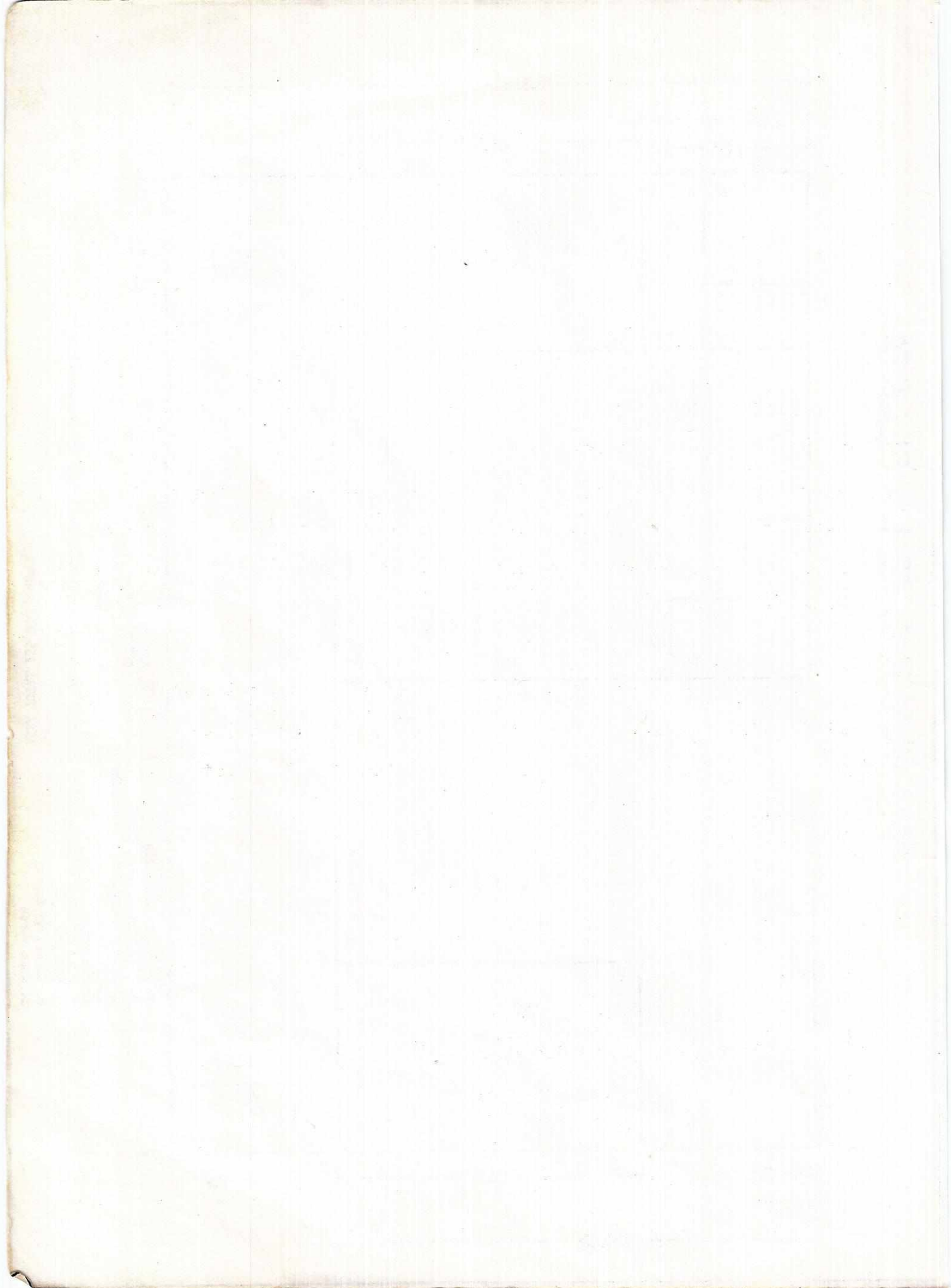
PLANO GENERAL DE LA PLANTA



- A. Area de producción
- B. Bodega de materia prima
- C. Bodega de producto terminado
- D. Oficinas
- E. Servicios
- F. Área de carga y descarga
- G. Parqueo
- H. Cuarto de fuerza
- I. Área verde

← 34' ←
 ← 38,7' ←
 ← 80' ←
 ← 167,7' ←
 ← 58' ←

AREA TOTAL 155,000 pies²



APENDICE F

Cálculo de la tasa interna de retorno

Para realizar el cálculo de la tasa interna de retorno se usó el método de prueba y error, que consiste en asumir un valor inicial arbitrario para la tasa de descuento y evaluar con ella el valor presente neto, y se va incrementando o disminuyendo el valor hasta que el valor presente neto sea cero.

Se asumió un valor inicial de $i=0.40$ y se calculó el flujo de fondos, que es el resultado de multiplicar el factor de descuento por la utilidad bruta. El factor de descuento se calcula con la fórmula:

$$f. d. = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

donde:

f. d. es el factor de descuento

i es la tasa de descuento

n es el año de descuento

agregar
Benef. - costo
Pto. eq -
 $\text{f. d.} = \frac{1}{TIR}$

Tabla F 8.1

Flujo de fondos descontado a diferentes tasas de interés

Año	Flujo de fondos $i = 0.40, Q$	Flujo de fondos $i = 0.41, Q$	Flujo de fondos $i = 0.4135, Q$
0	- 4,050,490.00	- 4,050,490.00	- 4,050,490.00
1	927,121.86	920,629.41	918,032.43
2	753,359.67	743,019.44	740,065.09
3	604,214.11	592,594.60	587,614.82
4	510,812.94	497,060.28	493,130.95
5	421,926.39	406,047.44	401,510.60
6	323,247.79	308,665.18	303,804.31
7	231,138.92	218,973.72	216,540.67
8	162,697.08	153,126.66	150,734.06
9	110,277.80	103,385.44	101,087.98
10	74,674.14	68,273.50	66,139.95
11	47,100.76	43,332.70	41,448.67
12	26,648.36	23,687.93	23,687.93
13	12,710.07	10,754.68	10,754.68
14	3,220.87	2,862.99	2,862.99
15	- 2,341.82	- 2,341.82	- 2,341.82
Resc.	1,812.43	1,812.43	1,812.43
V.p.n.	158,126.37	41,394.08	6,395.24

APENDICE G

Variables utilizadas

A	Superficie de transferencia de calor, pies ²
B	Altura del agitador sobre el fondo del recipiente, ancho de un enfriador atmosférico, pies
C, c	Calor específico del fluido, Btu/(lb)(°F)
D _i	Diámetro interno del tubo o tubería, pies
D _j	Diámetro interior del tanque, pies
D _o	Diámetro externo del tubo o tubería, pies
E _{cald}	Eficiencia de caldera
F _c	Flujo de combustible, gal/h
F _v	Flujo de vapor, lb/h
f. d.	Factor de descuento, adimensional
G	Masa velocidad, lb/(h)(pie ²)
G'	Carga líquida para película descendente w/nD, lb/(h)(pie)
g	Aceleración de la gravedad, pie/(h) ²
H _c	Entalpía del condensado, Btu/lb
H _f	Entalpía del líquido entrando, Btu/lb
H _p	Entalpía del líquido saliendo, Btu/lb
H _v	Entalpía del vapor, Btu/lb
HHV	High heat value
h _i , h _o	Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro interno o externo, Btu/(h)(°F)

h_j, h_c	Coefficiente de transferencia de calor para recipientes enchaquetados o con serpentín, Btu/(h)(°F)(pie ²)
i	Tasa de interés, adimensional
j	Factor para transferencia de calor, adimen.
k	Conductividad térmica, Btu/(h)(pie ²)(°F/pie)
L	Longitud del tubo o paleta del agitador, pie
m	Flujo másico, lb/h
MLTD	Diferencia de temperatura media logarítmica, °F
N	Velocidad del agitador, rph
N'	Velocidad del agitador, rps
N_{Re}	Número de Reynolds, $(d)(D)(v)/(u)$
N_{Pr}	Número de Prandalt, $(C)(u)/(k)$
P	Potencia, w
Q	Flujo de calor, Btu/h
T_1, T_2	Temperatura de entrada y salida del fluido, °F
t_f, t_w	Temperatura de película o de la pared, °F
$U_o, U_i,$ U_d	Coefficiente total de transf. de calor referido al diámetro externo o interno, o de diseño Btu/(h)(°F)(pie ²)
v	Velocidad del líquido, pie/s
W	Peso del flujo, lb/h
u	Viscosidad, lb/(pie)(h)
d	Densidad, lb/pie ³
t	Entalpía de vaporización, Btu/lb
sT	Diferencia de temperatura, °F