

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA – ENERGIA

"DISEÑO DE UN SECADOR ROTATORIO INDIRECTO,
PARA PRODUCIR 56 TM/DIA DE HARINA DE PESCADO,
APROVECHANDO LA ENERGIA CALORIFICA DE LOS
GASES DE ESCAPE DE LOS CALDEROS DE LA PLANTA
"UNION FISHING" S.A., CHIMBOTE"

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO MECANICO

1731

Br. ESCALANTE ESPINOZA NELVER JAVIER

CALLAO, NOVIEMBRE 2000

A MI MADRE:

POR SU DEDICACION,

COMPRESION Y SACRIFICIO,

PARA SUS HIJOS

INDICE GENERAL

PAG.

INTRODUCCION

CAPITULO I - PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. Fundamentación y antecedentes del problemas	9
1.2. Definición del problema	11
1.3. Objetivos y alcances de la tesis	12
1.4. Importancia y justificación de la tesis	16

CAPITULO II - EL MARCO TEORICO - HIPOTESIS DE TRABAJO

2.1. Definición del secado	17
2.2. Teoría de los secadores	18
2.3. Aplicación de la Psicrómetría al secado	21
2.4. Teoría del volumen de aire a evacuar	22
2.5. Clasificación de secadores	23
2.6. Normas para la instalación y conservación de los secadores	27
2.7. Hipótesis de trabajo y su operacionalización	28

CAPITULO III - METODOLOGIA : INGENIERIA DEL PROYECTO

3.1. Selección de la muestra, obtención y procesamiento de información	31
3.2. Condiciones de operación de los calderos	38
3.3. Condiciones y parámetros iniciales de los gases de escape	
3.3.1. Análisis volumétrico de los gases de escape	40
3.3.2. Determinación del flujo de gases disponible	43
3.4. Transporte de los gases de escape de los calderos al secador	
3.4.1. Determinación del diámetro de la tubería	45
3.4.2. Cálculo del espesor de la tubería	47
3.4.3. Espesor óptimo de aislamiento de la tubería	48
3.5. Condiciones del medio ambiente	61
3.6. Condiciones termodinámica de la harina a la entrada y salida del secador	62

3.7. Balance térmico considerando el flujo de masa y la cantidad de calor requerido	70
3.8. Cálculo de las kilocalorías que proporcionan los gases de escape	84
3.9. Cálculo del área de transferencia de calor	93
3.10. Dimensionamiento del secador	
3.10.1. Determinación del diámetro y longitud total del secador	99
3.10.2. Selección del espesor de plancha a utilizar	100
3.10.3. Espesor de aislamiento del secador	101
3.11. Diseño del tornillo transportador de alimentación al secador	
3.11.1. Tipo de insumo a transportar	108
3.11.2. Cálculo de la capacidad y velocidad del tornillo transportador	108
3.11.3. Cálculo de la potencia del transportador y del sistema de transmisión	111
3.12. Sistema de transmisión de potencia al secador	
3.12.1. Velocidad de rotación del secador.....	121
3.12.2. Potencia del motor	122
3.12.3. Cálculo del sistema de transmisión	128
3.13. Tiempo de permanencia del producto en el secador	139
3.14. Análisis estructural del secador	140
3.15. Cimentación de los equipos	
3.15.1. Cimentación de los apoyos del secador	176
3.15.2. Cimentación de los equipos del sistema de transmisión del secador	183

CAPITULO IV - OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL SECADOR

4.1. Funcionamiento en vacío	186
4.2. Regulación del flujo de alimentación de harina	186
4.3. Mantenimiento Preventivo	187

CAPITULO V - EVALUACION ECONOMICA - FINANCIERA

5.1. Inversiones realizadas	193
5.2. Costos directos	194
5.3. Costos indirectos	203
5.4. Costo de producción	204
5.5. Programación CPM al costo mínimo	205
5.6. Ingresos registrados	224
5.7. Índice de rentabilidad	225

CAPITULO VI- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. Conclusiones	227
6.2. Recomendaciones	232

BIBLIOGRAFIA	233
---------------------------	------------

APENDICE

A. Programas informáticos	235
B. Diagramas y tablas	246
C. Disposición de planta	259
D. Planos	261
PS-1 Secador General	
PS-2 Secador	
PS-3 Accesorios	
PS-4 Sistema de transmisión	
PS-5 Fundaciones	

INTRODUCCION

El momento de modernidad y cambios en que estamos viviendo, especialmente en el campo industrial y ante la insuficiencia de la oferta de energía proveniente de recursos nacionales, la importación de hidrocarburos se hace indispensable y necesario. Sabiendo que el desarrollo de nuevos recursos energéticos requiere de grandes inversiones y largos plazos para su realización.

La industria en general tiene que centrar sus estudios y experimentos en la **conservación y ahorro de la energía**, ya sea la energía térmica, como la energía eléctrica con un programa agresivo de ahorro de energía en los próximos años, centrandó su objetivo en obtener un rendimiento óptimo de la energía sin deteriorar la cantidad y/o calidad de la producción.

Los estudios y las experiencias obtenidas por países desarrollados han demostrado objetivamente que la conservación de la energía se ha convertido en la primera medida a adoptar ya que es la más accesible y barata que puede ser efectiva a corto plazo.

Toda medida que implique ahorrar energía requiere una inversión, entre las medidas más viables tenemos:

- Cambio ó modificación de un proceso
- Cambio ó adaptación de equipos
- Mejoras en aislamientos
- Recuperación de energías residuales, etc.

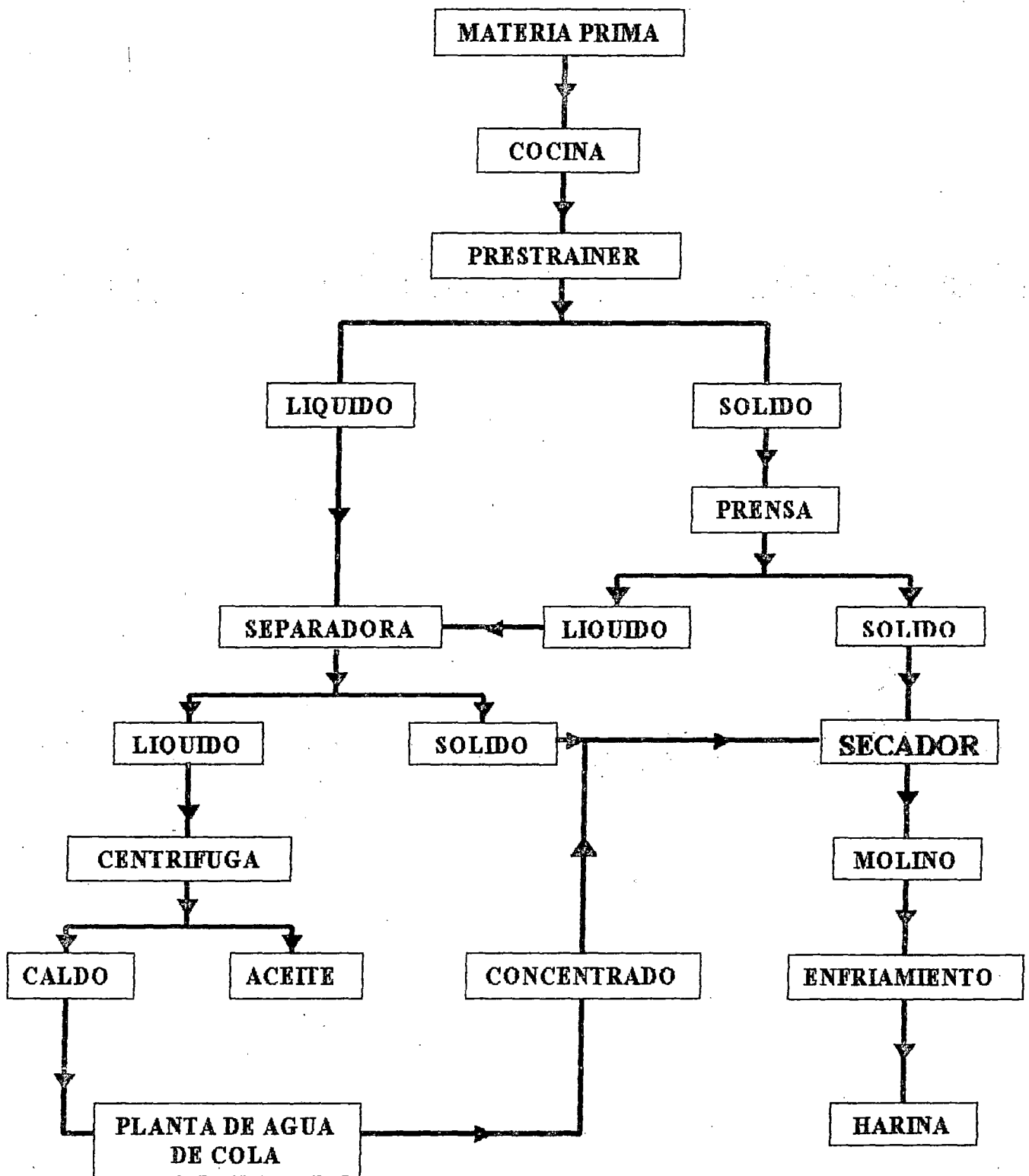
Nuestro proyecto centra sus estudios en el aprovechamiento de la energía térmica de los gases de escape de los calderos, que es una energía residual y que es totalmente desechado al medio ambiente, por la falta de un método o proceso de aprovechamiento, menospreciando totalmente su energía calorífica.

Por las condiciones propias de la planta Unión Fishing S.A. (Chimbote), y la magnitud de su producción, existe un flujo de gases de escape realmente considerable que es del orden aproximado de 60.000 m³/hr. (Condiciones normales), lo cual hace interesante el estudio de aprovechamiento de esta energía calorífica y aplicarlo a uno de los procesos de producción más importantes que es el **SECADO DE LA HARINA DE PESCADO**.

EL AUTOR

DIAGRAMA DE FLUJO

PRODUCCION DE HARINA DE PESCADO



PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. FUNDAMENTACION Y ANTECEDENTES DEL PROBLEMA

FUNDAMENTACION

A partir de la crisis energética de la década del 70, como consecuencia de la suspensión de los embarques de petróleo crudo por parte de algunos productores árabes, el precio del barril de petróleo se ha venido incrementando constantemente, situación que ha generado en muchos países, sobre todo en América, procesos inflacionarios y recesos en las economías cuyas secuelas se dan en el orden social, tales como desempleo, subempleo, pobreza extrema, desnutrición, entre otras.

En respuesta a esta situación, en muchos países importadores de petróleo se aplicaron políticas nacionales de ahorro de combustible derivados del petróleo y sustitución por otras fuentes de energía, dentro del diseño de una estrategia económica global.

Como resultado de la aplicación de estas políticas, en las décadas de los 80 y 90, se consiguió rebajar el consumo mundial de petróleo al mismo tiempo que la capacidad de producción petrolífera mundial se ha visto incrementada.

Los países europeos, como consecuencias de la mejora de eficiencia energética alcanzada, consumen 20% menos de petróleo que en 1986, habiendo crecido su PBI a un ritmo anual del 2%.

El sector industrial, en nuestro país, en relación con el consumo de combustible se caracteriza fundamentalmente por los bajos niveles de utilización de la energía y por la marcada dependencia del petróleo.

Esta situación pone en evidencia la importancia del ahorro y sustitución de energía en las plantas industriales del país, como es el caso de las plantas productoras de harina de pescado que toman como base el petróleo para la obtención de la energía calorífica utilizada en el proceso de producción de este recurso de tanta incidencia en la economía nacional.

El efecto inmediato del ahorro de energía se da:

- a. En la reducción de los costos de producción
- b. En la reducción del consumo de los derivados del petróleo.

Según la experiencia alcanzada por otros países y estudios realizados por el nuestro (CENERGIA, PETROPERU, ELECTROPERU, ETC.), se ha estimado un ahorro potencial de 700,000 TEP, con la utilización eficiente de la energía en la industria. Este ahorro equivale al 30% del consumo energético del sector industrial.

Esta situación descrita nos plantea un reto que debemos asumir con responsabilidad a fin de utilizar en forma eficiente nuestros recursos energéticos que permitan elevar los índices de productividad de nuestras plantas industriales a partir del ahorro de energía.

ANTECEDENTES

Existen estudios realizados por instituciones privadas y estatales como es el caso del ITINTEN (Indecopi), Ministerio de Energía y Minas, etc. Acerca de programas puestos en practica sobre ahorro y sustitución de energía con resultados bastantes positivos, llegándose incluso a identificar las actividades industriales en las que se ha presentado ahorro de energía, tales como:

<u>ACTIVIDAD</u>	<u>% DE AHORRO ALCANZABLE</u>
Combustión	15 - 30
Generación de vapor	5 - 20
Distribución y uso de vapor	15 - 40
Operación	20 - 40
Procesos	5 - 50
Energía Eléctrica	5 - 15

Para el caso específico de la producción de harina de pescado existen estudios realizados en las plantas de Pesca Perú sobre ahorro de energía; estudios dirigidos al aprovechamiento racional del vapor generado, a partir del consumo de energía calorífica, que se emplea para la cocción del pescado en los diferentes procesos hasta la obtención del producto final que es la harina de

pescado. Estos estudios demostraban que en el proceso de producción se perdía gran cantidad de vapor ya sea por fugas, por mala instalación de Instrumentos y accesorios de control, falta de aislamiento de las líneas de vapor y evacuación del condensado sin ningún aprovechamiento, por lo que resultaba imprescindible la reingeniería de los procesos y el rediseño de las plantas para evitar estas pérdidas de energía que se presentaban, evitando de esta manera el encarecimiento de los precios del producto y por ende la falta de competitividad empresarial.

1.2. DEFINICION DEL PROBLEMA

El problema para el aprovechamiento de la energía calorífica de los gases de escape radica principalmente en dos aspectos:

A) - GRADO DE FLUIDEZ E IMPUREZAS DE LOS GASES

Por la composición química de los gases y el grado de operación de los calderos, el flujo pueda que en un momento indeterminado tenga cierto grado de impurezas (hollín), lo cual implicaría que al inyectarlo al secador bajo estas condiciones tendería a repercutir en la transferencia de calor y en una distorsión de la fluidez de los gases.

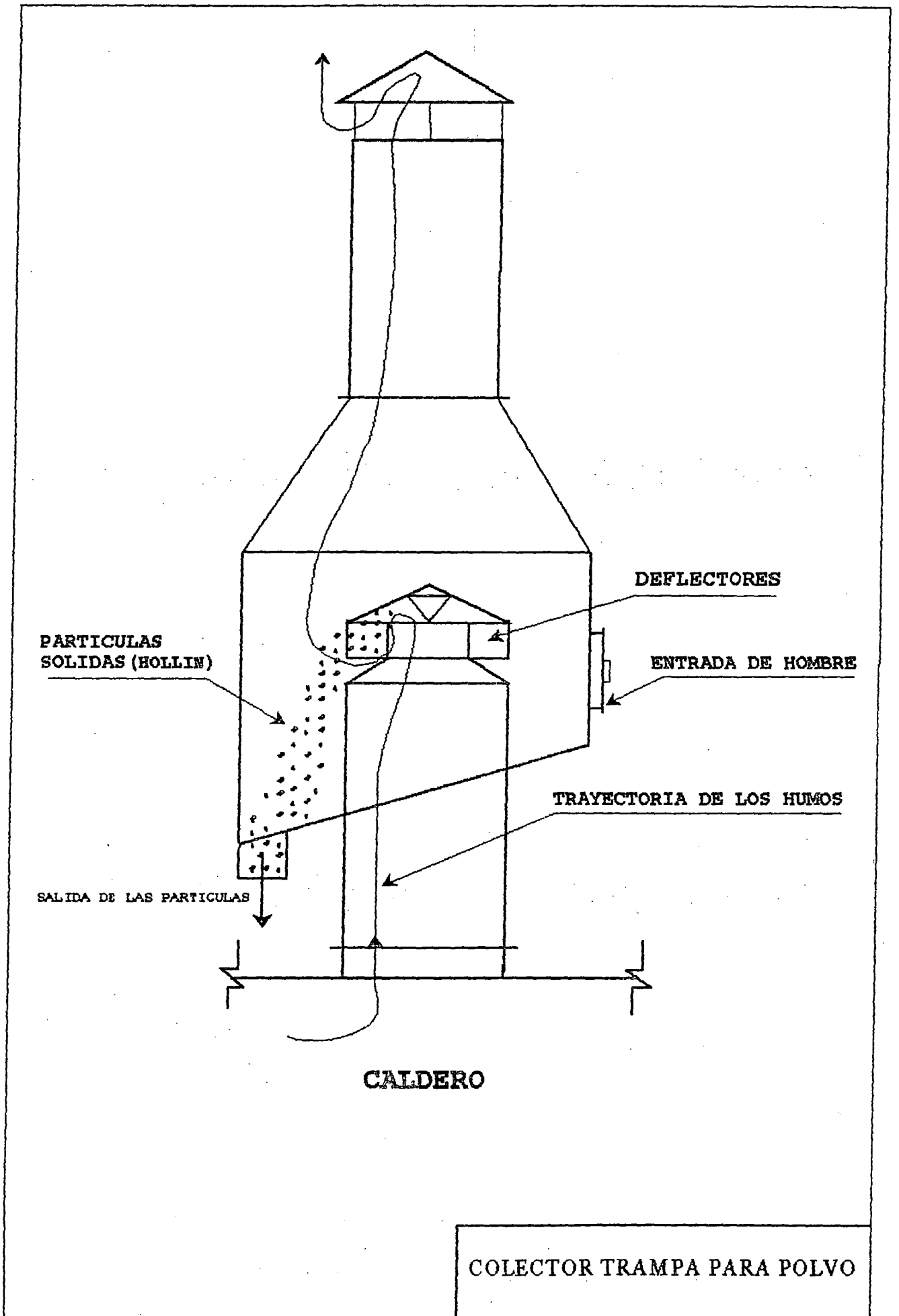
Para evitar este problema necesitamos previamente filtrar los gases; Esto lo lograremos instalando en las chimeneas de los calderos Colectores de polvo¹, lo cual nos permitirá atrapar las impurezas é partículas sólidas (hollín), Esto significa obtener un flujo de gases lo más limpio posible.

B) - PORQUE SUSTITUIR EL VAPOR POR LOS GASES

Los secadores indirectos alimentados por vapor saturado, generalmente trabajan a una presión de: 4 Kg/cm², si con esta presión nos vamos a las tablas de termodinámica vemos que para esta presión le corresponde una temperatura de 142,89 °C.

La temperatura de salida de los gases de escape de los calderos a condiciones optimas de operación esta en el rango de: 200 °C - 215 °C, es decir

¹ COLECTOR DE POLVO; Este dispositivo de filtrado, consiste en que las partículas sólidas que se obtienen como producto de una mala combustión, no sean expulsados al medio ambiente y como ende nos permita obtener una transferencia de calor más eficiente en el secador.



COLECTOR TRAMPA PARA POLVO

PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO:

Los productos - Gases que salen por la chimenea - obtenido por la combustión impactan en una superficie cónica haciendo que las partículas sólidas presente en el flujo de gases pierdan parte de su velocidad, posteriormente estas partículas ingresan é impactan con los deflectores (Orientados con cierta inclinación con respecto a su eje), haciendo que las partículas minimicen su velocidad y logren precipitarse por diferencia de peso específico con dirección hacia el fondo del colector.

La recuperación y/o captación de las partículas sólidas en el colector trampa para polvo para el Caldero N° 6:

Potencia	: 500 Hp.
Producción de vapor saturado	: 6700 Kg./hr.
Consumo de combustible	: 106 Gl./hr
Flujo de gases	: 6644 Kg./hr.

Es de: 0,35 Kg./hr; De estas partículas sólidas captadas la mayor parte (80% aproximadamente) representan finos, es decir partículas de 400 micras de diámetro promedio, las demás partículas captadas son partículas de forma y dimensiones irregulares. Por lo tanto con los seis (6) calderos en funcionamiento estamos captando aproximadamente 2,10 Kg./hr. de partículas sólidas.

IMPACTO AMBIENTAL:

La recuperación de contaminantes sólidos presente en los gases de escape de los calderos como resultado de la combustión, nos permite disminuir el grado de contaminación ambiental que afecta en forma alarmante a la población (Incomodidad, males respiratorios, etc), y a los terrenos agrícolas (Afecta el desarrollo normal de los sembríos, volviendo improductivo al terreno con el transcurrir del tiempo, etc), ubicados en los alrededores de las fabricas pesqueras.

que reemplazar a nivel de temperatura el vapor por los gases no implica problema alguno para la transmisión de calor.

La presión de salida de los gases de escape es baja la suficiente y la necesaria para evacuar los gases de los calderos y vencer la presión atmosférica.

Lo cual implicaría entonces que el problema estaría en la presión, para esto estamos requiriendo de un ventilador que nos permita ganar la presión necesaria para facilitar la velocidad de transmisión de calor de los gases y la presión necesaria para vencer la resistencia del secador.

En conclusión la sustitución de los parámetros de presión y de temperatura es viable; Primero porque a nivel de temperatura los gases de escape de los calderos poseen una mayor temperatura que es del orden de: 67°C, con respecto al vapor a su presión de trabajo.

Segundo, a nivel de presión el problema es totalmente superable sin dificultad alguna, lógicamente que para lograr la presión necesaria vía el ventilador, va implicar una pérdida o caída de temperatura de los gases de escape por más aislados que estén tanto las tuberías de admisión y de descarga del ventilador y de este propiamente dicho.

1.3. OBJETIVOS Y ALCANCES DE LA TESIS

OBJETIVO GENERAL:

- Proponer una metodología para el diseño de secadores rotatorios a partir de programas de ahorro de energía calorífica que permitan por un lado elevar la productividad de las plantas de harina de pescado y por otro lado reducir sus costos de producción.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

- Diseñar un secador rotatorio de 56 TM/Día de capacidad de producción de harina de pescado aprovechando la energía calorífica residual de los gases de escape de los calderos de la planta de conservas y harina de pescado "Unión Fishing" S.A. (Chimbote).
- Efectuar cálculos para determinar el flujo calorífico residual del portador de energía contenido en los gases de escape de los calderos.

- Determinar los parámetros de diseño del secador rotatorio mediante el empleo de programas informáticos previamente elaborados.
- Reducir los costos de producción de la harina de pescado y elevar la productividad de la planta a través del ahorro de inversión.

ALCANCES DE LA TESIS:

La experiencia de muchos años de trabajo en la industria pesquera de transformación, ha permitido conceptualizar a las plantas productoras de harina de pescado sean estas: estatales, paraestatales ó privadas ubicadas a través de nuestro litoral peruano, como centros transformadores de materia prima (pescado), con elevados porcentajes de perdidas de energía calorífica.

La energía calorífica utilizada en el proceso de producción de la harina de pescado y sus derivados, Es generada a partir de la quema de petróleo materia importante en el proceso de combustión. Este consumo de petróleo por dichas plantas hace que los costos operativos de las mismas sean bastantes considerables, por lo que su incidencia en el precio del producto terminado resulta ser el principal componente.

Las diferentes industrias que utilizan petróleo como materia prima en el proceso de combustión para la generación de energía calorífica, tienen que racionalizar convenientemente este recurso a fin de hacer eficientes los procesos productivos. Esto significa que la utilización de la energía calorífica debe ser cuidadosamente racionalizada ya que cualquier perdida que de ésta se produzca por más insignificante que parezca, a escala unitaria tiene efectos negativos a escala global, haciendo muchas veces que las plantas colapsen por no ser competitivos en el mercado al que se circunscriben. Por esto en la actualidad los programas de ahorro de energía se dirigen al estudio y análisis de la energía ya sea desde las formas como se genera hasta las formas de como se utiliza en los diferentes procesos productivos que intervienen.

En tal sentido, el alcance del presente trabajo no solamente esta dirigido, en cuanto a su aplicación al sector pesquero, que para este caso especifico se ha proyectado, sino en general en todas las industrias que utilizan la energía calorífica del petróleo como elemento fundamental en la producción, tal como la industria del cemento, alimentos, textil, plásticos, papel, entre otras. Claro está que para cada caso se tendrán que realizar las modificaciones, adaptaciones ó replantees tecnológicos que demanden los procesos industriales en los equipos respectivos que se diseñen para ahorrar energía.

1.4. IMPORTANCIA Y JUSTIFICACION DE LA TESIS

La tesis motivo de la presente investigación es importante debido a que no se tienen que realizar inversiones iniciales para generar la energía calorífica que será utilizada en el secado de la harina de pescado de la planta "Unión Fishing" S.A. ubicada en la ciudad de Chimbote, sino por el contrario se trata de ahorrar esa inversión y aprovechar los gases de escape de los calderos que vienen trabajando en el proceso de producción de la conserva y harina de pescado y en consecuencia aumentar la producción de la planta con una pequeña inversión de capital a partir del ahorro de energía generada y que actualmente se viene perdiendo a través de los gases de escape que se desechan a la atmósfera. Aquí radica la importancia de la tesis que consiste en utilizar esa energía perdida, en el secador rotatorio indirecto y lograr incrementar la producción de la planta en 56 TM/Día.

En cuanto a la justificación de la tesis, esta se da por el ahorro económico que significa trabajar con un secador rotatorio indirecto que utiliza como sustancia de trabajo los gases de escape de los generadores de vapor, los que se encuentran operando en la actualidad, frente a los secadores a fuego directo para lo cual necesariamente se tiene que quemar combustible con toda una tecnología a usar, lo mismo se da con los secadores indirectos que utilizan vapor de agua como sustancia de trabajo lo que implicaría tener que producir necesariamente ese vapor de agua. Como observamos en los dos últimos casos se tienen que realizar inversiones iniciales considerables, mientras que en el propuesto la sustancia de trabajo está, pero perdiéndose actualmente.

La utilización de este flujo de gases como medio de transferencia de calor al secador implica reemplazar ó sustituir una producción de 2.000 a 2.500 Kg./hr. de vapor aproximado, que vendría a ser la producción de un caldero de 200 BHP aproximadamente, esto significa ahorro económico de:

- Inversión en la adquisición de un equipo térmico completo para la producción de vapor.
- Mantenimiento y reparaciones periódicas de los equipos é instalaciones del generador de vapor.
- Costos de operación.

En resumen, todo lo planteado se traduce en términos económicos en una disminución considerable de los costos de producción de la harina de pescado y competitividad de la planta productora, de allí su importancia y justificación de la presente tesis.

EL MARCO TEORICO - HIPOTESIS DE TRABAJO

2.1. DEFINICION DEL SECADO

La desecación, el desecado ó secado de sólidos, se refiere generalmente a la separación de un líquido de un sólido, por evaporación. Los métodos mecánicos para separar un líquido de un sólido no se consideran por lo común como una operación de desecado o secado, aunque a menudo proceden a una operación de esta naturaleza, ya que es menos costoso, muchas veces, más fácil utilizar métodos mecánicos que térmicos.

Al secarse una sustancia en el aire ocurre una serie de fenómenos sencillos, fácilmente explicables por las nociones físicas generales ya conocidas. Algunas palabras empleadas en el léxico del secado tiene un significado tal, que por su exacta interpretación queda ya explicado el mecanismo del proceso.

Sabemos lo que significa "humedad relativa" y "temperatura humedad" y cómo por la exacta aplicación de su definición pueden resolverse los problemas de secado.

Llamamos "HUMEDAD RELATIVA" del aire, a la relación entre el peso de vapor de agua contenido en cierto volumen y el tendría si estuviese saturado a la misma temperatura, también es igual a la relación entre la tensión actual del vapor de agua existente en el aire y la que tendría a saturación.

VEAMOS UN EJEMPLO:

A 30°C → La presión de agua es de 31,8 mm de Hg. y es naturalmente, la presión parcial del vapor de agua en el aire a 30°C saturado del mismo. Cantidad de vapor "x" moles cantidad en 1m³ sería → PV = xRT; presión en atmósferas es 31,8 / 760, el volumen 1.000 litros, R vale 0,082 y T = 273 + 30 = 303 °k

Luego:

$$X = 1,68 \text{ mol} = 1,68 \times 18 \text{ gr.} = 30,24 \text{ gr.}$$

Si en lugar de estar saturado tuviese una humedad relativa de 60%, la cantidad de agua sería de: 30,24 x 0,60 = 18,144 gr. por m³, y su presión parcial sería de 31,8 x 0,60 = 19,08 mm de Hg.

En el diagrama de Grosvenor, se señalan una serie de curvas que nos dan para las diversas temperaturas el contenido de agua Kilogramos por Kg. de aire seco,

indicándose varias curvas de diferentes humedades relativas.

Estas curvas son de gran utilidad en los cálculos y el concepto de las tensiones de vapor nos explican el fenómeno de secado.

Las líneas inclinadas del **DIAGRAMA DE GROSVENOR** son las líneas adiabáticas o a calor constante. Vamos a hacer una aplicación para interpretar claramente el diagrama.

Supongamos que tenemos 100 Kg. de aire (peso del aire sin humedad a 21°C y saturado punto A del diagrama). Este aire lo hacemos pasar por un calentador que lo eleva a 100°C. Como su contenido de agua no varía (0,016 Kg. por Kg.), su calentamiento nos vendrá representado por la línea AB. Entonces penetra en un secador donde realizando cierta evaporación sale a la temperatura de 49°C. La transformación dentro del secador seguirá la adiabática BE hasta cortar en D a la vertical en 49°C a una humedad de salida de 50%, vemos en el gráfico que el contenido final de humedad es de 0,038 Kg. por Kg. por lo tanto la evaporación lograda en el secador será:

$$100 (0,038 - 0,016) = 2,2 \text{ Kg. de agua}$$

Si el aire se hubiese entretenido más en el secador, como máximo se hubiera enfriado hasta el punto M correspondiente a una humedad de salida a saturación; su temperatura sería de unos 38°C (temperatura del termómetro húmedo) y la evaporación:

$$100 (0,0428 - 0,016) = 2,68 \text{ Kg.}$$

2.2. TEORIA DE LOS SECADORES INDUSTRIALES

La primera y más esencial clasificación de los secadores es la de continuos e intermitentes.

En el secadero intermitente se efectúa de una vez la carga del producto húmedo, se deja transcurrir el tiempo total del secado y se produce al final del mismo a la descarga del material seco y vez carga con otra partida de húmedo. Durante todo el proceso el cuerpo va evolucionando en sus condiciones de humedad y temperatura en forma global, o sea que toda la carga se puede someter en cada momento a las condiciones de secado que sean más adecuadas.

Este método tiene, pues, grandes ventajas cuando sea preciso efectuar un cuidadoso control en caso de materias delicadas. Se usa también generalmente, para

DIAGRAMA DE GROSVENOR

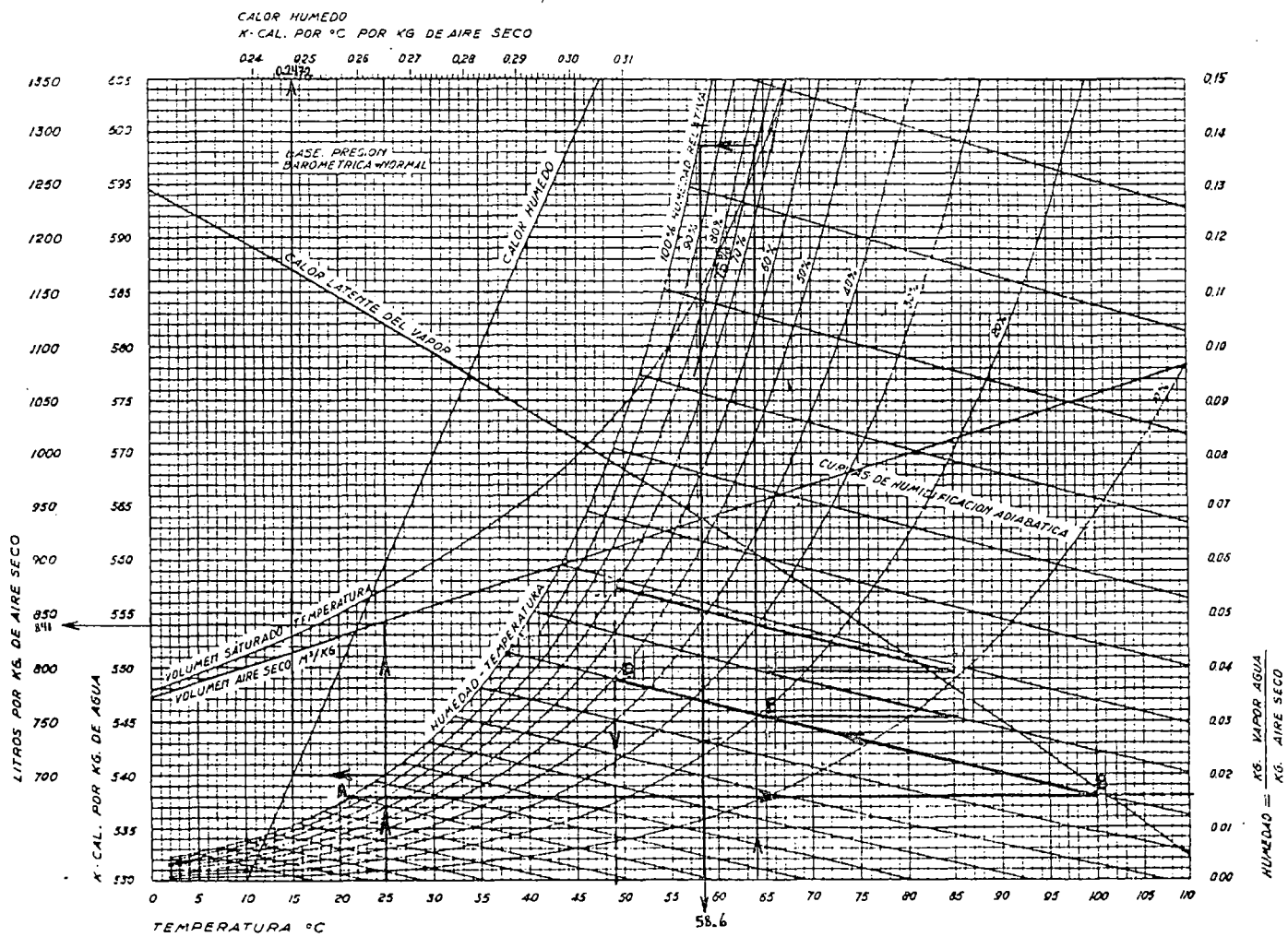


FIG. 5

pequeñas producciones; sus dimensiones pueden calcularse en razón de la producción deseada del volumen ocupado por el material y de la duración del secado, teniendo presente, además, el tiempo invertido en la carga y la descarga.

En el secadero continuo se elimina estos tiempos de llenado y vaciado, con lo que se ahorra mano de obra y se puede obtener grandes producciones. El producto húmedo entra continuamente en el secadero, recorre el mismo gracias a algunos dispositivo mecánico a la vez que se va secando, y al cabo de cierto tiempo sale del aparato en forma continua una vez seco.

Este segundo sistema presenta dos modalidades distintas: a corriente paralela o equicorriente, a contracorriente y una forma mixta o a corriente invertida.

Con circulación a equicorriente, el aire y el producto siguen la misma dirección, en cambio, con el método a contracorriente el aire y el producto recorren en sentido contrario, con este último método se obtiene como resultado una mayor diferencia media de temperaturas entre ambos, con el consiguiente aumento de la transmisión de calor y de velocidad de secado, en ambos métodos el aparato tendrá el mismo rendimiento térmico.

ΔT : Diferencia Media de Temperatura

PARA EQUICORRIENTE

$$\Delta T = \frac{(T_{ge}-T_{pe}) - (T_{gs}-T_{ps})}{2,303 \times \text{Log} \frac{T_{ge} - T_{pe}}{T_{gs} - T_{ps}}} \dots(2.2.1)$$

PARA CONTRACORRIENTE

$$T = \frac{(T_{ge}-T_{ps}) - (T_{gs}-T_{pe})}{2,303 \times \text{Log} \frac{T_{ge} - T_{ps}}{T_{gs} - T_{pe}}} \dots(2.2.2)$$

Donde:

Tge: temperatura del gas a la entrada

Tgs: temperatura del gas a la salida

Tpe: temperatura del producto a la entrada del secador.

Tps: temperatura del producto a la salida del Secador.

Asimismo existirá mayor diferencia media de concentraciones de humedad en el sistema de contracorriente que en el equicorriente. Por estos dos motivos el secado a contracorriente necesitará menos superficie de contacto entre el producto y la superficie caliente que en el de equicorriente. El aparato resultará de menores dimensiones con menos costos de instalación, menos pérdidas de calor a través de sus paredes y, por tanto, con menos consumo de energía.

Sin embargo, antes de decidirse por uno u otro sistema hay que tener en cuenta las características del material a secar. Si es resistente a altas temperaturas cuando está mojado y poco resistente cuando está seco, se impone el método de equicorriente; en cambio si se altera fácilmente cuando está húmedo en contacto con aire caliente debe emplearse el de contracorriente.

En suma la elección del método de secado debe realizarse procurando ligar las razones de economía con las de conservación de la calidad del producto a secar.

2.3. APLICACION DE LA PSICROMETRIA A LA DESECACION

En cualquier proceso de desecado, suponiendo un suministro adecuado de calor, la temperatura y la velocidad a las cuales se produce la vaporización del líquido dependen de la concentración de vapor en la atmósfera circundante. En el desecado al vacío u otros procesos que implican atmósferas con 100% de vapor, la temperatura de vaporización del líquido será igual o mayor que la temperatura de saturación del mismo, a la presión del sistema. (Cuando está presente líquido libre o una superficie mojada, el desecado ocurre a la temperatura de saturación, al igual que el agua libre a 14,7 Lib/pulg². de presión absoluta se vaporiza en una atmósfera de vapor al 100%, a 212 °F).

Por otro lado, cuando el vapor desprendido se purga del medio del secador utilizando un segundo gas (inerte), la temperatura a la que se produce la vaporización dependerá de la concentración del vapor en el gas que lo rodea. En efecto, el líquido se debe calentar a una temperatura a la que su presión de vapor sea igual o exceda a la presión parcial del vapor con el gas de purga. En la situación opuesta se producirá una condensación.

En casi todas las operaciones de desecación, el agua es el líquido evaporado y el aire es el gas de purga que se emplea comúnmente. Para fines de desecación, se ha encontrado una carta psicrometrica de gran utilidad, la cual es el llamado DIAGRAMA DE GROSVENOR reproducida en la figura 5.

2.4. TEORIA DEL VOLUMEN DE AIRE A EVACUAR

La evacuación del aire se logra mediante ventiladores, lo más frecuente es que sólo se disponga de un ventilador que cuide de esta misión, en cuyo caso la presión necesaria para vencer las resistencias de todo el conjunto es importante y exige el empleo del tipo centrífugo. Los ventiladores axiales sólo son aconsejables para presiones de 5 a 10 mm. de columna de agua.

Para presiones de 10 a 70 mm. son adecuados los ventiladores centrífugos y es muy corriente en un secador necesitar presión de 25 a 40 mm. Para fijarla habrán de calcularse las pérdidas de presión que resulten del paso del aire a la velocidad correspondiente a su caudal.

El volumen del aire viene acondicionado en primer lugar, por el mínimo que debe expulsarse del aparato para lograr el secado horario que se desee pero además, fijadas sus temperaturas de entrada y salida, este volumen ha de venir directamente ligado con el balance térmico en forma que:

$$Q = 0,24 \times V (t_1 - t_2) \dots(2.4.1)$$

Donde:

V: caudal m³/hr. o más exactamente, en los Kg. de aire seco correspondiente.

Q: el total de kilocalorías que requiere el proceso.

t₁ y t₂: las temperaturas del aire a la entrada y a la salida.

0,24: calor específico del aire.

El valor 0,24 como calor específico es suficientemente aproximado en los cálculos prácticos. Si queremos encontrar valores más exactos, en cada caso puede tomarse el correspondiente a la humedad del aire utilizando la curva de Grosvenor de "calor húmedo" (recta ascendente de izquierda a derecha que a cada contenido de humedad de la escala vertical de la derecha da el correspondiente valor del calor específico en la escala superior horizontal de 0,24 hasta 0,31)

El valor de Q resulta de la suma de las calorías necesarias por hora para:

- a) Elevar la temperatura del producto a entrada hasta la temperatura de salida.
- b) Calentar el agua contenida en él hasta la temperatura del termómetro húmedo.
- c) Vaporizar el agua a esta temperatura t_h.

- d) Recalentar el vapor desde t_h a la temperatura de salida del aire.
- e) Pérdidas de calor a través de las paredes.

La temperatura t_h del termómetro húmedo conociendo la humedad del aire y su temperatura en termómetro seco se encuentra en el gráfico de Grosvenor siguiendo la adiabática correspondiente hasta la curva de 100% de humedad relativa.

2.5. CLASIFICACION DE LOS SECADORES

Los secadores comúnmente se clasifican y se basan en:

- El método de transmisión de calor a los sólidos húmedos.
- Las características y las propiedades físicas del material secado.

El primero de ellos revela las diferencias en el diseño y el funcionamiento del secado, mientras que el segundo es más útil para seleccionar entre un grupo de secadores que se someten a una consideración preliminar en relación con un problema de desecación específico.

La clasificación de los secadores basados en la transferencia o transmisión de calor son los secadores directos o indirectos.

SECADORES DIRECTOS; Las características generales de operación de los secadores directos es:

1. El contacto directo entre los gases calientes y los sólidos se aprovecha para calentar estos últimos y separar el vapor.
2. Las temperaturas de desecación varían hasta 1.400°F , que es la temperatura límite para casi todos los metales estructurales de uso común. A mayores temperaturas, la radiación se convierte en un mecanismo de transmisión de calor de suma importancia.
3. A temperaturas de gases inferiores al punto de ebullición, el contenido de vapor de un gas influye en la velocidad de desecación y el contenido final de humedad del sólido. Con temperaturas de gas superiores al punto de ebullición en todos los puntos, el contenido de vapor del gas tiene sólo un ligero efecto de retraso en la velocidad de desecación y el contenido final de

humedad. Por lo tanto, los vapores supercalentados del líquido que se está separando pueden servir para desecar.

4. Para desecaciones a temperaturas bajas y cuando la humedad atmosférica son excesivamente elevadas, quizá sea necesario deshumidificar el aire de desecación.
5. Un secador directo consume más combustible por hora de agua evaporada, mientras más bajo sea el contenido de humedad.
6. La eficiencia mejora al aumentarse la temperatura del gas de entrada a una temperatura de salida constante.
7. Debido a las grandes cantidades de gas que se necesitan para abastecer todo el calor de desecación, el equipo de recuperación del polvo puede ser muy grande y costoso cuando se trata de desecar partículas muy pequeñas.

LOS SECADORES INDIRECTOS;

Difieren de los directos en la transmisión de calor y la separación del vapor.

1. El calor se transfiere al material húmedo por conducción a través de una pared de retención de sólidos, casi siempre de índole metálica.
2. Las temperaturas de superficie pueden variar desde niveles inferiores al de congelación, en el caso de secadores de congelación hasta mayores de 1.000 °F, en caso de secadores indirectos calentados por medio de productos de combustión.
3. Los secadores indirectos son apropiados para desecar a presiones reducidas y en atmósferas inertes, para poder recuperar los disolventes y evitar la formación de mezclas explosivas o la oxidación de materiales que se descomponen con facilidad.
4. Los secadores indirectos que utilizan fluidos de condensación como medio de calentamiento son en general económicos, desde el punto de vista del consumo de calor, ya que suministran calor sólo de acuerdo con la demanda hecha por el material que se está desecando.

5. La recuperación de polvos y materiales finamente pulverizados se maneja de un modo más satisfactorio en los secadores indirectos que en los directos.

SECADORES DIVERSOS; Los secadores infrarrojos dependen de la transmisión de energía de radiación para evaporar la humedad.

La energía radiante se suministra eléctricamente por medio de lámparas infrarrojos, resistencias eléctricas o refractarios incandescentes calentados por gas. Este último método ofrece la ventaja adicional del calentamiento por convección. El calentamiento infrarrojo no se usa comúnmente en la industria química para eliminar la humedad, y su aplicación principal es el horneado o la desecación de capas de pintura y en el calentamiento de capas delgadas de materiales.

SECADORES DIELECTRICOS; No han encontrado hasta ahora un campo muy amplio de aplicación. Su característica fundamental de generación de calor dentro de los sólidos revela potencialidades para desecar objetos geométricos masivos, como madera, diferentes formas de hule espuma y objetos de cerámica.

Los costos de energía aumentan hasta diez veces el costo de combustible por métodos tradicionales.

DESCRIPCION DEL SECADOR ROTATARIO DE TUBOS

Generalmente el tipo más común de los secadores rotatorios de calor indirecto sea el de tubos, dado por la simplicidad y facilidad de operación.

En nuestro caso los tubos serán calentados por los gases bajo el proceso de transferencia de calor - Mediante el sistema de CONDUCCION; Los gases recorrerán a lo largo de la longitud completa del cilindro, describiendo su movimiento en los tubos y en la cámara respectivamente.

Los tubos estarán sujetos por placas perforadas para el diámetro y medidas correspondientes, a la vez fabricadas por una matriz general, para que así todas tengan el mismo margen de error y facilitar el montaje general de los tubos, estas placas además nos permitirá sostener a los tubos en cinco (5) hileras concéntricas, dentro del cilindro, con el que giran.

SECADORES INDIRECTOS

EL CALOR DE DESECACION SE TRANSFIERE AL SOLIDO HUMEDO A TRAVES DE UNA PARED DE RETENCION, EL LIQUIDO VAPORIZADO SE SEPARA INDEPENDIENTEMENTE DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO. LA VELOCIDAD DE DESECACION DEPENDE DEL CONTACTO QUE SE ESTABLEZCA ENTRE EL MATERIAL MOJADO Y LAS SUPERFICIES CALIENTES. LOS SECADORES INDIRECTOS SE LLAMAN TAMBIEN SECADORES POR CONDUCCION O DE CONTACTO.

CONTINUOS

LA DESECACION SE EFECTUA HACIENDO PASAR EL MATERIAL DE MANERA CONTINUA POR EL SECADOR Y PONIENDOLO EN CONTACTO CON LAS SUPERFICIES CALIENTES.

1. SECADORES DE CILINDRO PARA HOJAS CONTINUAS: COMO PAPEL, CELOFAN, PIEZAS TEXTILES. POR LO COMUN LOS CILINDROS SE CALIENTAN CON VAPOR Y SON ROTATORIOS.
2. SECADORES DE TAMBOR: ESTOS SE PUEDEN CALENTAR CON VAPOR O AGUA CALIENTE.
3. SECADORES DE TRANSPORTADOR DE TORNILLO: AUNQUE ESTOS APARATOS SON CONTINUOS, PUEDEN FUNCIONAR AL VACIO.
4. SECADORES ROTATORIOS DE TUBO DE VAPOR: SE PUEDE UTILIZAR VAPOR O AGUA CALIENTE ES FACTIBLE OPERAR CON UNA LIGERA PRESION NEGATIVA PARA PERMITIR RECUPERAR EL DISOLVENTE DURANTE EL DESECADO, SI ASI SE DESEA.
5. SECADORES DE BANDEJA VIBRADORAS: EL CALENTAMIENTO SE LOGRA CON VAPOR-AGUA CALIENTE.
6. TIPOS ESPECIALES: COMO BANDAS DE TEJIDO CONTINUAS QUE SE MUEVEN EN CONTACTO ESTRECHO CON UN PLATO CALENTADO AL VAPOR.
7. SECADORES ROTATORIOS DE TUBO DE GASES: SE PUEDE UTILIZAR GASES DE COMBUSTION ES FACTIBLE OPERAR CON ALTAS TEMPERATURAS.

POR LOTES

EN GENERAL LOS SECADORES INDIRECTOS POR LOTES SE ADAPTAN MUY BIEN A OPERACIONES AL VACIO. SE SUBDIVIDEN EN TIPOS AGITADOS Y NO AGITADOS.

1. SECADORES DE ARTESAS AGITADAS: ESTOS PUEDEN OPERAR ATMOSFERICAMENTE O AL VACIO Y MANEJAN UNA PRODUCCION PEQUEÑA DE CASI CUALQUIER FORMA DE SOLIDOS HUMEDOS. ES DECIR LIQUIDOS, LECHADAS, PASTAS O SOLIDOS GRANULARES.
2. SECADORES POR CONGELACION: EL MATERIAL SE CONGELA ANTES DE DESECARSE A CONTINUACION SE EFECTUA LA DESECACION EN ESTE ESTADO, AL ALTO VACIO.
3. SECADORES ROTATORIOS AL VACIO: EL MATERIAL SE AGITA BAJO UNA CUBIERTA HORIZONTAL Y ESTACIONARIA. NO SIEMPRE ES NECESARIO APLICAR VACIO EL AGITADOR SE PUEDE CALENTAR CON VAPOR ADEMAS DE HACER LO MISMO CON LA CUBIERTA.
4. SECADORES DE BANDEJA AL VACIO: EL CALENTAMIENTO SE HACE POR CONTACTO CON PARRILLAS CALENTADAS CON VAPOR O AGUA CALIENTE, SOBRE LAS CUALES SE COLOCA EL MATERIAL, NO INTERVIENE LA AGITACION.

La admisión o la entrada de los gases al secador se realiza a través de la tubería principal de acceso al interior del secador, esta tubería tiene comunicación directa con la cámara del secador a través de varias tuberías en forma de cruz (+), tubería que sirve también como rayos de sostenimiento al secador lo cual nos permitirá evitar una deformación y/o flexionamiento del casco del secador, durante algún periodo de funcionamiento crítico de producción.

La alimentación de los gases a los tubos propiamente dicho, se realiza a través de la cámara del secador, la cámara se comunica vía una tubería a uno de los tubos y este tubo se comunica al tubo siguiente, hasta completar una alimentación progresiva de cinco (5) tubos, bajo este sistema se alimentará a todos los tubos que existen en el interior del secador, es decir que una tubería que sale de la cámara retroalimentará a cinco tubos del secador.

Luego de que los gases han recorrido por la cámara y los tubos, estos gases serán recepcionados en un pequeño tanque receptor de gases, ubicado al final del interior del secador, dicho tanque se comunicará con una tubería de salida el cual permitirá la evacuación de los gases al medio ambiente.

La alimentación continua del producto húmedo al secador se realiza a través de un tornillo transportador y el producto se descarga por dos (2) aberturas periféricas de la cubierta del secador; Estas aberturas también servirán para admitir el aire de purga, para barrer la humedad del producto, el gas tendrá un movimiento contrario al flujo del producto, es decir circulará a contracorriente con respecto al material a desecar.

2.6. NORMAS PARA LA INSTALACION Y CONSERVACION DE LOS SECADORES

Prever, en la construcción, el empleo de materiales duraderos que soporten debidamente las dilataciones, presiones, cambios rápidos de temperatura y dispositivos eficaces de trabajo y de gran facilidad de carga y descarga (o de entrada y salida cuando se trate de procesos continuos).

Sobre este último punto insistimos ya que es un factor predominante en el rendimiento económico de un secador.

Las paredes de las cámaras de mampostería deben poder lavarse cómodamente y las metálicas han de protegerse y conservarse con pinturas resistentes a altas temperaturas.

El piso ha de ser de material fuerte y apto para la circulación de personas para así realizar alguna maniobra relacionada con el mantenimiento general del secador.

Se emplearán entradas de hombre y tapas debidamente herméticas o giratorias, teniendo en cuenta que todo el material interior de la instalación ha de resistir perfectamente a la humedad.

Las cámaras y secadores han de estar debidamente construidas con doble pared y cámara aislante intermedia (amianto, fibra de vidrio, vertuiculita, hormigón poroso, lana de escorias, kieselgur, plástico esponjoso, etc.), según temperatura y proceso.

La limpieza es condición esencial para el buen rendimiento de todo secador, especialmente en los tubos, ventiladores, extractores, etc.

La instalación eléctrica ha de ser totalmente protegida y bajo cable adecuado y los motores serán blindados y antideflagantes, sin producción de chispa.

2.7. HIPOTESIS DE TRABAJO Y SU OPERACIONALIZACION

HIPOTESIS DE TRABAJO

- El flujo de gases de escape de los calderos, que en la actualidad se pierden, son suficientes en el diseño de un secador rotatorio indirecto capaz de producir 56 TM/Día. De harina de pescado.
- La producción de 56 TM/Día adicionales de harina de pescado del secador rotatorio indirecto en la planta "Unión Fishing" S.A. ubicada en la ciudad de Chimbote, reducirá los costos de producción y elevará su productividad.
- La temperatura de los gases de escape que salen del secador es superior a la temperatura del punto de rocío, permitiendo la conservación física del secador al evitar la formación de ácido sulfúrico (Altamente corrosivo), debido al contenido de azufre en el combustible.

- La utilización de software informáticos reduce los tiempos de cálculos y diseño del secador rotatorio indirecto.

VARIABLES E INDICADORES

VARIABLES INDEPENDIENTES:

a) FLUJO DE GASES QUE SE PIERDEN DE LOS CALDEROS

INDICADORES:

- Cantidad de masa de los gases de escape
- Temperatura de salida de los gases de escape
- Calor específico de los gases de escape
- Cantidad de entalpía contenida
- Cantidad de energía calorífica contenida en los gases de escape

b) LA PRODUCCION DE 56 TM/DIA ADICIONALES DE HARINA DE PESCADO

INDICADORES:

- Producción actual de la harina de pescado
- Costo actual de producción de la harina de pescado
- Inversión a realizar en la producción de las 56 Tm/día de harina de pescado, utilizando los gases de escape como portador de energía.
- Inversión a realizar en la producción de las 56 Tm/día de harina de pescado, utilizando otra sustancia como portador de energía.

c) TEMPERATURA DE LOS GASES DE ESCAPE QUE SALEN DEL SECADOR ES SUPERIOR A LA TEMPERATURA DEL PUNTO DE ROCIO

INDICADORES:

- Presión parcial del vapor
- Punto de rocío.

d) UTILIZACION DE SOFTWARE INFORMATICOS

INDICADORES:

- Definición de parámetros de entrada del programa.
- Restricciones de parámetros.
- Compiladores a utilizar
- Parámetros de salida a utilizar en el diseño.

VARIABLES DEPENDIENTES

a) DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO INDIRECTO DE 56 TM/DIA.

INDICADORES:

- Parámetros importantes para el diseño del secador rotatorio indirecto.
- Forma de transferencia de calor al producto.
- Area de transferencia de calor
- Coeficiente global de transferencia de calor.
- Determinación del diámetro óptimo del aislante.
- Cálculo del tornillo transportador.
- Tipo de cimentación del secador rotatorio.

b) REDUCCION DE COSTOS DE PRODUCCION Y ELEVACION DE PRODUCTIVIDAD

INDICADORES:

- Costo unitario de la harina de pescado sin la producción adicional de las 56 Tm/día.
- Costo unitario de la harina de pescado considerando la producción adicional de las 56 Tm/día.
- Comparación de la inversión realizada en la producción de las 56 Tm/día. De harina de pescado.
- Cantidad de recursos utilizados sin ahorro de energía.
- Cantidad de recursos utilizados considerando ahorro de energía.
- Comparación de ahorro de recursos con y sin ahorro de energía.
- Resumen de costos y productividad.

c) CONSERVACION FISICA DEL SECADOR ROTATORIO

INDICADOR:

- Ausencia de formación de ácido sulfúrico por la no reacción del agua con el azufre.

d) REDUCE TIEMPOS DE CALCULOS Y DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO INDIRECTO.

INDICADORES:

- Demora en los cálculos que se realizan para el diseño del secador rotatorio de 56 Tm/día. de capacidad productiva de harina de pescado.
- Demora en los cálculos que se realizan para el diseño del secador rotatorio de 56 Tm/día. de capacidad productiva de harina de pescado, utilizando el software previamente diseñado.
- Comparación de tiempos de diseño con y sin software informático.

METODOLOGIA: INGENIERIA DEL PROYECTO

3. 1. SELECCION DE LA MUESTRA, OBTENCION Y PROCESAMIENTO DE INFORMACION

SELECCION DE LA MUESTRA

1. La muestra esta constituida, por siete (7) calderos que en conjunto conforman la "Sala de Calderos" - Area Energía, de la planta pesquera "Unión Fishing" S.A. Chimbote.

CALDERO N#1

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca	: Idepro 1990
Tipo	: Pirotubular - Industrial
Presión Máxima de Operación	: 125 psi
Presión Hidrostática	: 150 psi
Consumo de Combustible	: 111 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia	: 400 BHP
Producción de Vapor Saturado:	6.600 kg./hr.
Eficiencia	: 80%

CALDERO N#2

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca	: Idepro 1990
Tipo	: Pirotubular - Industrial
Presión Máxima de Operación	: 125 Psi
Presión Hidrostática	: 150 psi
Consumo de Combustible	: 111 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia	: 400 BHP
Producción de Vapor Saturado:	6.600 kg./hr.
Eficiencia	: 80%

CALDERO N#3

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca : Cleaver Brooks
Tipo : Piro-tubular - Industrial
Presión Máxima de Operación : 150 psi
Presión Hidrostática : 150 psi
Consumo de Combustible : 141 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia : 500 BHP
Producción de Vapor Saturado: 8.500 kg./hr.
Eficiencia : 80%

CALDERO N#4

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca : Fabrica
Tipo : Piro-tubular - Industrial
Presión Máxima de Operación : 150 psi
Presión Hidrostática : 150 psi
Consumo de Combustible : 151 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia : 600 BHP
Producción de Vapor Saturado: 10.000 kg./hr.
Eficiencia : 89%

CALDERO N#5

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca : Cleaver Brooks
Tipo : Piro-tubular - Industrial
Presión Máxima de Operación : 150 psi
Presión Hidrostática : 150 psi
Consumo de Combustible : 141 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia : 500 BHP
Producción de Vapor Saturado: 8.500 kg./hr.
Eficiencia : 80%

CALDERO N#6

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca	: Cleaver Brooks
Tipo	: Piro-tubular - Industrial
Presión Máxima de Operación	: 150 psi
Presión Hidrostática	: 150 psi
Consumo de Combustible	: 141 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia	: 500 BHP
Producción de Vapor Saturado:	8.500 kg./hr.
Eficiencia	: 80%

CALDERO N#7

PARAMETROS Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO

Marca	: Idepro 1990
Tipo	: Piro-tubular - Industrial
Presión Máxima de Operación	: 125 psi
Presión Hidrostática	: 150 psi
Consumo de Combustible	: 111 Gal./hr; petróleo residual 6
Potencia	: 400 BHP
Producción de Vapor Saturado:	6.600 kg./hr.
Eficiencia	: 60%

NOTA:

Estos datos han sido tomados y obtenidos a la máxima capacidad de operatividad.

OBTENCION Y PROCESAMIENTO DE INFORMACION

La data correspondiente ha sido obtenida a través de tomas directas in situ, mediante instrumental de precisión tales como:

ANALIZADOR DE GASES; Este instrumento de control nos permitió obtener lecturas periódicas del porcentaje de: Oxígeno (O₂), Exceso de aire (α), y Anhídrido carbónico (CO₂), presente durante el proceso de combustión.

TERMOMETRO DIGITAL; Se obtuvieron lecturas precisas de la temperatura de los gases a la salida de los calderos.

FUENTE: CONTROL DE CALIDAD

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

TIEMPO Hrs.	TEMPERATURA °C		
	GASES DE ESCAPE		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7	205	210	202
8	215	217	215
9	214	212	212
10	220	195	210
11	220	212	215
12	210	210	205
13	204	208	198
14	195	205	200
15	225	204	202
16	212	220	208
17	200	207	212
18	200	210	210
19	206	215	213
20	218	215	216
21	200		210
22	204		208
23	205		211
24	218	215	209
1	225	210	209
2	210	207	207
3	214	206	209
4		208	218
5		210	216
6		212	215

PROMEDIO:

210.5	209.9	209.6
-------	-------	-------

FUENTE: CONTROL DE CALIDAD

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

TIEMPO Hrs.	ANALIZADOR DE GASES		
	ANHIDRIDO CARBONICO (CO2)		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7	16.3	16.2	16.4
8	17.0	16.1	16.0
9	15.9	15.9	16.3
10	16.0	16.1	16.2
11	16.3	16.1	16.4
12	16.6	16.4	16.2
13	16.8	16.5	16.1
14	15.9	15.9	15.9
15	16.7	16.2	16.5
16	16.4	15.9	16.4
17	16.1	16.2	16.6
18	16.3	16.1	16.3
19	16.5	16.4	16.5
20	15.8	16.3	15.9
21	16.4	16.5	16.4
22	16.5		16.5
23	16.5		16.5
24	16.4	15.8	16.0
1	16.6	16.5	16.3
2	16.5	16.3	16.2
3	16.5	16.4	16.4
4		16.2	16.5
5		16.5	16.4
6		16.3	16.3

PROMEDIO:

16.38	16.22	16.30
-------	-------	-------

FUENTE: CONTROL DE CALIDAD

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

TIEMPO Hrs.	ANALIZADOR DE GASES		
	OXIGENO		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7	4.0	4.1	4.2
8	3.7	4.0	4.0
9	3.8	4.1	4.0
10	3.9	3.9	3.9
11	4.1	4.2	4.2
12	3.8	4.1	4.1
13	4.0	4.0	4.0
14	4.0	4.1	4.2
15	3.9	3.8	3.9
16	4.0	4.1	4.3
17	4.2	4.2	4.3
18	4.0	3.9	4.0
19	3.8	3.8	3.8
20	4.0	4.0	4.0
21	4.1	4.0	4.1
22	4.0		4.0
23	4.0		4.3
24	3.9	3.9	3.9
1	3.8	3.8	3.8
2	4.1	4.0	4.1
3	3.9	4.1	4.2
4		3.8	3.9
5		4.1	4.2
6		4.0	3.8

PROMEDIO:

3.95	4.00	4.05
------	------	------

FUENTE: CONTROL DE CALIDAD

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

TIEMPO Hrs.	ANALIZADOR DE GASES		
	EXCESO DE AIRE (α)		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7	16.3	16.2	16.2
8	16.8	16.1	16.0
9	15.9	15.7	16.3
10	16.0	16.1	15.8
11	16.3	15.8	15.7
12	16.6	16.4	16.0
13	16.8	16.5	16.1
14	15.9	15.9	15.9
15	16.0	16.2	16.0
16	16.3	15.9	16.0
17	16.1	16.2	16.2
18	16.3	16.1	16.2
19	16.5	16.0	15.7
20	15.6	15.8	15.9
21	16.2	16.0	16.1
22	16.0		15.5
23	15.4		15.6
24	16.4	15.6	16.0
1	15.2	16.3	16.3
2	16.0	15.9	16.2
3	15.6	16.2	15.8
4		16.0	16.3
5		16.2	15.8
6		15.8	16.2

PROMEDIO:

16.10	16.04	15.99
--------------	--------------	--------------

3.2. CONDICIONES DE OPERACION DE LOS CALDEROS

Para mejorar el rendimiento de los calderos y disminuir los costos de producción se ha construido un tanque de 25 m³, para recepcionar los condensados de los secadores, cocinas, Planta de agua de cola, etc. Además se ha construido un desareador para atrapar en mayor porcentaje el vapor del condensado.

Mediante este sistema nos permite ahorrar volumen y tratamiento de agua, obteniendo una temperatura de agua de 70°C a la entrada de los calderos, mejorando así la diferencia de entalpías, dando como resultado un mayor rendimiento de los calderos.

CALDERO N#1

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado	: 5.300 kg./hr.
Presión de Operación	: 100 psi
Eficiencia	: 80%
Flujo de combustible	: 81 Gal./hr; petróleo residual 6

CALDERO N#2

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado	: 5.300 kg./hr.
Presión de Operación	: 100 psi
Eficiencia	: 80%
Flujo de combustible	: 81 Gal./hr; petróleo residual 6

CALDERO N#3

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado	: 6.700 kg./hr.
Presión de Operación	: 100 psi
Eficiencia	: 85%
Flujo de combustible	: 106 Gal./hr; petróleo residual 6

CALDERO N#4

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado : 8.000 kg./hr.
Presión de Operación : 100 psi
Eficiencia : 85%
Flujo de combustible : 126 Gal./hr; petróleo residual 6

CALDERO N#5

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado : 6.700 kg./hr.
Presión de Operación : 100 psi
Eficiencia : 85%
Flujo de combustible : 106 Gal./hr; petróleo residual 6

CALDERO N#6

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado : 6.700 kg./hr.
Presión de Operación : 100 psi
Eficiencia : 85%
Flujo de combustible : 106 Gal./hr; petróleo residual 6

CALDERO N#7

PARAMETROS DE OPERACION

Producción de Vapor Saturado : 5.300 kg./hr.
Presión de Operación : 100 psi
Eficiencia : 80%
Flujo de combustible : 81 Gal./hr; petróleo residual 6

NOTA:

Estos datos han sido tomados y obtenidos a la máxima capacidad de operatividad.

3.3. CONDICIONES Y PARAMETROS INICIALES DE LOS GASES DE ESCAPE

3.3.1 ANALISIS VOLUMETRICO DE LOS GASES DE ESCAPE

COMBUSTION DEL PETROLEO BUNKER-6

Composición volumétrica

C : 86,8 %

H : 10,2 %

S : 2 %

O₂ + N₂ + Ceniza : 1 %

Poder Calorífico Superior : 10.235 Kcal/Kg.

Poder Calorífico Inferior : 9.696 Kcal/Kg.

ANALISIS ESTEQUIOMETRICO



Realizando el balance volumétrico para 100 Kg. combustible

$$\text{C} : 86,8 = 12b$$

$$\text{H} : 10,2 = 2d$$

$$\text{S} : 2 = 32f$$

$$\text{O}_2 : a = b + d/2 + f$$

$$\text{N}_2 : 3,76a = e$$

Resolviendo:

$$a = 9,846 \quad e = 37,02 \quad f = 0,0625$$

$$b = 7,23 \quad d = 5,1$$

RELACION AIRE COMBUSTIBLE TEORICA (Ra/c)_T

$$(\text{Ra/c})_T = \frac{[9,846(32 + (3,76 \times 28))] \text{ Kg. aire}}{100 \text{ Kg. combustible}}$$

$$\boxed{(\text{Ra/c})_T = 13,52}$$

LOS PRODUCTOS (GASES QUE SALEN POR LA CHIMENEA), DE LA COMBUSTION TEORICA POR CADA 100 kg. DE COMBUSTIBLE SERA:

	FACTOR		PM		KILOGRAMOS	PORCENTAJE
CO ₂	7,23	x	44	=	318,2	21,92
H ₂ O	5,10	x	18	=	91,8	6,32
N ₂	37,02	x	28	=	1.036,5	71,42
SO ₂	0,0625	x	64	=	4,0	0,27
Cenizas				=	1,0	0,07
					1.451,5 Kg.	100 %

PM : Peso Molecular

$$R_T = \frac{1.451,5 \text{ Kg. de gases}}{100 \text{ Kg. de combustible}}$$

$$R_T = 14,51$$

PARA LAS CONDICIONES NORMALES DE OPERACION

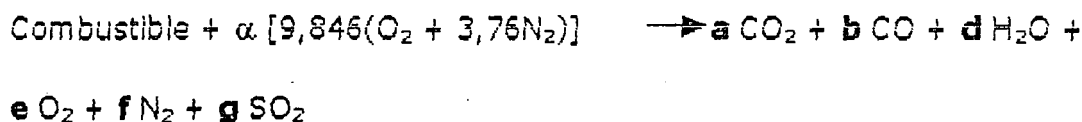
DATOS PROMEDIOS : Cuando el FYRITE toma los datos en la chimenea.

Eficiencia: 87 % Exceso de aire (α) : 16 % CO₂ : 16,3 %

Temp. Gases: 210 °C O₂ : 4 %

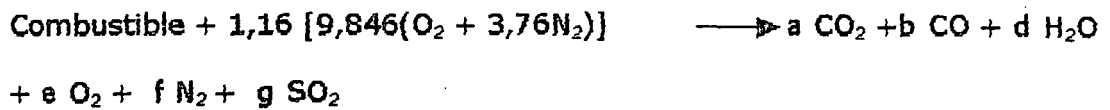
Presión_{gases} = 28 mmC.A.

ECUACION REAL :



Nota: En la ecuación real el CO₂ se disocia y aparece el CO y O₂

Reemplazando:



Balance:

$$\text{C} : 86,8 = 12 (a+b)$$

$$\text{H} : 10,2 = 2d$$

$$\text{S} : 2 = 32g$$

$$\text{N}_2 : 1,16 \times 9,846 \times 3,76 = f$$

$$\text{O}_2 : 1,16 \times 9,846 = a + b/2 + d/2 + e + g$$

Resolviendo:

$$a + b = 7,233$$

$$d = 5,1$$

$$g = 0,0625$$

$$f = 42,94$$

$$a + b/2 + e = 8,80$$

Por otra parte el analizador de gases indica: $\text{O}_2 = 4\%$

$$0,04 = \frac{e}{a + b + e + f + g}$$

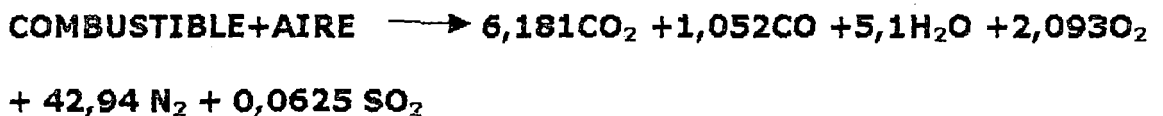
Reemplazando valores:

$$a = 6,181$$

$$b = 1,052$$

$$e = 2,093$$

ECUACION REAL :



RELACION AIRE COMBUSTIBLE REAL $(\text{Ra}/\text{c})_R$

Exceso de aire : 16 %

$$(\text{Ra}/\text{c})_R = \frac{1,16 [9,846(32 + 3,76 \times 28)] \text{ Kg. aire}}{100 \text{ Kg. combustible}}$$

$$(Ra/c)_R = 15,68$$

3.3.2 DETERMINACION DEL FLUJO DE GASES DISPONIBLES

DE LA ECUACION REAL - PRODUCTOS

	FACTOR		PM		KILOGRAMOS	PORCENTAJE
CO ₂	6,181	x	44	=	271,964	16,31
CO	1,052	x	28	=	29,456	1,77
H ₂ O	5,10	x	18	=	91,8	5,50
O ₂	2,093	x	32	=	66,976	4,01
N ₂	42,94	x	28	=	1.202,32	72,10
SO ₂	0,0625	x	64	=	4,16	0,25
Ceniza				=	1,0	0,06
					<hr/> 1.667,676 Kg.	<hr/> 100 %

$$R \text{ (GASES/COMB.)}_{\text{Real}} = \frac{1.667,676 \text{ Kg. Gases}}{100 \text{ Kg. Combustible}}$$

$$\boxed{R \text{ (GASES/COMB.)}_{\text{REAL}} = 16,67}$$

DATOS PRACTICOS ANALIZADOS:

1 Galón Bunker - 6 = 3,76 Kg.

1 Galón Bunker - 6 = 38.000 Kcal. (P.C.S)

Nota: Estos datos han sido evaluados en la Planta Siderúrgica del Perú (SIDERPERU)

CASO # 1 : Calderos N° 1,2,7

$$\text{MASA DE GASES} = R \text{ (GASES/COMB.)}_{\text{Real}} \times m_{\text{comb.}}$$

Datos:

$$R \text{ (GASES/COMB.)}_{\text{Real}} = 16,67 \text{ Kg. Gases/Kg. Combustible}$$

$$m_{\text{comb.}} = 81 \text{ Gal/hr} \times 3,76 \text{ Kg/Gal} = 304,56 \text{ Kg/hr}$$

Densidad:

$$\delta_{\text{GASES}} = 0,73086 \text{ Kg./m}^3 \text{ (A } 210^{\circ}\text{C} = 483^{\circ}\text{K, Tabla de gases - Apéndice)}$$

Reemplazando:

$$\boxed{\text{MASA DE GASES} = 5.077 \text{ Kg./hr.}}$$

FLUJO DE GASES A CONDICIONES NORMALES (V_{GASES})

$$V_{\text{GASES}} = \frac{5.077 \text{ Kg./hr.}}{0,73086 \text{ Kg./m}^3}$$

$$\boxed{V_{\text{GASES}} = 6.947 \text{ m}^3/\text{hr.}}$$

CASO # 2 : Calderos N° 3,5,6

$$\text{MASA DE GASES} = R (\text{GASES/COMB.})_{\text{Real}} \times m_{\text{comb.}}$$

Datos:

$$R(\text{GASES/COMB.})_{\text{Real}} = 16,67 \text{ Kg.Gases/Kg.Combustible}$$

$$m_{\text{comb.}} = 106 \text{ Gal/hr} \times 3,76 \text{ Kg/Gal} = 398,56 \text{ Kg/hr}$$

Densidad:

$$\delta_{\text{GASES}} = 0,73086 \text{ Kg./m}^3 \text{ (A } 210^{\circ}\text{C} = 483^{\circ}\text{K, Tabla de gases - Apéndice)}$$

Reemplazando:

$$\boxed{\text{MASA DE GASES} = 6.644 \text{ Kg./hr.}}$$

FLUJO DE GASES A CONDICIONES NORMALES (V_{GASES})

$$V_{\text{GASES}} = \frac{6.644 \text{ Kg./hr.}}{0,73086 \text{ Kg./m}^3}$$

$$\boxed{V_{\text{GASES}} = 9.091 \text{ m}^3/\text{hr.}}$$

CASO # 3 : Calderos N° 4

$$\text{MASA DE GASES} = R (\text{GASES/COMB.})_{\text{Real}} \times m_{\text{comb.}}$$

Datos:

$$R(\text{GASES/COMB.})_{\text{Real}} = 16,67 \text{ Kg.Gases/Kg.Combustible}$$

$$m_{comb.} = 126 \text{ Gal/hr} \times 3,76 \text{ Kg/Gal} = 473,76 \text{ Kg/hr}$$

Densidad:

$$\delta_{GASES} = 0,73086 \text{ Kg./m}^3 \text{ (A } 210^{\circ}\text{C} = 483^{\circ}\text{K, Tabla de gases - Apéndice)}$$

Reemplazando:

$$\boxed{\text{MASA DE GASES} = 7.898 \text{ Kg./hr.}}$$

FLUJO DE GASES A CONDICIONES NORMALES (V_{GASES})

$$V_{GASES} = \frac{7.898 \text{ Kg./hr.}}{0,73086 \text{ Kg./m}^3}$$

$$\boxed{V_{GASES} = 10.806 \text{ m}^3/\text{hr.}}$$

En conclusión:

$$\text{FLUJO}_{GASES \text{ TOTAL}} = V_{GASES-1} + V_{GASES-2} + V_{GASES-3} + V_{GASES-4} + V_{GASES-5} \\ + V_{GASES-6} + V_{GASES-7}$$

Reemplazando valores:

$$\boxed{\text{FLUJO}_{GASES \text{ TOTAL}} = 58.920 \text{ m}^3/\text{hr.}}$$

3.4. TRANSPORTE DE LOS GASES DE ESCAPE DE LOS CALDEROS AL SECADOR

3.4.1 DETERMINACION DEL DIAMETRO DE LA TUBERIA

Fórmula:

$$\boxed{Q = 3.600 \times V \times A} \dots(3.4.1)$$

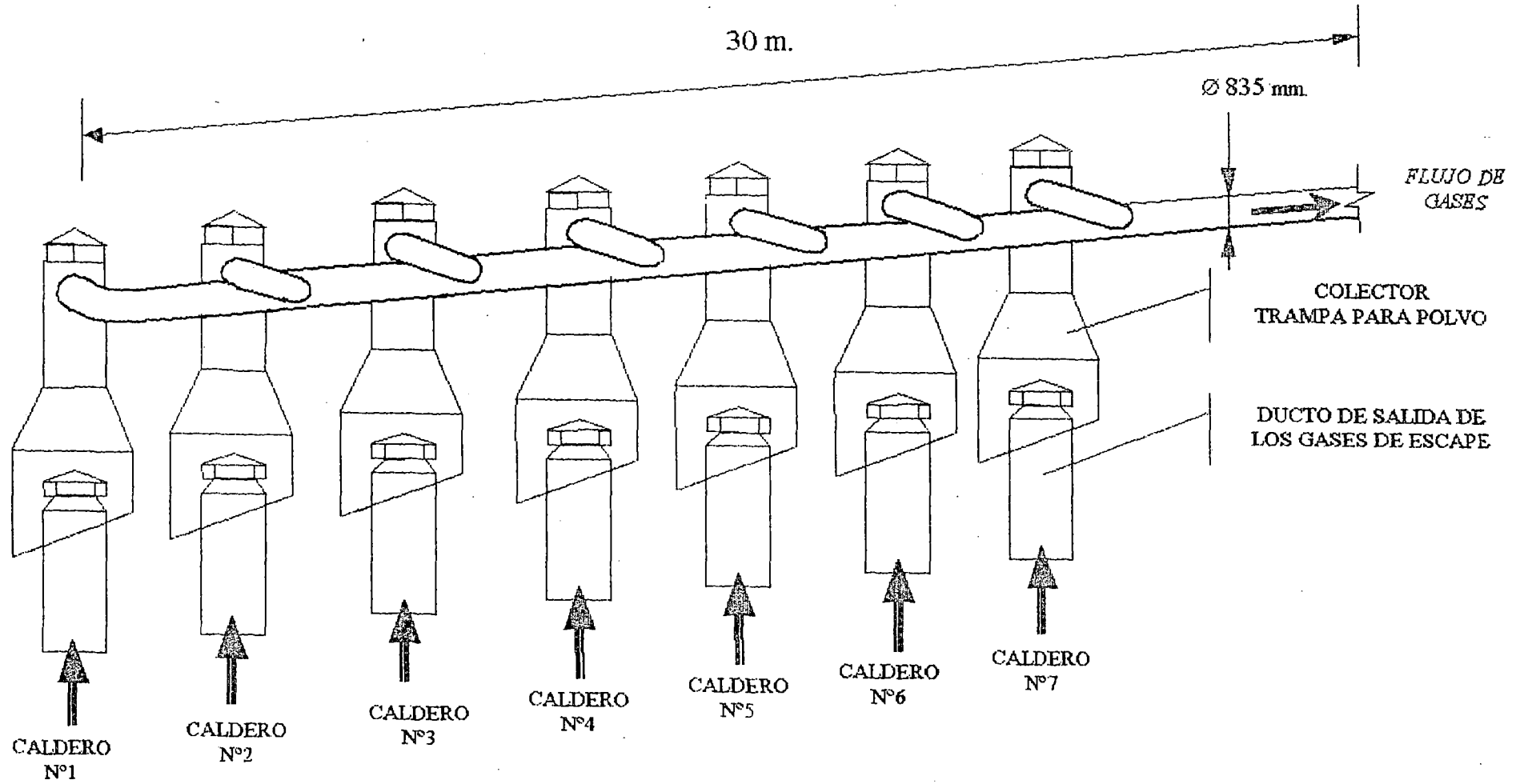
Donde:

Q: Caudal $\text{m}^3/\text{hr.}$

V: Velocidad $\text{m}/\text{seg.}$

A: Area m^2

CONDUCCION DE LOS GASES DE LOS CALDEROS AL SECADOR



Datos:

- Caudal de los gases a condiciones normales: 58.920 m³/hr
- Velocidad promedio de los gases: 30 m/seg. (Apéndice - Tablas)

Reemplazando valores:

$$A = 0,5455 = (\pi \times D^2)/4$$

Despejando:

$$D = 0,835 \text{ mts.}$$

3.4.2 CALCULO DEL ESPESOR DE LA TUBERIA

ESPESOR DE LA TUBERIA

Téngase en cuenta que la fórmula a utilizar se aplica para temperaturas normales y sin ataque químico.

Si las temperaturas son elevadas deberán disminuirse los valores de "t" y los desgastes obligarán a prudentes aumentos de espesor.

Fórmula:

$$e = \frac{P \times d}{t \times 200} + 1 \quad \dots(3.4.2)$$

Donde:

e: Espesor en mm.

P: Presión efectiva interna en Kg./cm².

d: Diámetro interno de la tubería en mm.

t: Coeficiente; que tiene los sgtes. valores

t = 12 acero dulce

t = 4,8 cobre

t = 4,4 aluminio

Datos:

- La presión máxima que podría obtener los gases de escape, para ser alimentado al secador sería de: 4 Kg./cm².
- Diámetro interior de la tubería: 835 mm.
- El valor de t = 12 acero dulce, pero como la tubería tendría ataque químico, por la composición de los gases, consideraremos: 50%t es decir t = 6

Reemplazando valores:

$$e = 3,78 \text{ mm.}$$

PLANCHA A UTILIZAR

Por el diámetro de tubería a utilizar que es de 835 mm. y que resulta ser una medida no comercial y no-standard, resulta antieconómico mandar a fabricar un lote exclusivamente para este tramo de tubería.

Por lo tanto lo ideal y lo más económico resulta la rolada de las planchas en sus propias instalaciones (La planta cuenta con su propia rola), y producir la tubería del diámetro requerido y la longitud necesaria para el transporte de los gases.

En conclusión utilizaremos:

Plancha LAC ó LAF - Espesor: 3/16"

3.4.3 ESPESOR OPTIMO DE AISLAMIENTO DE LA TUBERIA

El espesor óptimo del aislante se puede determinar por criterios puramente económicos, a menor pérdida de calor, mayor grueso de aislante y mayor costo inicial y mayores cargos fijos anuales (mantenimiento y depreciación), los que deben añadirse a la pérdida anual de calor.

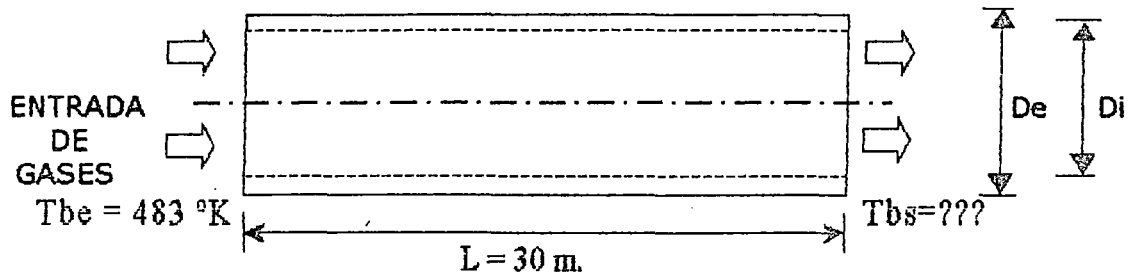
Suponiendo cierto número de espesores de aislante y sumando los cargos fijos al valor de la pérdida de calor, se obtendrá un costo mínimo y el espesor correspondiente a él será el espesor óptimo económico del aislante.

- **Determinación de los coeficientes de transferencia de calor basado en la superficie interna (\bar{h}_i) y en la superficie externa (\bar{h}_e).**

Datos:

Longitud de la tubería	(L) : 30 m.
Caudal	(V) : 58.920 m ³ /hr.
Flujo	(m) : 11,9617 Kg/seg.
Diámetro interno	(Di) : 0,835 m.
Diámetro externo	(De) : 0,844525 m.
Temperatura ambiente	(Ta) : 298 °K
Conductividad térmica del acero (Kac)	: 25 W/m.°K

FIGURA 3.3.2.1



$$Q = m \times C_p (T_{be} - T_{bs}) \dots \alpha$$

$$Q = \frac{T_b - T_a}{\frac{1}{h_i \times A_i} + \frac{\ln(r_e/r_i)}{2 \times \pi \times K_{ac} \times L} + \frac{1}{h_e \times A_e}} \dots B$$

Superficie Interna:

- Temperatura promedio (T_p)

asumiendo: $T_{bs} = 475 \text{ }^\circ\text{K}$; $T_b = \frac{T_{be} + T_{bs}}{2}$

reemplazando:

$$T_b = 479 \text{ }^\circ\text{K}$$

- Propiedades del gas a $478 \text{ }^\circ\text{K}$ (Tabla de gases - Apéndice)

$$Pr = 0,68108$$

$$K = 3,90400 \times 10^{-2} \text{ W/m.}^\circ\text{K}$$

$$C_p = 1,02614 \text{ KJ/Kg-}^\circ\text{K}$$

$$\mu_b = 25,92525 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}$$

$$T_s = \frac{T_b + T_a}{2} = \frac{479 + 298}{2} = 388,50 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\mu_s = 22,37343 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}$$

- Número de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{4 \times m}{\mu_b \times \pi \times D_i}$$

reemplazando valores:

$$Re = 703.547,78 \dots\dots \text{Turbulento}$$

- Número de Nusselt (Nu)

$$Nu = \frac{\bar{h}_i \times D_i}{K} = 0,023 (Re)^{0,8} \times (Pr)^{1/3} \times (\mu_b/\mu_s)^{0,14}$$

Se recomienda esta ecuación para la transferencia de calor en fluidos cuyas propiedades varían apreciablemente con la temperatura.

Reemplazando valores:

$$\bar{h}_i = 45,9985 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

Superficie Externa:

- $T_f = \frac{T_s + T_a}{2} = \frac{388,50 + 298}{2} = 343,25 \text{ °K}$

- Propiedades del gas a 343,25 °K (Tabla de gases - Apéndice)

$$Pr = 0,69835$$

$$K = 2,95243 \times 10^{-2} \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

$$g\beta\delta^2/\mu^2 = 72,29975 \times 10^6 \text{ 1/K} \cdot \text{m}^3$$

- Número de Grashof (Gr)

$$Gr = \frac{g\beta\delta^2}{\mu^2} \times De^3 (T_s - T_a)$$

Reemplazando valores:

$$Gr = 3.941,1495 \times 10^6$$

- Número de Nusselt (Nu)

$$Nu = \frac{\bar{h}_e \times De}{k} = 0,53 (Gr \times Pr)^{1/4}$$

Reemplazando valores:

$$\bar{h}_e = 4,2439 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

$$\bullet \text{ De } T_b = \frac{T_{be} + T_{bs}}{2} \rightarrow T_{bs} = 2T_b - 483 \dots\dots\dots \Omega$$

igualando $\alpha = \beta$, reemplazando Ω y los valores obtenidos se tiene:

$$11,9617 \times 1,02614 \times 1,000 \times [483 - (2T_b - 483)] = \frac{T_b - 298}{\frac{1}{45,9985 \times \pi \times 0,835 \times 30} + \frac{\ln(0,4222625/0,4175)}{2 \times \pi \times 25 \times 30} + \frac{1}{4,2439 \times \pi \times 0,844525 \times 30}}$$

Operando y despejando:

$$T_b = 480,7022 \text{ } ^\circ\text{K}$$

(Temperatura superior a 479^oK)

Asumiremos un nuevo valor de la temperatura T_{bs} , hasta comprobar la exactitud ó aproximación de su valor con las ecuaciones: α , β y Ω .

Superficie Interna:

- Temperatura promedio (T_p)

asumiendo: $T_{bs} = 477 \text{ } ^\circ\text{K}$; $T_b = \frac{T_{be} + T_{bs}}{2}$

reemplazando:

$$T_b = 480 \text{ } ^\circ\text{K}$$

- Propiedades del gas a 480 °K (Tabla de gases - Apéndice)

$$Pr = 0,68100$$

$$K = 3,91070 \times 10^{-2} \text{ W/m.}^\circ\text{K}$$

$$C_p = 1,02630 \text{ KJ/Kg-}^\circ\text{K}$$

$$\mu_b = 25,96300 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}$$

$$T_b + T_a = 480 + 298$$

$$T_s = \frac{\dots\dots\dots}{2} = \frac{\dots\dots\dots}{2} = 389 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\mu_s = 22,39445 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}$$

- Número de Reynolds (Re)

$$4 \text{ x m}$$

$$Re = \frac{\dots\dots\dots}{\mu_b \times \pi \times D_i}$$

$$\mu_b \times \pi \times D_i$$

reemplazando valores:

$$Re = 702.524,82 \dots\dots\dots \text{Turbulento}$$

- Número de Nusselt (Nu)

$$Nu = \frac{\bar{h}_i \times D_i}{K} = 0,023 (Re)^{0,8} \times (Pr)^{1/3} \times (\mu_b/\mu_s)^{0,14}$$

Se recomienda esta ecuación para la transferencia de calor en fluidos cuyas propiedades varían apreciablemente con la temperatura.

Reemplazando valores:

$$\bar{h}_i = 46,0254 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

Superficie Externa:

- $T_f = \frac{T_s + T_a}{2} = \frac{389 + 298}{2} = 343,50 \text{ °K}$

- Propiedades del gas a 343,50 °K (Tabla de gases - Apéndice)

$$Pr = 0,69830$$

$$K = 2,95440 \times 10^{-2} \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

$$g\beta\delta^2/\mu^2 = 72,09050 \times 10^6 \text{ 1/K} \cdot \text{m}^3$$

- Número de Grashof (Gr)

$$Gr = \frac{g\beta\delta^2}{\mu^2} \times De^3 (T_s - T_a)$$

Reemplazando valores:

$$Gr = 3.951,4543 \times 10^6$$

- Número de Nusselt (Nu)

$$Nu = \frac{\bar{h}_e \times D_e}{k} = 0,53 (Gr \times Pr)^{1/4}$$

Reemplazando valores:

$$\bar{h}_e = 4,2494 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

- $De \ T_b = \frac{T_{be} + T_{bs}}{2} \rightarrow T_{bs} = 2T_b - 483 \dots\dots\dots \Omega$

igualando $\alpha = \beta$, reemplazando Ω y los valores obtenidos se tiene:

$$11,9617 \times 1,02630 \times 1.000 \times [483 - (2T_b - 483)] = \frac{T_b - 298}{\frac{1}{46,0254 \times \pi \times 0,835 \times 30} + \frac{\ln(0,4222625/0,4175)}{2 \times \pi \times 25 \times 30} + \frac{1}{4,2494 \times \pi \times 0,844525 \times 30}}$$

Operando y despejando:

$$T_b = 480,6998 \text{ } ^\circ\text{K}$$

(Temperatura superior a 480°K)

Asumiremos un nuevo valor de la temperatura T_{bs} , hasta comprobar la exactitud ó aproximación de su valor con las ecuaciones: α , β y Ω .

Superficie Interna:

- Temperatura promedio (T_p)

$$\text{asumiendo: } T_{bs} = 478 \text{ } ^\circ\text{K} \quad ; \quad T_b = \frac{T_{be} + T_{bs}}{2}$$

reemplazando:

$$T_b = 480,50 \text{ } ^\circ\text{K}$$

- Propiedades del gas a $480,50 \text{ } ^\circ\text{K}$ (Tabla de gases - Apéndice)

$$Pr = 0,68099$$

$$K = 3,91393 \times 10^{-2} \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$$

$$C_p = 1,02640 \text{ KJ/Kg}\cdot^\circ\text{K}$$

$$\mu_b = 25,98124 \times 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$T_s = \frac{T_b + T_a}{2} = \frac{480,50 + 298}{2} = 389,25 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\mu_s = 22,40496 \times 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

- Número de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{4 \times m}{\mu_b \times \pi \times D_i}$$

reemplazando valores:

$$Re = 702.031,62 \text{ Turbulento}$$

- Número de Nusselt (Nu)

$$Nu = \frac{\bar{h}_i \times D_i}{K} = 0,023 (Re)^{0,8} \times (Pr)^{1/3} \times (\mu_b/\mu_s)^{0,14}$$

Se recomienda esta ecuación para la transferencia de calor en fluidos cuyas propiedades varían apreciablemente con la temperatura.

Reemplazando valores:

$$\bar{h}_i = 46,0388 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

Superficie Externa:

- $T_f = \frac{T_s + T_a}{2} = \frac{389,25 + 298}{2} = 343,625 \text{ °K}$

- Propiedades del gas a 343,50 °K (Tabla de gases - Apéndice)

$$Pr = 0,69827$$

$$K = 2,95533 \times 10^{-2} \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

$$g\beta\delta^2/\mu^2 = 71,98587 \times 10^6 \text{ 1/K} \cdot \text{m}^3$$

- Número de Grashof (Gr)

$$Gr = \frac{g\beta\delta^2}{\mu^2} \times De^3 (T_s - T_a)$$

Reemplazando valores:

$$Gr = 3.956,5591 \times 10^6$$

- Número de Nusselt (Nu)

$$Nu = \frac{\bar{h}_e \times De}{k} = 0,53 (Gr \times Pr)^{1/4}$$

Reemplazando valores:

$$\bar{h}_e = 4,2521 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

- $De \times T_b = \frac{T_{be} + T_{bs}}{2} \rightarrow T_{bs} = 2T_b - 483 \dots\dots\dots \Omega$

igualando $\alpha = \beta$, reemplazando Ω y los valores obtenidos se tiene:

$$11,9617 \times 1,02640 \times 1.000 \times [483 - (2T_b - 483)] = \frac{1}{46,0388 \times \pi \times 0,835 \times 30} + \frac{\ln(0,4222625/0,4175)}{2 \times \pi \times 25 \times 30} + \frac{1}{4,2521 \times \pi \times 0,844525 \times 30}$$

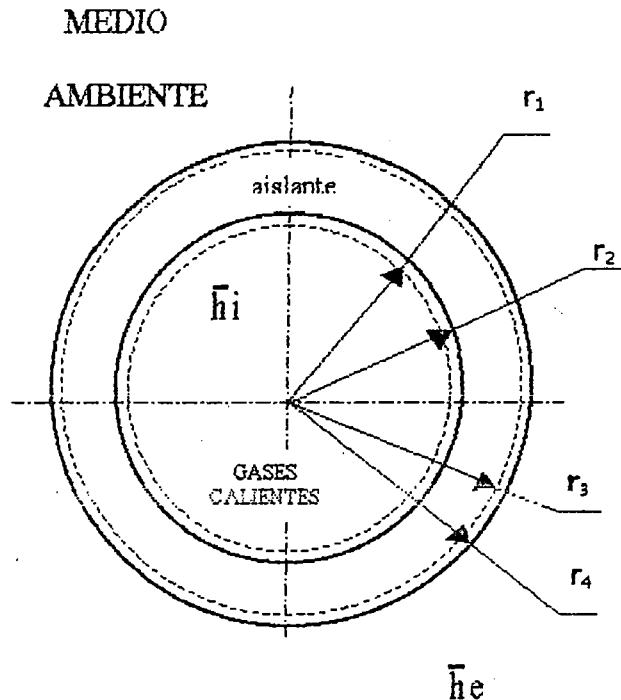
Operando y despejando:

$$T_b = 480,6986 \text{ } ^\circ\text{K} \cong 480,50 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Por lo tanto los coeficientes de transferencia de calor para los cálculos posteriores serán:

$\bar{h}_i = 46,0388 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$
$\bar{h}_e = 4,2521 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$
$T_b = 480,50 \text{ } ^\circ\text{K}$

- Determinación del espesor del aislante



Datos:

$$r_1 = 0,4175 \text{ m.}$$

$$r_2 = r_1 + 3/16''$$

$$r_2 \cong 0,4222625 \text{ m.}$$

$$r_3 = r_2 + e_{\text{aislante}}$$

$$r_4 = r_3 + 1/32''$$

$$r_4 = r_3 + 0,00079375$$

$$\bar{h}_i = 46,0388 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

$$\bar{h}_e = 4,2521 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{gases}} = T_b = 480,5 \text{ } ^\circ\text{K}$$

EJEMPLO:

Para $e_{\text{ais}} = 2 \text{ cm.}$

• Cálculo del coeficiente "U"

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i \times A_i} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L K_{ac}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi L K_{ais}} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi L K_{ace-inox}} + \frac{1}{h_e \times A_e}}$$

Datos:

$$A_i = 2 \times \pi \times 0,4175 \times 30 \text{ m}^2$$

$$A_e = 2 \times \pi \times 0,44305625 \times 30 \text{ m}^2$$

$$h_e = 4,2521 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

$$h_i = 46,0388 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$$

$$L = 30 \text{ m.}$$

$$r_1 = 0,4175 \text{ m.}$$

$$r_2 = 0,4175 + 3/16" = 0,4222625 \text{ m.}$$

$$r_3 = 0,4222625 + e_{ais} = 0,4422625 \text{ m.}$$

$$r_4 = 0,4422625 + 1/32" = 0,44305625 \text{ m.}$$

$$K_{ac} = 25 \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

$$K_{ais} = 0,05 \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

$$K_{ace-inox} = 17,5 \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

Reemplazando valores:

$$U = 124,9209 \text{ W/°K}$$

• Cálculo del calor perdido "Q"

$$Q = U (T_b - T_a)$$

Datos:

$$U = 106,4804928 \text{ W/°K}$$

$$T_b = 480,50 \text{ °K}$$

$$T_a = 298 \text{ °K}$$

Reemplazando valores:

$$Q = 22.798,0678 \text{ W}$$

- Volumen de aislamiento "V"

$$V = \pi \times [(r3)^2 - (r2)^2] \times L$$

Reemplazando valores:

$$V = 1,6295 \text{ m}^3$$

- Peso del aislante (P)

$$P = \delta_{\text{ais}} \times V$$

Datos:

$\delta_{\text{ais}} = 200 \text{ Kg/m}^3$ (Peso específico de la lana de vidrio)

$V = 1,6295 \text{ m}^3$

Reemplazando valores:

$$P = 325,9182 \text{ Kg.}$$

- Costo del aislante (US S/.)

-Precio de venta del aislante = US S/.2,50/Kg.

-Peso del aislante = 325,9198 Kg.

Operando:

$$\text{US S/.} = 814,80$$

- Costo de producción de los gases

El costo de las kilocalorías que proporcionan los gases lo relacionaremos directamente con el petróleo bunker-6, por ser la fuente de suministro de energía y fuente de transferencia de calor para los generadores de vapor.

PETROLEO BUNKER - 6

Poder Calorifico : 9.696 Kcal/Kg.

<u>Medida</u>	<u>Peso</u>	<u>Costo</u>	<u>Energía</u>
1 Galón	3,76 Kg	US S/.0,72	36.456,96 Kcal.

- Cantidad de Kcal

$$22.798,0678 \text{ W} \left[\left\{ \frac{14,34 \text{ Kcal/min}}{\text{KW}} \right\} \times \left\{ \frac{\text{KW}}{1000 \text{ W}} \right\} \times \left\{ \frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right\} \right]$$

Factor de Conversión

Operando:

19.615,46431 Kcal/hr

- Costo anual del calor perdido (C)

.. Considerando 12 hr. de operación por día

$$C = 19.615,46431 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{12 \text{ hr}}{\text{Día}} \times \frac{360 \text{ Días}}{\text{Año}} \times 0,000019749 \frac{\text{US S/}}{\text{Kcal}}$$

Operando:

C = US S/, 1.673,53 (Dólares Americanos)

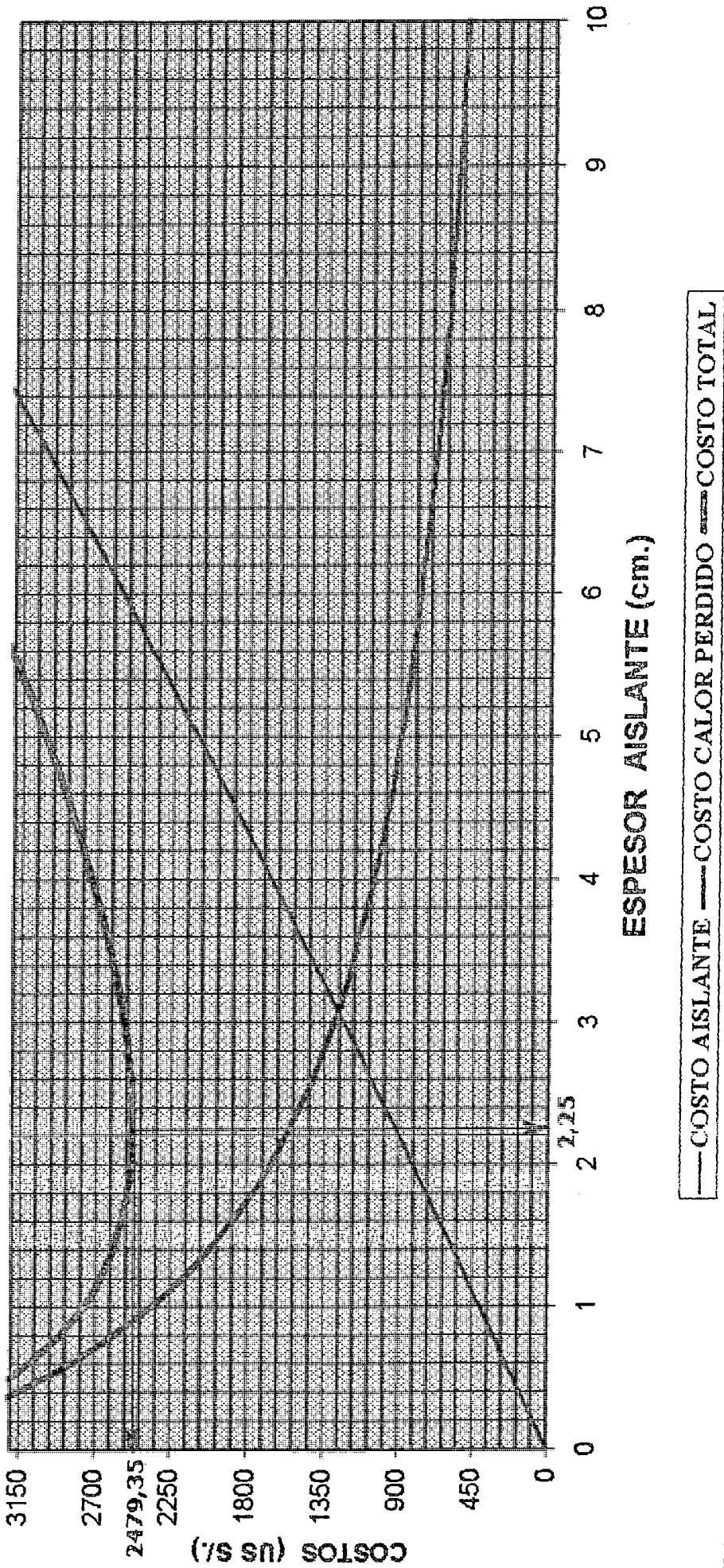
El cuadro N° 3.4.3, muestra los valores obtenidos y la tabulación correspondiente para los diferentes espesores de aislante, este cuadro nos permite realizar el gráfico N° 3.4.3; Costo de aislante v.s. Energía pérdida, y obtener la curva de costo total, dicho gráfico nos permitirá encontrar el espesor óptimo del aislante, desde el punto de vista técnico - económico.

$e_{\text{AISLANTE}} = 2,25 \text{ cm.}$ **COSTO TOTAL : US S/. 2.479,35**

CUADRO N° 3.4.3

ESPESOR DEL AISLANTE (cm)	r3 (m)	r4 (m)	U (W/°K)	CALOR TOTAL PERDIDO (W)	VOLUMEN DEL AISLANTE (m3)	PESO DEL AISLANTE (Kg)	COSTO DEL AISLANTE (US \$/.)	COSTO CALOR PERDIDO ANUAL (US \$/.)
0.00	0.4222625	0.46476250	334.2256382	60996.17898	0.00000000	0.000000	0.00	4477.53
0.25	0.4247625	0.42555625	260.6109367	47561.49596	0.19957556	39.915113	99.79	3491.34
0.50	0.4272625	0.42805625	225.0900331	41078.93104	0.40032922	80.065845	200.16	3015.47
0.75	0.4297625	0.43055625	198.2254009	36176.13567	0.60226098	120.452197	301.13	2655.57
1.00	0.4322625	0.43305625	177.1961811	32338.30305	0.80537084	161.074168	402.69	2373.85
1.25	0.4347625	0.43555625	160.2870866	29252.39330	1.00965879	201.931758	504.83	2147.32
1.50	0.4372625	0.43805625	146.3951066	26717.10695	1.21512484	243.024968	607.56	1961.22
1.75	0.4397625	0.44055625	134.7786962	24597.11206	1.42176899	284.353798	710.88	1805.59
2.00	0.4422625	0.44305625	124.9209196	22798.06782	1.62959123	325.918247	814.80	1673.53
2.25	0.4447625	0.44555625	116.4503952	21252.19712	1.83859158	367.718315	919.30	1560.06
2.50	0.4472625	0.44805625	109.0934352	19909.55193	2.04877001	409.754003	1024.39	1461.50
2.75	0.4497625	0.45055625	102.6439041	18732.51250	2.26012655	452.025310	1130.06	1375.09
3.00	0.4522625	0.45305625	96.9435880	17692.20482	2.47266118	494.532237	1236.33	1298.73
3.25	0.4547625	0.45555625	91.8690341	16766.09872	2.68637391	537.274783	1343.19	1230.75
3.50	0.4572625	0.45805625	87.3225006	15936.35637	2.90126474	580.252949	1450.63	1169.84
3.75	0.4597625	0.46055625	83.2255951	15188.67110	3.11733367	623.466734	1558.67	1114.95
4.00	0.4622625	0.46305625	79.5147117	14511.43488	3.33458069	666.916138	1667.29	1065.24
4.25	0.4647625	0.46555625	76.1377021	13895.13063	3.55300581	710.601162	1776.50	1020.00
4.50	0.4672625	0.46805625	73.0514066	13331.88170	3.77260903	754.521805	1886.30	978.65
4.75	0.4697625	0.47055625	70.2197977	12815.11308	3.99339034	798.678068	1996.70	940.72
5.00	0.4722625	0.47305625	67.6125651	12339.29312	4.21534975	843.069951	2107.67	905.79
5.25	0.4747625	0.47555625	65.2040248	11899.73453	4.43848726	887.697452	2219.24	873.52
5.50	0.4772625	0.47805625	62.9722693	11492.43914	4.66280287	932.560574	2331.40	843.62
5.75	0.4797625	0.48055625	60.8984976	11113.97580	4.88829657	977.659314	2444.15	815.84
6.00	0.4822625	0.48305625	58.9664837	10761.38327	5.11496837	1022.993674	2557.48	789.96
6.25	0.4847625	0.48555625	57.1621503	10432.09244	5.34281827	1068.563654	2671.41	765.79
6.50	0.4872625	0.48805625	55.4732247	10123.86350	5.57184626	1114.369253	2785.92	743.16
6.75	0.4897625	0.49055625	53.8889581	9834.73485	5.80205236	1160.410471	2901.03	721.94
7.00	0.4922625	0.49305625	52.3998967	9562.98115	6.03343655	1206.687309	3016.72	701.99
7.25	0.4947625	0.49555625	50.9976922	9307.07883	6.26599883	1253.199767	3133.00	683.20
7.50	0.4972625	0.49805625	49.6749448	9065.67742	6.49973922	1299.947843	3249.87	665.48
7.75	0.4997625	0.50055625	48.4250720	8837.57565	6.73465770	1346.931540	3367.33	648.74
8.00	0.5022625	0.50305625	47.2421993	8621.70137	6.97075428	1394.150855	3485.38	632.89
8.25	0.5047625	0.50555625	46.1210670	8417.09472	7.20802895	1441.605790	3604.01	617.87
8.50	0.5072625	0.50805625	45.0569519	8222.89372	7.44648172	1489.296345	3723.24	603.62
8.75	0.5097625	0.51055625	44.0456010	8038.32219	7.68611260	1537.222519	3843.06	590.07
9.00	0.5122625	0.51305625	43.0831739	7862.67924	7.92692156	1585.384312	3963.46	577.17
9.25	0.5147625	0.51555625	42.1661943	7695.33046	8.16890863	1633.781725	4084.45	564.89
9.50	0.5172625	0.51805625	41.2915076	7535.70013	8.41207379	1682.414758	4206.04	553.17
9.75	0.5197625	0.52055625	40.4562446	7383.26465	8.65641705	1731.283410	4328.21	541.98
10.00	0.5222625	0.52305625	39.6577902	7237.54671	8.90193840	1780.387681	4450.97	531.29

GRAFICO N° 3.4.3
ESPESOR ECONOMICO DEL AISLANTE



3.5. CONDICIONES DEL MEDIO AMBIENTE

El secador a diseñarse sería instalado en la planta a la interprete es decir que sus equipos y/o estructuras estarían sujetos a las condiciones del medio ambiente; Lo que significa que la temperatura (T_a) y la humedad relativa (H_a) del aire atmosférico tengan una gran importancia en el balance térmico, ya que de ellos dependerá de las condiciones de entrada del gas de purga, dicho gas será el agente que nos permitirá extraer el porcentaje de humedad deseado del producto.

Variación:

Humedad Relativa : 60 % - 70 %

Temperatura : 18°C - 29°C

Por los datos recolectados los valores promedios son:

$$H_a = 60\% \quad \text{y} \quad T_a = 25^\circ\text{C}$$

AIRE

A 25°C \rightarrow La presión de agua es: 23,77 mmHg. y es naturalmente la presión parcial del vapor de agua en el aire a 25 °C saturado.

Cantidad de vapor \rightarrow En 1m³ será:
$$W = \frac{P \times V}{R \times T} \times M$$

Datos:

P : 23,77 / 760 atm.

V : 1.000 Litros.

R : 0,082

T : 25 + 273 = 298 °K

M : 18 (Peso molecular del H₂O)

Reemplazando:

$$W = 23,038 \text{ gr.}$$

Empero como la humedad relativa del aire es de 60%, la cantidad de agua en 1m³ será:

$$23,038 \times 0,60 = 13,82 \text{ gr.}$$

Y su presión parcial en 1m³ será:

$$23,77 \times 0,60 = 14,26 \text{ mmHg.}$$

3.6. CONDICIONES TERMODINAMICA DE LA HARINA A LA ENTRADA Y SALIDA DEL SECADOR

FUENTE: CONTROL DE CALIDAD

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

DATOS RECOLECTADOS - 1

TIEMPO	HUMEDAD %			CONCENTRADO	12/12/95
Hrs.	HARINA	KEKE	TORTA SEPARADORA	%	OBSERVACIONES
7					INICIO DE PRODUCCION
8		51	64	31	S/N
9		52	64	36	S/N
10	9.5	47	63	35	S/N
11	8.0	49	62	33	S/N
12	7.5	48	63	36	S/N
13	9.0	46	62		FALLA BOMBA
14	9.0	47	63		CONCENTRADO
15	9.0	49	63	38	S/N
16	7.5	49	64	35	S/N
17	8.0	50	63	34	S/N
18	7.5	48	62	34	S/N
19	7.5	49	63	33	S/N
20	8.5	48	64	34	S/N
21	8.5	48	63	36	S/N
22	8.5	50	63	35	S/N
23	8.0	51	62	35	S/N
24		48	63	32	FALLA MOLINO
1		48	64	34	FALLA MOLINO
2		50	65	33	FALLA MOLINO
3	8.0	49	64	32	S/N
4	8.0				
5					
6					

PROMEDIO:

8.25	48.85	63.20	34.22
------	-------	-------	-------

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

DATOS RECOLECTADOS - 2

TIEMPO	HUMEDAD %			CONCENTRADO	19/12/95
Hrs.	HARINA	KEKE	TORTA SEPARADORA	%	OBSERVACIONES
7					INICIO DE PRODUCCION
8		51	64	31	SN
9		52	64	36	SN
10	9.5	47	63	35	SN
11	8.0	49	62	33	SN
12	7.5	48	63	36	SN
13	9.0	46	62		FALLA BOMBA
14	9.0	47	63		CONCENTRADO
15	9.0	49	63	38	SN
16	7.5	49	64	35	SN
17	8.0	50	63	34	SN
18	7.5	48	62	34	SN
19	7.5	49	63	33	SN
20	8.5	48	64	34	SN
21	8.5	48	63	36	SN
22	8.5	50	63	35	SN
23	8.0	51	62	35	SN
24		48	63	32	FALLA MOLINO
1		48	64	34	FALLA MOLINO
2		50	65	33	FALLA MOLINO
3	8.0	49	64	32	SN
4	8.0				
5					
6					

PROMEDIO

8.25	48.85	63.20	34.22
-------------	--------------	--------------	--------------

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

DATOS RECOLECTADOS - 3

TIEMPO	HUMEDAD %			CONCENTRADO	10/01/96
Hrs.	HARINA	KEKE	TORTA SEPARADORA	%	OBSERVACIONES
7					INICIO DE PRODUCCION
8		51	64	31	SN
9		52	64	36	SN
10	9.5	47	63	35	SN
11	8.0	49	62	33	SN
12	7.5	48	63	36	SN
13	9.0	46	62		FALLA BOMBA
14	9.0	47	63		CONCENTRADO
15	9.0	49	63	38	SN
16	7.5	49	64	35	SN
17	8.0	50	63	34	SN
18	7.5	48	62	34	SN
19	7.5	49	63	33	SN
20	8.5	48	64	34	SN
21	8.5	48	63	36	SN
22	8.5	50	63	35	SN
23	8.0	51	62	35	SN
24		48	63	32	FALLA MOLINO
1		48	64	34	FALLA MOLINO
2		50	65	33	FALLA MOLINO
3	8.0	49	64	32	SN
4	8.0				
5					
6					

PROMEDIO

8.25	48.85	63.20	34.22
------	-------	-------	-------

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

DATOS RECOLECTADOS - 4

TIEMPO Hrs.	TEMPERATURA °C		
	SALIDA DEL GAS DE PURGA (AIRE-EXHAUSTOR)		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7	64	70	63
8	58	74	66
9	64	70	66
10	66	66	70
11	64	71	66
12	63	68	65
13	68	66	69
14	69	67	67
15	67	68	62
16	68	64	66
17	62	62	64
18	70	59	62
19	69	58	58
20	67	62	59
21	62	64	63
22	61		62
23	60		59
24	59		57
1	62	60	69
2	61	61	67
3	63	63	67
4		60	60
5		59	57
6		60	59

PROMEDIO:

64.14	64.38	63.46
-------	-------	-------

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

DATOS RECOLECTADOS - 5

TIEMPO Hrs.	TEMPERATURA °C		
	ENTRADA DE LA HARINA (KEKE) AL SECADOR		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7	62	60	64
8	64	62	64
9	65	63	62
10	64	65	61
11	64	64	62
12	62	62	61
13	62	64	60
14	60	64	60
15	62	64	63
16	61	65	61
17	64	65	60
18	60	60	60
19	60	61	60
20	64	60	61
21	63	58	61
22	64		66
23	62		64
24	60		65
1	60	61	61
2	59	62	62
3	62	64	60
4		63	60
5		61	61
6		60	60

PROMEDIO:

62.10	62.29	61.63
-------	-------	-------

PARAMETROS QUE RIGEN UNA PRODUCCION NORMAL

DATOS RECOLECTADOS - 6

TIEMPO Hrs.	TEMPERATURA °C		
	HARINA		
	12/12/95	19/12/95	10/01/96
7		70	
8		71	72
9		72	74
10	74	73	73
11	76	70	71
12	70	71	70
13	73	70	75
14	69	71	74
15	74	72	75
16	70	71	72
17	70	72	72
18	72	73	70
19	71	72	73
20	73	73	76
21	74		75
22	74		75
23	72		74
24		73	74
1		70	72
2		69	73
3	70	71	71
4	71	72	72
5		71	69
6		69	70

PROMEDIO:

72.06	71.24	72.70
-------	-------	-------

CONDICIONES TERMODINAMICAS A LA ENTRADA DEL SECADOR

TORTA DE PRENSA

Humedad Recomendada (H_p) : 48% - 52%

Datos recolectados:

$$H_p = \frac{48,45 + 47,74 + 48,76}{3}$$

$$H_p = 48,45 \%$$

TORTA DE SEPARADORA

Humedad Recomendada (H_s) : 60% - 65%

Datos recolectados:

$$H_s = \frac{63,20 + 64,05 + 64,17}{3}$$

$$H_s = 63,80 \%$$

CONCENTRADO

Humedad Recomendada (H_c) : 30% - 40%

Datos recolectados:

$$H_c = \frac{34,22 + 35,63 + 34,57}{3}$$

$$H_c = 34,80 \%$$

HUMEDAD DEL PRODUCTO A LA ENTRADA DEL SECADOR (H_{pe})

La humedad del producto a la entrada del secador resulta de la formación de la torta (Keke), que es obtenido de la fusión de la torta de separadora, torta de prensa y concentrado.

$$H_{pe} = 54,22 \%$$

Este valor porcentual del producto se obtiene de la composición que posee cada constituyente (Balance de materia).

Temperatura Recomendada: 60°C - 65°C

Datos recolectados:

$$Tpe = \frac{62,10 + 62,29 + 61,63}{3}$$

$$Tpe = 62,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

CONDICIONES TERMODINAMICAS A LA SALIDA DEL SECADOR

Humedad Recomendada: 8% - 9%

Datos recolectados:

$$Hps = \frac{8,25 + 7,95 + 8,04}{3}$$

$$Hps = 8,08 \text{ } \%$$

Temperatura Recomendada: 70°C - 75°C

Datos recolectados:

$$Tps = \frac{72,06 + 71,24 + 72,70}{3}$$

$$Tps = 72,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- TEMPERATURA PROMEDIO DE SALIDA DEL GAS (AIRE) DE PURGA DEL SECADOR (EXHAUSTOR)

Temperatura Recomendada: 60°C - 75°C

Datos recolectados:

$$Tgs = \frac{64,14 + 64,38 + 63,46}{3}$$

$$Tgs = 64,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Humedad promedio del gas de purga es:

$$Hgs = 75,0 \text{ } \%$$

3.7. BALANCE TERMICO CONSIDERANDO EL FLUJO DE MASA Y LA CANTIDAD DE CALOR REQUERIDO

INTRODUCCION

Los parámetros que predominan en la producción de la harina de pescado, no son algo por investigar ó experimentar, dichos parámetros ya están establecidos y sustentados por la industria pesquera del ramo.

Por lo cual nosotros comenzaremos ha establecer nuestros parámetros de análisis, partiendo de una recolección de datos tomados en diferentes periodos de una producción y de funcionamiento normal de la planta.

Es evidente que estos parámetros no son rígidamente constantes, ya que estos varían de acuerdo al comprador del producto, buen porcentaje de la producción que se comercializa en el mercado nacional es utilizado para la alimentación de las aves, para lo cual se exige que la humedad de la harina debe estar en el rango de: 8% a 9%

Si la humedad del producto es inferior ó superior a este rango traerá como consecuencia una mala digestión ó la muerte de las aves y por ende pérdidas en la producción de la industria avícola.

El mercado internacional es algo particular algunos exigen que la harina tenga un cierto porcentaje de proteínas y una humedad relativamente baja de: 6% - 7%, lo cual en el mercado nacional no es común, por lo tanto la producción y características de la harina van depender de hacia a donde se dirige su mercado de consumo.

Nosotros evidentemente utilizaremos los datos que han sido tomados y recolectados durante la producción, para establecer datos promedios que predominan en la producción.

En conclusión cada uno de los datos y parámetros que se están estimando son valores promedios reales que se dan por lo general en los secadores indirectos y que están sujetos a un funcionamiento constante y a un régimen normal de producción.

3.7.1 BALANCE DE MATERIA

Los principales constituyentes de los peces son cinco (5) : Agua, Lípidos, Proteínas, Carbonatos y Cenizas.

Y los constituyentes del pescado que se consideran para el balance de materia en una planta procesadora de harina de pescado son tres (3) : Agua, Aceite y Sólidos.

Generalmente las fábricas harineras que tienen una dependencia de

Control de Calidad, realizan un muestreo de la materia prima a procesar para así determinar el porcentaje de agua, aceite y sólidos que posee la muestra tomada.

Con los datos tomados y recolectados de la planta, realizaremos algunos cálculos y el respectivo análisis del Balance de Materia en cada etapa del proceso de producción; y así tener una idea clara de cómo varían los constituyentes del pescado y cómo es que llegan estos al secador.

Los cálculos están referidos a la capacidad de producción a la cual se va a diseñar el secador.

A)- MATERIA PRIMA:

Capacidad Horaria : 10 Ton/Hr. de anchoveta¹

Porcentajes Promedio:

Sales : 3,36 %

Grasas : 8,93 %

Proteínas: 16,50 %

Agua : 71,21 %

Para el análisis correspondiente consideramos a los sólidos la suma de las sales más proteínas, como consecuencia de esta consideración los nuevos porcentajes será:

Sólidos : 19,86 %

Grasas : 8,93 %

Agua : 71,21 %

Cantidad de cada constituyente que ingresa a la poza:

Sólidos : $0,1986 \times 10.000 = 1.986,00 \text{ Kg.}$

Grasas : $0,0893 \times 10.000 = 893,50 \text{ Kg.}$

Agua : $0,7121 \times 10.000 = 7.121,00 \text{ Kg.}$

¹ El tamaño mínimo de captura de la anchoveta, sugerido por IMARPE (Instituto del Mar del Perú), es de 12 cm. y un máximo de 10% de captura incidental de juveniles.

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	1.986,00 Kg.	19,86 %
GRASAS :	893,00 Kg.	8,93 %
AGUA :	7.121,00 Kg.	71,21 %

B) COCINA:

En este equipo se realiza el cocimiento de la especie a procesar, la presión de trabajo de estos equipos varían de: 40 a 55 Psi.

El transporte del pescado hacia la cocina se realiza por medio de tornillos transportadores y por rastra de elevación.

La composición de la materia prima al salir de la cocina sufre una variación o una pérdida porcentual de agua - *Cocina de contacto indirecto*² -, que es del orden aproximado del 5%.

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	1.986,00 Kg.	20,59 %
GRASAS :	893,00 Kg.	9,26 %
AGUA :	6.765,00 Kg.	70,15 %

C) PRENSA:

El pescado previamente cocido en la cocina, es transportado y filtrado por el prestrainer a la prensa, en esta se genera dos (2) fases: Una sólida llamada torta de prensa y otra líquida llamada licor de prensa.

La fase líquida pasa ó acarrea aproximadamente 30% de sólidos, quedando por consiguiente para la fase sólida ó torta de prensa el 70% de sólidos; El porcentaje de grasa es de: 4% - 6%, para nuestro cálculo utilizaremos 5%.

FASE SOLIDA:

W : Peso de la torta de prensa

Sólidos: $0,70 \times 1.986,00 = 1.390,20$ Kg.

W = Sólidos + Grasas + Humedad

² En los cocinadores de contacto indirecto é directo, para el cocido del pescado se la inyecta un promedio de 40 Kg. de vapor de agua por tonelada de pescado a procesar.

Datos:

Sólidos = 1.390,20 Kg. Grasas = 5% W

Humedad = 48,45%

Reemplazando:

$$W = 1.390,20 + 0,05W + 0,4845W$$

$$W = 2.986,47 \text{ Kg.}$$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	1.390,20 Kg.	46,55 %
GRASAS :	149,32 Kg.	5,00 %
AGUA :	1.446,94 Kg.	48,45 %

FASE LIQUIDA:

Sólidos: $0,30 \times 1.986,00 = 585,80 \text{ Kg.}$

Grasas : $893,50 - 5\% W$

$893,50 - 0,05 \times 2.986,47 = 743,68 \text{ Kg.}$

Agua : $6.765,00 - 48,45\% W$

$6.765,00 - 0,4845 \times 2.986,46 = 5.318,06 \text{ Kg.}$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	595,80 Kg.	8,95 %
GRASAS :	743,68 Kg.	11,17 %
AGUA :	5.318,06 Kg.	79,88 %

D) SEPARADORA:

En esta máquina se recupera aproximadamente el 40% de sólidos que posee la fase líquida que proporciona la prensa y el preestayner, en la fase sólida ó torta de separadora queda aproximadamente un residuo de aceite de 3% y 63,80% de agua, el resto será absorbido por la fase líquida o bien llamado caldo de separadora.

FASE SOLIDA:

W : Peso de la torta de separadora

Sólidos: $0,40 \times 595,80 = 238,32 \text{ Kg.}$

$W = \text{Sólidos} + \text{Grasas} + \text{Humedad}$

Datos:

Sólidos = 238,32 Kg. Grasas = 3% W Humedad = 63,80% W

Reemplazando:

$$W = 238,32 + 0,03W + 0,6380W$$

$W = 717,83 \text{ Kg.}$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	238,32 Kg.	33,20 %
GRASAS :	21,53 Kg.	3,00 %
AGUA :	457,98 Kg.	63,80 %

FASE LIQUIDA:

Sólidos: $0,60 \times 595,80 = 357,48 \text{ Kg.}$

Grasas : 743,68 - 3% W

$743,68 - 0,03 \times 717,83 = 722,15 \text{ Kg.}$

Agua : $5.318,06 - 457,98 = 4.860,08 \text{ Kg.}$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	357,48 Kg.	6,02 %
GRASAS :	722,15 Kg.	12,16 %
AGUA :	4.860,08 Kg.	81,82 %

E) CENTRIFUGA:

En esta máquina se realiza el proceso de centrifugado, se recupera aproximadamente el 99% de aceite presente en el caldo de separadora .

Esta recuperación de aceite es acompañada por pequeños porcentajes de sólidos y agua, que en forma global representan el 1%, consideraremos 0,5% de sólidos y 0,5% de agua.

ACEITE:

W: Peso del aceite bruto (Aceite, Sólidos, Agua)

$$W = 99\% (722,15) + 0,5\% W + 0,5\% W$$

$$W = 722,15 \text{ Kg.}$$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	3,61 Kg.	0,50 %
GRASAS :	714,93 Kg.	99,00 %
AGUA :	3,61 Kg.	0,50 %

CALDO:

$$\text{Sólidos: } 357,48 - 3,61 = 353,87 \text{ Kg.}$$

$$\text{Grasas : } 722,15 - 714,93 = 7,22 \text{ Kg.}$$

$$\text{Agua : } 4.860,08 - 3,61 = 4.856,47 \text{ Kg.}$$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	353,87 Kg.	6,78 %
GRASAS :	7,22 Kg.	0,14 %
AGUA :	4.856,47 Kg.	93,08 %

F)- PLANTA DE AGUA DE COLA:

El grado de concentración de la planta de agua de cola depende íntegramente del sistema de evaporación y del número de efectos (etapas) que tiene la planta, el grado de concentrado esta en el rango de: 30% - 40% ; Para nuestro caso por los datos recolectados el porcentaje del concentrado es de 34,80 % asimismo asumiremos que durante el proceso de evaporación se pierde el 1% de sólidos y el 1% de grasas.

$$\text{Sólidos: } 353,87 - 0,01 \times 353,87 = 350,33 \text{ Kg.}$$

$$\text{Grasas : } 7,22 - 0,01 \times 7,22 = 7,15 \text{ Kg.}$$

Como el porcentaje del concentrado es de 34,80 % significa que este porcentaje equivale a 350,33 Kg. de sólidos, es decir que el 100 % (Sólidos + Grasas + Agua) es: 1.006,69 Kg.

$$\text{Agua : } 1.006,69 - (350,33 + 7,15) = 649,21 \text{ Kg.}$$

COMPOSICION DEL CONCENTRADO

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	350,33 Kg.	34,80 %
GRASAS :	7,15 Kg.	0,71 %
AGUA :	649,21 Kg.	64,49 %

COMPOSICION DE LA TORTA (KEKE) A LA ENTRADA DEL SECADOR

La composición de la torta que ingresará al secador estará conformado por sólidos, Grasas, y Agua, procedente de los diferentes procesos de producción.

SOLIDOS

Sólidos de la prensa	:	1.390,20 Kg.
Sólidos de la separadora	:	238,32 Kg.
Sólidos del concentrado	:	350,33 Kg.

		1.978,85 Kg.

GRASAS

Grasas de la prensa	:	149,32 Kg.
Grasas de la separadora	:	21,53 Kg.
Grasas del concentrado	:	7,15 Kg.

		178,00 Kg.

AGUA

Agua de la prensa	:	1.446,94 Kg.
Agua de la separadora	:	457,98 Kg.
Agua del concentrado	:	649,21 Kg.

		2.554,13 Kg.

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	1.978,85 Kg.	42,00 %
GRASAS :	178,00 Kg.	3,78 %
AGUA :	2.554,13 Kg.	54,22 %

G) SECADOR:

La función de este equipo de producción, es eliminar la cantidad de agua necesaria presente en la masa sólida, para que el producto final sea útil y a la vez comercializable.

HUMEDAD DE LA HARINA A LA SALIDA DEL SECADOR : 8,08 %

PESO DE LA HARINA A LA SALIDA DEL SECADOR : W_H

$$W_H = \text{Sólidos} + \text{Grasas} + \text{Agua}$$

Datos:

Sólidos: 1.978,85 Kg.

Grasas : 178,00 Kg.

Agua : 0,0808 W_H

Remplazando:

$$W_H = 2.346,44 \text{ Kg.}$$

COMPOSICION

	PESO	PORCENTAJE
SOLIDOS :	1.978,85 Kg.	84,33 %
GRASAS :	178,00 Kg.	7,59 %
AGUA :	189,59 Kg.	8,08 %

CANTIDAD DE AGUA A ELIMINAR EN EL SECADOR:

$$2.554,13 - 189,59 = 2.364,54 \text{ Kg.}$$

Según los resultados obtenidos podemos elaborar el Balance de Materia (Diagrama 3.7.); En este diagrama se muestra la variación de flujo de la composición de los constituyentes de la materia prima durante el proceso de producción.

CONDICIONES DE ENTRADA Y SALIDA AL SECADOR

Del Balance de Materia obtenido y para un mejor análisis del balance térmico, la producción a relacionar será la de: Material Seco, que viene hacer la suma de los sólidos y grasas, este parámetro de material seco no varía a lo largo del secador y además consideraremos que la proporción de agua presente en el producto tanto en la entrada como en la salida del secador estará relacionado con respecto al flujo de material seco.

ENTRADA DEL PRODUCTO:

Sólidos : 1.978,85 Kg.

Grasas : 178,00 Kg.

Agua : 2.554,13 Kg.

Material Seco: $1.978,85 + 178,00 = 2.156,85$ Kg./hr.

Humedad del producto a la entrada del secador con respecto al material seco (Hpe):

$$Hpe = \frac{2.554,13}{2.156,85} \times 100$$

Hpe = 118,42 %

SALIDA DEL PRODUCTO:

Sólidos : 1.978,85 Kg.

Grasas : 178,00 Kg.

Agua : 189,59 Kg.

Material Seco: $1.978,85 + 178,00 = 2.156,85$ Kg/hr.

Humedad del producto a la salida del secador con respecto al material seco (Hps):

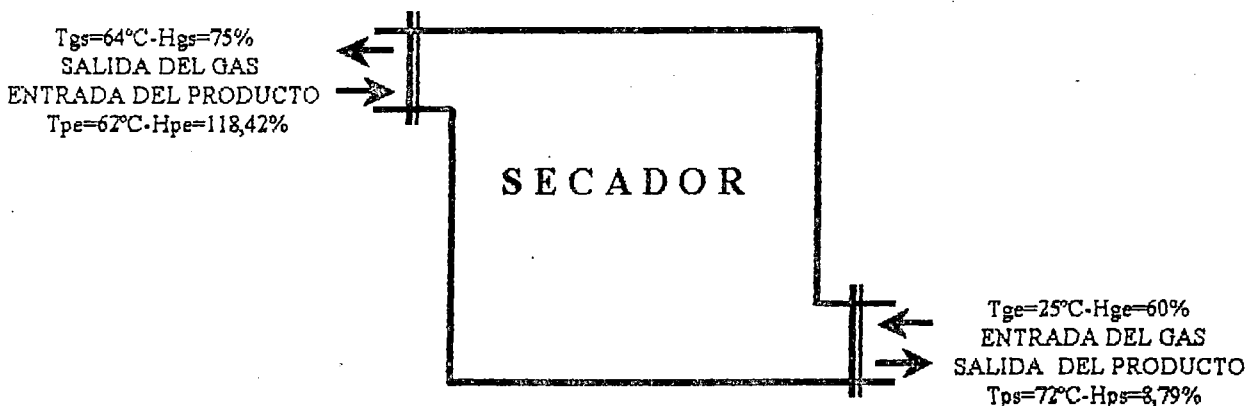
$$Hps = \frac{189,59}{2.156,85} \times 100$$

Hps = 8,79 %

FIGURA 3.7.1

Producción:

$mp = 2.157$ Kg./hr. (Material Seco)



Nota:

La producción de la harina de pescado esta en la relación de que por cada: 4 a 6 Ton. de materia prima se obtiene: 1 Ton. de harina seca, esta relación dependerá del tipo y calidad del pescado a procesar, como también de los métodos y equipos de producción de cada planta.

Con lo que respecta a la planta que se esta analizando, la relación promedio es que por cada 4,64 Ton. de materia prima se obtiene 1 Ton. de harina seca.

3.7.2. CANTIDAD DE AGUA A EVAPORAR: $mp \times (Hpe - Hps)$

Reemplazando:

$$2.156,85 \times (1,1842 - 0,0879)$$

Por lo tanto:

$$\boxed{\text{Agua a Evaporar} = 2.364,54 \text{ Kg.vapor de agua/hr}}$$

Producción real a 8,79% de humedad:

$$\boxed{1,0879 \times 2.156,85 = 2.346,44 \text{ Kg./hr.}}$$

3.7.3. CALCULO DEL FLUJO CALORIFICO (Kcal/hr)

4.3.3.1. CALENTAMIENTO DEL PRODUCTO: Calor para elevar la temperatura del keke, desde su temperatura de ingreso hasta su temperatura de salida³.

Fórmula:

$$\boxed{Q_i = mp \times Cem \times (Tps - Tpe)}$$

Calor Especifico Del material (Cem): El calor especifico de los principales componentes es:

Sólidos: 0,22 Kcal/Kg.°C

Grasas : 0,50 Kcal/Kg.°C

Agua : 1,00 Kcal/Kg.°C

El calor especifico del Keke y de la Harina podemos determinarlo teniendo los componentes del pescado en porcentaje.

³ La temperatura máxima admisible de la harina a la salida del secador es de 90°C, una temperatura superior tiende a deteriorar el producto.

	<u>KEKE</u>	<u>HARINA</u>
Sólidos :	42,00 %	84,33 %
Grasas :	3,78 %	7,59 %
Agua :	54,22 %	8,08 %

$$C_{e_{KEKE}} = 0,22 \times 0,42 + 0,50 \times 0,0378 + 1,00 \times 0,5422$$

$$C_{e_{KEKE}} = 0,6535 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

$$C_{e_{HARINA}} = 0,22 \times 0,8433 + 0,50 \times 0,0759 + 1,00 \times 0,0808$$

$$C_{e_{HARINA}} = 0,3043 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

Para nuestros cálculos el calor específico del material resulta del promedio del calor específico del keke y de la harina.

$$C_{em} = \frac{0,6535 + 0,3043}{2}$$

$$C_{em} = 0,4789 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

Donde:

$$m_p : 2.156,77 \text{ Kg./hr}$$

$$C_{em} : 0,4789 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{C}$$

$$T_{ps} : 72,00^\circ\text{C}$$

$$T_{pe} : 62,00^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_1 = 10.329 \text{ Kcal/hr} \dots (1)$$

3.7.3.2. CALENTAMIENTO DEL AGUA: Calor para elevar la temperatura del agua contenida en el keke, desde su temperatura de ingreso hasta 100°C.

Fórmula:

$$Q_2 = \text{Agua a Evaporar} \times C_{ea} \times (100 - T_{pe})$$

Donde:

$$\text{Agua a Evaporar: } 2.364,54 \text{ Kg. vapor agua/hr}$$

$$C_{ea} : 0.60 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{C} \text{ (Calor específico del agua - Constante)}$$

$$T_{pe} : 62^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_2 = 53.912 \text{ Kcal/hr} \dots (2)$$

3.7.3.3. VAPORIZACION DEL AGUA: Calor para transformar en vapor el agua a eliminarse del producto a desecar.

Fórmula:

$$Q_3 = \text{Agua a Evaporar} \times \text{Clv}$$

Donde:

Temperatura del termómetro húmedo (Ths)

Ths: 58,60°C, Esta temperatura es obtenida en el gráfico de Grosvenor a la temperatura y humedad de salida del gas, siguiendo as líneas adiabáticas hasta interceptar a la curva de 100% de humedad relativa.

Agua a Evaporar: 2.364,54 Kg.vapor de agua/hr

Clv: 540 Kcal/Kg. (Calor latente de vaporización del agua), Valor obtenido del gráfico de Grosvenor.

Reemplazando:

$$Q_3 = 1'276.852 \text{ Kcal/hr} \dots (3)$$

3.7.3.4. RECALENTAMIENTO DEL VAPOR: Calor para elevar la temperatura del vapor, desde la temperatura del termómetro húmedo hasta la temperatura de salida del aire, este recalentamiento nos permite evitar que el vapor se condense cuando son evacuados del secador.

Fórmula:

$$Q_4 = \text{Agua a Evaporar} \times \text{Cev} \times (\text{Tgs} - \text{Ths})$$

Donde:

Agua a Evaporar: 2.364,54 Kg.vapor

Cev: 0,45 Kcal / Kg.x °C, (Calor específico de vapor - Puede admitirse constante)

Tgs: 64,0 °C

Ths: 58,6 °C

Reemplazando:

$$Q_4 = 5.746 \text{ Kcal/hr} \dots (4)$$

3.7.3.5. PERDIDAS ATRAVES DE LAS PAREDES DEL SECADOR

Las pérdidas de calor al medio ambiente, lo obtenemos del análisis de espesor económico del aislante, Cuadro N° 3.10.3 y Gráfico N° 3.10.3.

Por lo tanto:

$$Q_5 = 28.257 \text{ Kcal/hr} \dots (5)$$

3.7.3.6. CARACTERISTICAS DEL VENTILADOR

Para fijar las características del ventilador hemos de tener en cuenta en que punto del circuito lo instalamos.

El gráfico de Grosvenor mediante la curva "Volumen Aire Seco", a la $T_{ge} = 25^{\circ}\text{C}$, nos indica que su volumen específico es de:

841 Litros / Kg.de aire seco

▪ PESO DEL AIRE (V)

Fórmula:

$$Q_T = V \times Ch \times (T_{gs} - T_{ge})$$

Donde:

Q_T : Flujo de calor requerido por el proceso (Suma de los valores 1,2,3,4,5)

Q_T : 1'375.096,00 kcal/hr.

Ch : 0,2472 Kcal/ $^{\circ}\text{C} \times \text{Kg. aire seco}$; Este valor es obtenido del grafico de Grosvenor trazando una horizontal del punto de intersección formado por $T_{ge} = 25^{\circ}\text{C}$ y la curva de 100% de humedad relativa, hasta intersectar la curva del calor húmedo.

T_{gs} : 64 $^{\circ}\text{C}$

T_{ge} : 25 $^{\circ}\text{C}$

V : Peso del aire, Kg. aire seco/hr

Reemplazando:

$$V = 142.632,97 \text{ Kg. aire seco/hr.}$$

▪ CAUDAL DEL VENTILADOR

142.632,97 Kg. aire seco/hr x 0,841 $\text{m}^3/\text{Kg. aire seco}$

En conclusión:

$$V = 119.954,33 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

• PRESION DEL VENTILADOR

Es muy corriente en un Secador Indirecto necesitar un Ventilador Centrifugo a una presión de 25 a 40 mm.H₂O.

Lógicamente este valor dependerá de la longitud del secador y del tonelaje de producto a pasar, Para los Secadores Indirectos analizados para una producción de: 10 a 20 Ton/hr (Materia Prima), La presión requerida esta en el rango de: 30 - 35 mm.H₂O, nosotros utilizaremos un ventilador centrifugo para una presión de 30 mm.H₂O, presión más que suficiente para vencer la presión atmosférica.

Por lo tanto:

$$P = 30 \text{ mm.H}_2\text{O}$$

3.8. CALCULO DE LAS KILOCALORIAS QUE PROPORCIONAN LOS GASES DE ESCAPE

3.8.1. DETERMINACION DE LA ENERGIA CALORIFICA CON QUE SALEN LOS GASES CON RELACION A UN 1Kg. DE COMBUSTIBLE QUEMADO

METODO A

Fórmula:

$$P_1 = P_H \times C_H (t_1 - t_2)$$

Datos:

P_1 : Kcal./Kg. Combustible

t_1 : 205°C = 478°K (Temperatura de los gases al ingreso del secador)

t_2 : 105°C = 378°K (Temperatura de los gases a la salida del secador)

C_H : 0,325 Kcal./m³

CASO A:

Fórmula:

$$P_H = K P_A + 1$$

Datos:

Capitulo 3

$K = \alpha = 16 \%$

$P_A = (Ra/c)_T = 13,52$

Reemplazando valores:

$$P_H = 16,68$$

CASO B:

$$R(\text{Gas/Comb.})_R = 16,67$$

La diferencia de valores que existe entre el caso A y el caso B, es prácticamente infimo, para nuestro caso y cálculos posteriores utilizaremos el valor de: 16,67 Kg.Gas/Kg.Comb.

Reemplazando Valores:

Obtenemos:

$$P_1 = 542 \text{ Kcal./Kg.Combustible}$$

METODO B

METODO - INDIRECTO

Fórmula:

$$V = \frac{1,853 C}{\text{CO}_2 + \text{CO}}$$

Datos:

CO₂: 16,31 %

CO : 1,77 %

C: 2,22 $\frac{\text{Kg. Carbono Realmente Quemado}}{\text{Kg. Combustible}}$

Reemplazando valores:

$$V = 22,75 \text{ m}^3/\text{Kg.}$$

Fórmula:

$$P_1 = \frac{1,853C \times C_H}{\text{CO}_2 + \text{CO}} (t_1 - t_2)$$

Datos:

t₁ : 205 °C

t₂ : 105 °C

CO₂ : 16,3 %

CO : 1,77 %

C_H : 0,325 Kcal./m³

Reemplazando valores:

$$P_1 = 739 \text{ Kcal./Kg. Combustible}$$

Nota: Para los cálculos posteriores, tomaremos el valor promedio ((A-B)/3 + B), de: 607,66 Kcal/Kg. Combustible.

3.8.2. FLUJO DE COMBUSTIBLE QUE CONSUMEN LOS CALDEROS Y CANTIDAD DE KCAL. DISPONIBLES

	FLUJO
CALDERO N° 1 :	81
CALDERO N° 2 :	81
CALDERO N° 3 :	106
CALDERO N° 4 :	126
CALDERO N° 5 :	106
CALDERO N° 6 :	106
CALDERO N° 7 :	81
	<hr/>
	687 Gal/hr.

Equivalente en kg: 687 Gal/hr x 3,76 Kg/GAL.

$$2.583,12 \text{ Kg./hr.}$$

▪ CANTIDAD DE KILOCALORIAS QUE PROPORCIONAN LOS GASES (Q_G)

$$Q_G = 2.583,12 \text{ Kg. Comb./hr} \times 607,66 \text{ Kcal/Kg. Comb.}$$

$$Q_G = 1'569.676 \text{ Kcal/hr.}$$

CONCLUSION:

FLUJO DE CALORIAS QUE REQUIERE EL SECADOR:

$$1'375.096 \text{ Kcal/hr.}$$

FLUJO MASICO DE GASES QUE REQUIERE EL SECADOR:

Fórmula:

$$Q_T = m_G C_p (T_{ge} - T_{gs})$$

Donde:

Calor requerido por el proceso $(Q_T) : 1'375.096,00 \text{ Kcal/hr.}$

Temperatura de ingreso de los gases en el secador $(T_{ge}) : 478^\circ\text{K}$

Temperatura de salida de los gases en el secador $(T_{gs}) : 378^\circ\text{K}$

Calor especifico $(C_p_{428^\circ\text{K}}) : 0,24316 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{K}$

Peso especifico $(\delta_{428^\circ\text{K}}) : 0,82613 \text{ Kg./m}^3$

Reemplazando valores:

$$m_G = 56.551,76 \text{ Kg./hr.}$$

El flujo volumetrico de los gases será: $V_G = m_G / \delta_{(428^\circ\text{K})} = 68.453.83 \text{ m}^3/\text{hr.};$

Este es un valor muy sensible con la temperatura (Flujo compresible), por esta razón transportaremos el flujo total de gases producido por la sala de calderos.

CONSERVACION FISICA DEL SECADOR

La temperatura de los gases de escape que salen del secador es superior a la temperatura del punto de rocío, permitiendo la conservación del secador al evitar la formación de ácido sulfúrico, por la no reacción del agua con el azufre contenido en los productos (Gases), de la combustión.

Esto queda demostrada a partir de los cálculos que a continuación se muestran:

Relación:

$$F_{n_{H_2O}} = \frac{n_{H_2O}}{n} = \frac{p_v}{p} \dots (a)$$

Donde:

$F_{n_{H_2O}}$: fracción molar del componente vapor de agua.

n_{H_2O} : número de moles del componente vapor de agua = 5.1 (pág. 42).

n : número de moles de los gases de combustión = 57.43 (pág. 42).

p_v : presión parcial del componente vapor de agua.

P : presión de los gases de combustión = 4 Kg/cm² (pág. 47)

Reemplazando valores en la ec. (a), se tiene $p_v = 0.355$ Kg/cm², presión con la que se determina la temperatura de punto de rocío y cuyo valor es: 72.36°C valor que esta muy por debajo de la temperatura de los gases a la salida del secador que es de: 105 °C.

CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION

Sistema de la tubería interna del secador

Parámetros para los gases en el secador

- Temperatura de ingreso de los gases en el secador (T_{eg}): 478°K
- Temperatura de salida de los gases en el secador (T_{sg}): 378°K
- Temperatura promedio de los gases en el secador (T_{pg})

$$T_{pg} = T_{eg} + T_{sg} / 2 = 428^{\circ}\text{K}$$

$$T_{pg} = 428^{\circ}\text{K}$$

Propiedades del gas a 428°K (Tabla de gases - Apéndice)

$$\delta = 0,82613 \text{ kg/m}^3$$

$$P_r = 0,68550$$

$$K = 3,55942 \times 10^{-2} \text{ w/m. }^{\circ}\text{K}$$

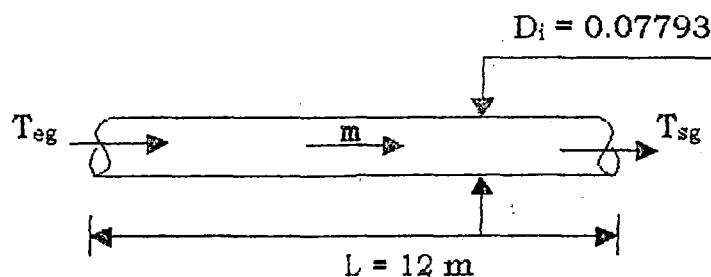
$$C_p = 1,01805 \text{ Kj / Kg. }^{\circ}\text{K}$$

$$\mu = 23,97420 \times 10^{-6} \text{ Pa. s}$$

Número de Reynolds (Re)

$$\text{Re} = \frac{4 m}{\mu \pi D_i}$$

Tubería $\phi 3''$ (#180 tubos - Plano PS-2)



Flujo masico total (m_t)

$$m_t = 19,015 \text{ Kg./seg}$$

Flujo másico por la tubería (m)

$$m = m_t / 180 \rightarrow 0,1056 \text{ Kg./seg.}$$

Reemplazando valores:

$$Re = 71.965,65$$

Coefficiente de fricción (f)

Fig. 26. Para Reynolds 71.965,65 (Procesos de transferencia de calor - Donald Q. Pag.941)

$$f = 0,00019 \text{ Pies}^3 / \text{pulg}^2$$

Caida de Presión (Δp) (primarias)

Fórmula:

$$\Delta p = \frac{f G_t^2 L}{5,22 \times 10^{10} D_i S \phi_t}$$

Donde:

Coefficiente de fricción (f) : 0,00019 pies³ / pulg²

Diámetro interior (D_i) : 0,2557 pie

Longitud de tubería (L) : 39,37 pies

Masa velocidad (G_t)

Fórmula:

$$G_t = m_t / a_t \quad (\text{lb. / hr. pies}^2)$$

Donde:

• Area de flujo (a_t):

$$a_t = N_t a'_t / 144$$

Datos:

Número de tubos (N_t) : 180

Area de flujo por tubo (a'_t) : 7,38 pulg²

Tabla pag.241 - $\phi 3''$ Cédula N°40

Reemplazando valores:

$$a_t = 9,225 \text{ pies}^2$$

- Flujo másico total (m_t): 19,015 kg/seg. \approx 73.062,00 lb./hr.

Reemplazando valores:

$$G_t = 7.920,00 \text{ lb./hr} \times \text{pies}^2$$

Gravedad Especifica (S):

$$S = \frac{\delta_{(428^{\circ}\text{K})}}{\delta_{\text{aire}}}$$

Donde:

Peso específico del aire (δ_{aire}) : 1,2 kg./m³

Peso específico del gas $\delta_{(428^{\circ}\text{K})}$: 0,82613 kg. /m³

Reemplazando valores:

$$S = 0,6884$$

Razón de velocidad del tubo (ϕ_t):

Fórmula:

$$\phi_t = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

Donde:

- Viscosidad (μ)

Temperatura critica del flujo de gases calientes (t_c)

Alta temperatura: 205°C \approx 401,00 °F

Baja temperatura: 105°C \approx 221,00 °F

Diferencia: 100°C \approx 212,00 °F

$$t_c = \text{Baja temperatura} + 0,42 \text{ Diferencia} = 221 + 0,42 (212) = 310,04 \text{ °F}$$

$$t_c = 427,50 \text{ °K}$$

Tabla de gases – apéndice

$$t_c = 427,50 \text{ °K} \rightarrow \mu = 23,95425 \times 10^{-6} \text{ Pa. s}$$

- Viscosidad (μ_w)

Temperatura de la pared del tubo (t_w): 388 °K

Tabla de gases – apéndice

$$t_w = 388 \text{ °K} \rightarrow \mu_w = 22,35240 \times 10^{-6} \text{ Pa. s}$$

Reemplazando valores:

$$\phi_t = 1,0097$$

Reemplazando valores en la ecuación de caída de presión:

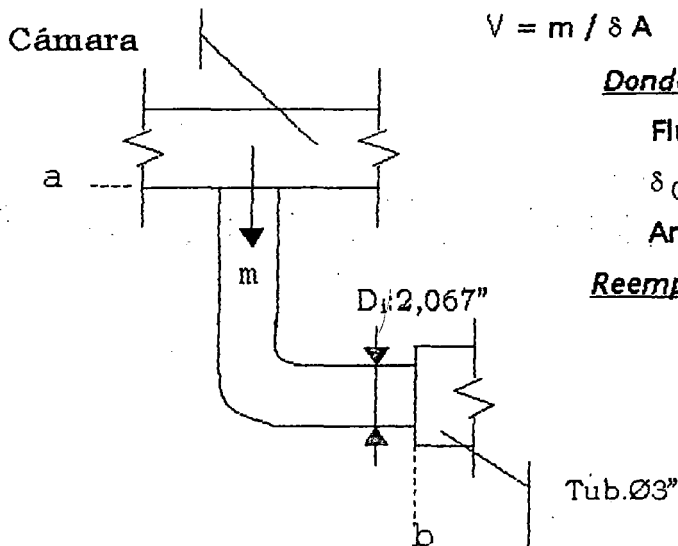
$$\Delta p = 0,000050573 \text{ lib./pulg}^2$$

Caída de presión total (Δp_t):

$$\Delta p_t = \Delta p \times 180 = 0,0091 \text{ lib./pulg}^2$$

Caída de presión entre los puntos a-b (Secundarias)

- Cálculo de la velocidad (V)



$$V = m / \delta A$$

Donde:

Flujo masico (m): 0,0352 kg/seg

δ (481°K) : 0,73369 kg/m³

Area (A) : 0,002165 m²

Reemplazando valores:

$$V = 22,1626 \text{ m/seg.}$$

Plano PS-2

- Caída de presión (Δp):

$$\Delta p = K V^2 / 2g$$

Tabla 4-5, Coeficiente de Resistencia (Bombas Hidráulicas-Mendoza
Eduardo Pag.98)

$$K = 0,27$$

Reemplazando valores:

$$\Delta p = 48,02 \text{ m. aire} \approx 0,08199 \text{ lib / pulg}^2$$

- Caída de presión total (Δp_t):

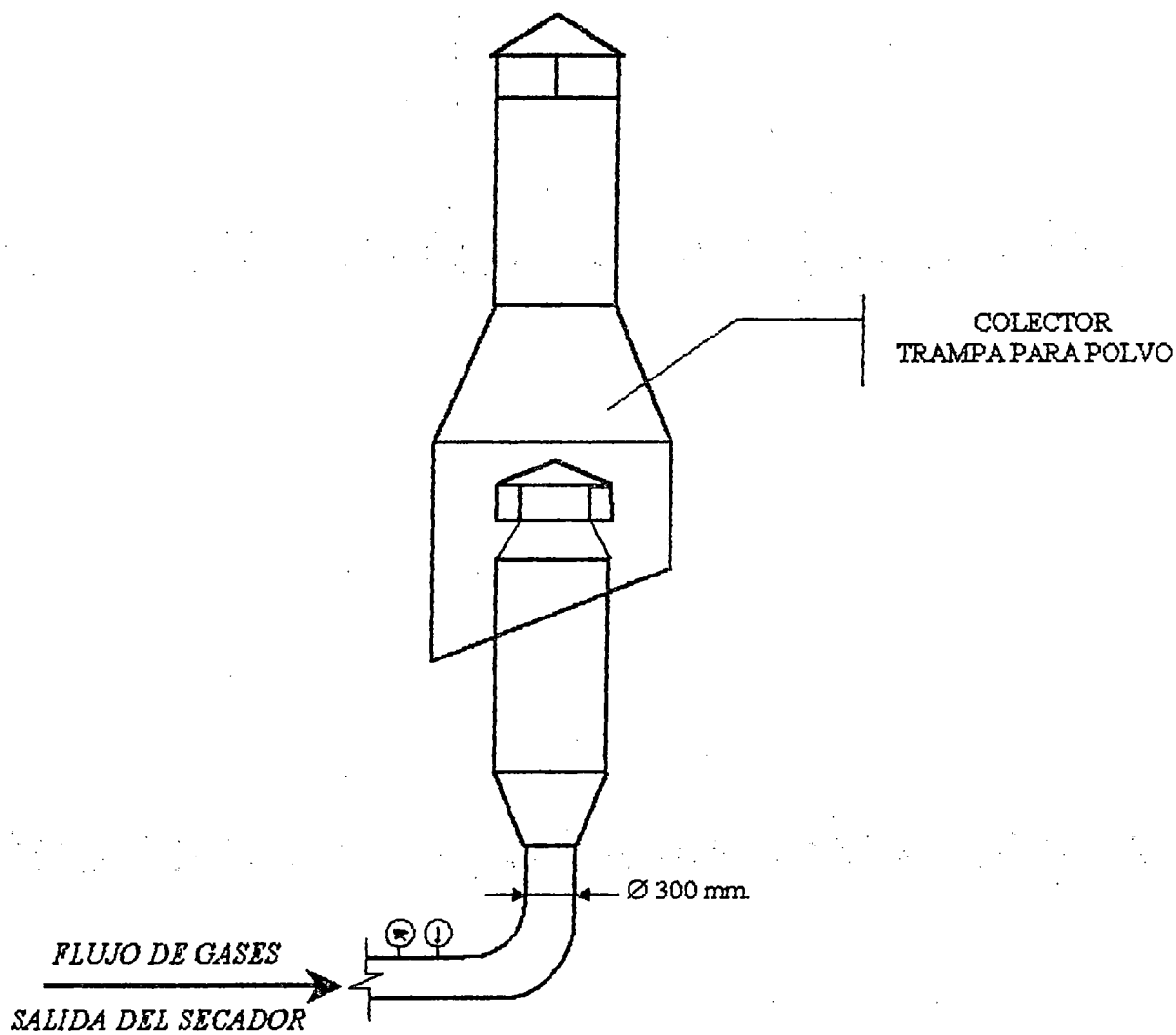
$$\Delta p_t = \Delta p \times 180 = 14,7582 \text{ lib./pulg}^2$$

Por lo tanto la caída de presión total: $14,7582 + 0,0091 = 14,7673 \text{ lib./pulg}^2$

En conclusión consideraremos una caída de presión total de: **15 lib./pulg²**.

SALIDA DE LOS GASES DEL SECADOR AL MEDIO

AMBIENTE



TERMOMETRO : 105 °C

MANOMETRO : 43 PSI

3.9. CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Fórmula:

$$Q = A (U \Delta t)$$

Donde:

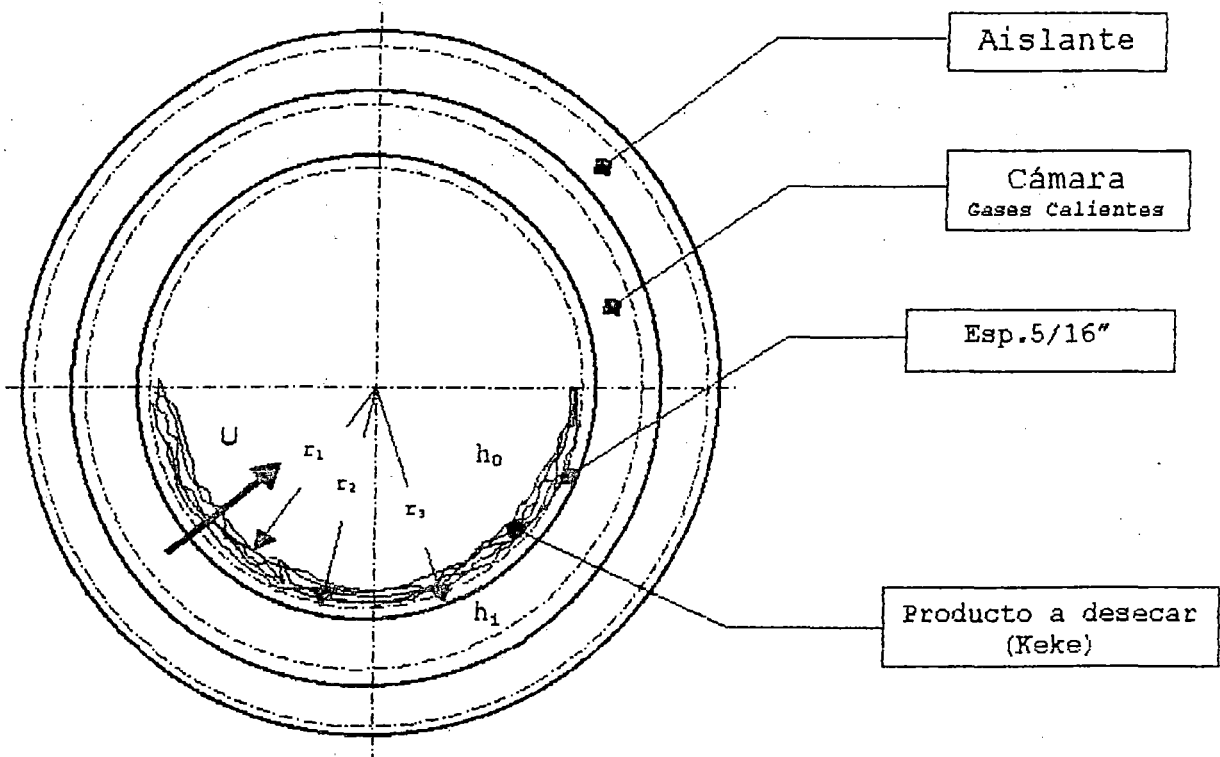
Q: Flujo de calor que requiere el secador durante el proceso de transferencia de calor de los gases al producto a desecar (Kcal/hr.)

A: Area donde se realiza el intercambio de calor (m^2)

U Δt : Valor promedio ó dato práctico que se obtiene ó se deduce apartir de pruebas experimentales realizadas en los secadores indirectos, con un producto especifico y bajo condiciones preestablecidas (Kcal/hr. m^2 °K). Esto por las sgtes. razones:

- U: No Es un valor constante a lo largo del secador, debido a que hay continuo cambio de temperatura en los fluidos (aire, vapor de agua), y la transferencia de calor es en distintas direcciones.
- Δt : Es un valor variable a lo largo del secador, debido a que no se establece un movimiento relativo entre los dos fluidos, sino que se presentan tres (3) casos al mismo tiempo a contracorriente, equicorriente y flujos cruzados ó perpendiculares.

Fig. 3.9



- Coeficiente de transferencia de calor durante la evaporación de la humedad en el interior del secador: $(h_0)=??$

- Coeficiente de transferencia de calor interno: $h_i = 46,0388 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$

- Conductividad térmica del keke : $K_k = 1,50 \text{ W/m.}^\circ\text{K}$

- Conductividad térmica del acero : $K_{ac} = 25 \text{ W/m.}^\circ\text{K}$

$r_2: = 2,600 \text{ m.}$

$r_1: r_2 - 0,025 = 2,575 \text{ m.}$

$r_3: r_2 + 0,008 = 2,608 \text{ m.}$

▪ Determinación del coeficiente: h_0

Fórmula:

$$h_0 = \frac{0,4075 w^{0,8} (P_{sat} - P_v)}{t_{ps} - t_{aire}} \quad (1)$$

Donde:

W: Velocidad del aire dentro del secador (m/seg.)

r: Calor específico de vaporización del agua a presión atmosférica (KJ/Kg.)

P_{sat} : Presión de vapor de agua saturado (mmHg.)

P_v : Presión parcial del vapor de agua en el aire (mmHg.)

t_{ps} : Temperatura de la harina a la salida del secador ($^\circ\text{C}$)

t_{aire} : Temperatura del aire en el secador ($^\circ\text{C}$)

Datos:

W = 25 m/seg.

Condiciones del aire:

	T	H
	($^\circ\text{C}$)	(%)
A la entrada del secador	25	60
A la salida del secador	64	75

$t_{aire} = 64 \text{ }^\circ\text{C}$

$t_{ps} = 72 \text{ }^\circ\text{C}$

¹ Fórmula extraída del libro problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos de tecnología química, aplicable para secadores con calentamiento indirecto.

$$r: 563.80 \text{ Kcal/hr.} = 2.359,50 \text{ KJ/Kg. (TBH)}$$

- Presión parcial del vapor de agua en el aire (Pv):

$$\text{Condiciones: } H = 75 \% \quad T = 64^\circ\text{C}$$

$$P_v = P_{\text{sat.}} \times H$$

Tablas de vapor:

T (°C)	P _{sat.} (Kpas.)
60	19,940
64	??
65	25,030

Interpolando:

$$P_{\text{sat.}} = 24,012 \text{ Kpas.}$$

ó

$$P_{\text{sat.}} = 180,29 \text{ mmHg.}$$

Reemplazando valores:

$$P_v = 135,22 \text{ mmHg.}$$

- Presión del vapor de agua saturado (Psat.):

$$\text{Condiciones: } T = 72^\circ\text{C (Temperatura del producto a la salida del secador)}$$

Tablas de vapor:

T (°C)	P _{sat.} (Kpas.)
70	31,19
72	??
75	38,58

Interpolando:

$$P_{\text{sat.}} = 34,146 \text{ Kpas.}$$

ó

$$P_{\text{sat.}} = 256,38 \text{ mmHg.}$$

$$P_{\text{sat.}} = 256,38 \text{ mmHg.}$$

Reemplazando valores en la fórmula obtenemos:

$$h_0 = 53,12 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

- Determinación del coeficiente: U

$$U = \frac{1}{\frac{r_2}{r_1 h_0} + \frac{r_2 \ln(r_2/r_1)}{K_k} + \frac{r_2 \ln(r_3/r_2)}{K_{ac}} + \frac{r_2}{r_3 h_i}}$$

Reemplazando valores:

$$U = 17,322 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K} = 14,898 \text{ Kcal/hr. m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

- Variación de temperatura (Δt)

$$\Delta t = t_g - t_{aire} = 478 - 337 = 141 \text{ } ^\circ\text{K}$$

t_{aire} : Temperatura del aire en el secador.

t_g : Temperatura del gas calefactor.

$$U \Delta t : 2100 \text{ Kcal./hr. m}^2$$

- Cantidad de calor que requiere el secador: 1'375.096 Kcal./hr.

Reemplazando valores:

$$\boxed{A = 655 \text{ m}^2}$$

- EVALUACION DE LA EFICIENCIA DEL SECADOR:

- Calculo de la eficiencia total (η)

$$\eta = \frac{C_{lv}}{q_{sec.}}$$

Calor latente del vapor (C_{lv}) : 540,00 Kcal./kg.

Agua Evaporada : 2.364,54 Kg./hr.

$q_{sec.}$: Consumo especifico de calor en el secador

$$q_{sec.} = \frac{Q}{\text{Agua Evaporada}}$$

Q: Cantidad total de calor que consume el secador

$$Q = Q_1 + (Q_2 + Q_3 + Q_4) + Q_5$$

Q_1 : 10.329,00 Kcal./hr.

Q_2 : 53.912,00 Kcal./hr.

Q_3 : 1'276.852,00 Kcal./hr.

Q_4 : 5.746,00 Kcal./hr.

Q_5 : Calor perdido al medio ambiente

Cuadro N° 3.10.3, Espesor de: $e_{ais.} = 1,75 \text{ cm.}$

$Q_5 = 33.167,71020 \text{ W} = 28.257,00 \text{ Kcal./hr.}$

Reemplazando valores:

$$Q = 1'375.096,00 \text{ Kcal./hr.}$$

$$q_{sec.} = 581,55 \text{ Kcal./Kg.}$$

$$\boxed{\eta = 92,85 \%}$$

- Cálculo de la eficiencia del área de desecación (η)

$$\eta = \frac{Clv}{q_{area}}$$

Calor latente del vapor (Clv): 540,00 Kcal./kg.

Agua Evaporada : 2.364,54 Kg./hr.

q_{area} : Consumo específico de calor del área de desecación.

$$q_{area} = \frac{Q}{\text{Agua Evaporada}}$$

Q: Cantidad total de calor que consume el secador

$$Q = Q_1 + (Q_2 + Q_3 + Q_4)$$

Q_1 : 10.329,00 Kcal./hr.

Q_2 : 53.912,00 Kcal./hr.

Q_3 : 1'276.852,00 Kcal./hr.

Q_4 : 5.746,00 Kcal./hr.

Reemplazando valores:

$$Q = 1'346.839,00 \text{ Kcal./hr.}$$

$$q_{area} = 569,60 \text{ Kcal./Kg.}$$

$$\eta = 94,80 \%$$

CENTRO DE INVESTIGACION PESQUERA

Universidad Nacional Agraria

Datos y pruebas experimentales realizados en el secador de la planta piloto de harina de pescado.

Características:

Marca: Schlotterhose - Bremerhaven Fab. Alemana

Tipo : Secador rotatorio de contacto indirecto; Constituido por camaras de vapor y un eje ó arbol formado por tuberías y otras formas geometricas de superficies calefactoras, las cuales estan alimentadas con vapor de agua.

Longitud : 6,00 m.

Diámetro: 1,00 m.

Superficie de transferencia de calor : 46,80 m².

Capacidad de producción : 130 Kg./hr.

Condiciones de trabajo:

- Presión de vapor : 3 Kg./cm².
- Temperatura de ingreso del vapor : 170 °C
- Flujo de vapor : 240 Kg. hr.

Condiciones de entrada del material:

- Temperatura de ingreso : 60 °C
- Calor específico : 0,56 Kcal./Kg. °C
- Composición del keke de prensa:
 - S: 112,31 Kg./hr. 33 %
 - G: 6,81 Kg./hr. 2 %
 - A: 221,22 Kg./hr. 65 %

Condiciones de salida:

- Composición del producto seco:
 - S: 112,31 Kg./hr. 86 %
 - G: 6,81 Kg./hr. 5 %
 - A: 11,22 Kg./hr. 9 %
- Temperatura de salida del vapor : 115 °C
- Flujo de harina de pescado : 130,30 Kg./hr.
- Temperatura máxima admisible del producto : 90 °C
- Cantidad de agua evaporada : 210 Kg./hr.

Realizado el balance térmico con los datos preestablecidos se obtuvo el sgt.

Resultado:

$$U \Delta t = 2818 \text{ Kcal./hr.m}^2$$

Este es un valor específico para diseñar secadores indirectos para uso industrial, en la fabricación de harina de pescado.

3.10. DIMENSIONAMIENTO DEL SECADOR

3.10.1. DETERMINACION DEL DIAMETRO Y LONGITUD TOTAL DEL SECADOR

DIAMETRO DEL SECADOR

Fórmula:

$$D = \left[\frac{4 \times Q_{n+2}}{\pi \times V \times (1-f)} \right]^{1/2}$$

Donde:

D : Diámetro interior del secador.

Q_{n+2} : Flujo total de aire en las condiciones de la salida.

f : Fracción de llenado.

V : Velocidad del aire de salida, apropiada al tamaño de la partícula.

Datos:

$Q_{n+2} = 119.954,33 \text{ m}^3/\text{hr.}$ (Cap. 3.7. - Balance térmico)

f = 0,10 (10%)

V = 7 m/seg. (La velocidad recomendada para los secadores indirectos; Es de: 6 a 8 m/seg.)

Reemplazando valores:

$$D = 2,595 \text{ m.}$$

Por motivos específicamente constructivos tomaremos el valor de:

$$D = 2.600 \text{ mm.}$$

LONGITUD DEL SECADOR

Relación:

$$6,5 \leq L/D \leq 7 \dots\dots\dots(\Phi)$$

Está relación es funcional sólo para los secadores indirectos a tubos, para una producción de: 10 a 20 Ton/hr (Materia prima), y una área libre en el interior del secador de: 75 a 80% del área total interna del secador, esta área libre servirá para el libre desplazamiento del producto a desecar, el tiempo de paso ó de permanencia del

producto dentro del secador que es de: 18 a 25 minutos a una velocidad de rotación de: 6 a 10 RPM.

Cabe resaltar que estos datos son válidos única y exclusivamente para el secado de harina de pescado.

Donde:

L: Longitud total del secador

D: Diámetro interior del secador

Para un diámetro interior del secador: 2.600 mm. (Valor que está dentro del rango de diámetros de secadores indirectos operativos)

Aplicando la relación Φ :

La longitud total del secador debe variar de:

$$16.900 \leq L \leq 18.200$$

EN CONCLUSION:

$$D = 2.600 \text{ mm.}$$

$$L = 18.000 \text{ mm.}$$

3.10.2. SELECCION DEL ESPESOR DE PLANCHA A UTILIZAR

Si la presión es exterior el recipiente podría romperse por aplastamiento, deformación que será más probable cuanto más largo sea el cilindro.

Por lo tanto en la fórmula de cálculo debe intervenir esta longitud (L) en milímetros, que si lleva aros de refuerzo representa también la longitud máxima entre los mismos.

Téngase en cuenta que esta fórmula se aplica para temperaturas normales y sin ataque químico. Si las temperaturas son elevadas deberá disminuirse el valor de K y los desgastes obligarán a prudentes aumentos de espesor.

Fórmula:

$$\text{espesor en mm.} = \frac{P \times d}{4 \times K} \left[1 + \left(1 + \frac{d + L}{PL + d} \right)^{1/2} \right] + 2$$

La seguridad de funcionamiento aumentará cuanto mayores sean los espesores dados a los elementos constructivos, pero los grandes espesores significan costos elevados y la supervivencia de una industria está supeditada a su economía de instalación y funcionamiento.

Donde:

L: Longitud total del secador (mm.)

d: Diámetro interior del secador (mm.)

K: Coeficiente

K = 650 acero dulce

K = 500 hierro dulce

K = 400 cobre y aluminio

P: Presión exterior (Kg/cm^2)

Datos:

L: 18.000 mm.

d: 2.600 mm.

K: 390 (Por las características de los gases de escape estamos aplicando el 60% de K)

P: $2 \text{ Kg}/\text{cm}^2$ (Dado que la parte externa del diámetro interior del secador esta soportando la presión de los gases que circula en la cámara)

Reemplazando valores:

$$\text{espesor en mm.} = 9,4614$$

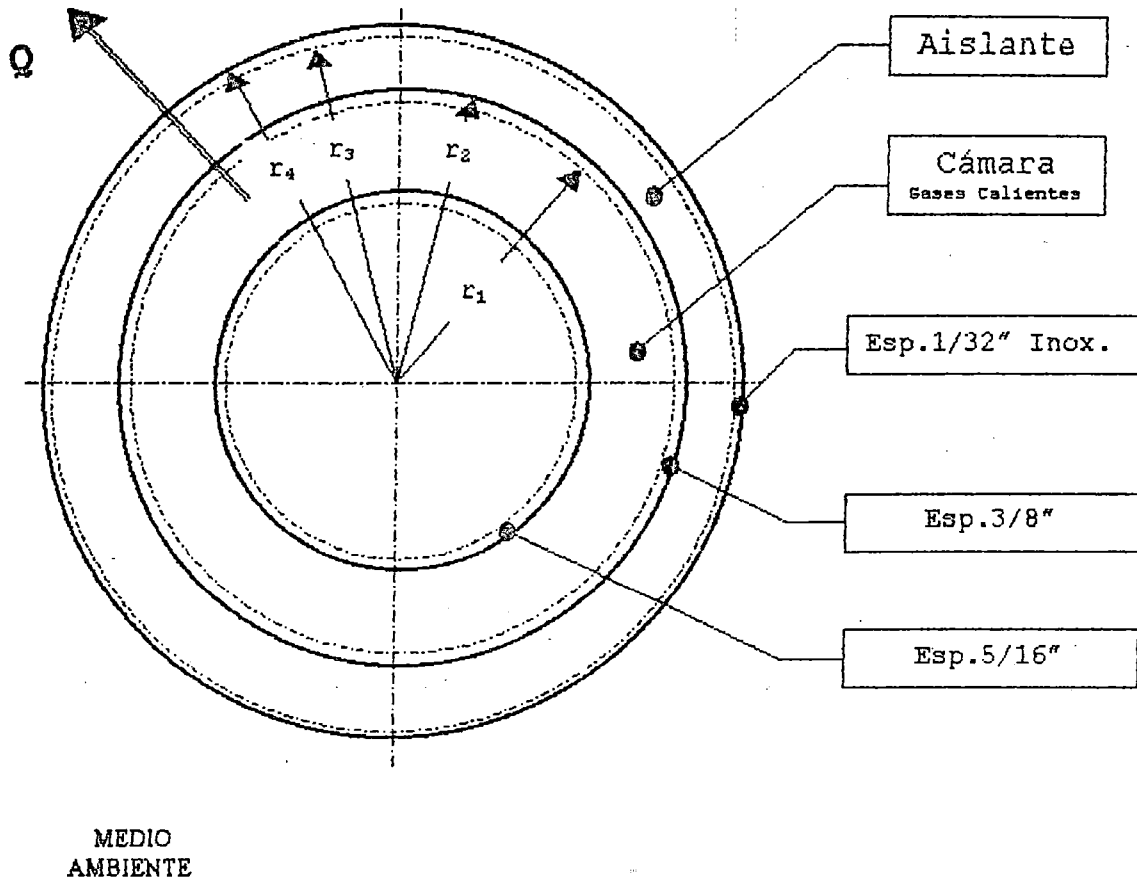
EN CONCLUSION UTILIZAREMOS:

Plancha LAC ó LAF - Espesor: $3/8''$

3.10.3. ESPESOR DE AISLAMIENTO DEL SECADOR

Determinar el espesor del aislante implica realizar el análisis técnico económico, esto es determinar la inversión que se realizaría para cada espesor de aislante y el ahorro correspondiente de energía.

- Determinación del espesor del aislante



La pérdida del calor se realizara de la cámara hacia el exterior del secador, ha continuación determinaremos estas perdidas según el espesor del aislante.

EJEMPLO:

Para $e_{ais} = 4 \text{ cm.}$

- Cálculo del coeficiente "U"

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i \times A_i} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi \times K_{acc} \times L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi \times K_{ais} \times L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi \times K_{acc-inox} \times L} + \frac{1}{h_e \times A_e}}$$

Datos:

Temperatura promedio de los gases calientes en el secador (T_g) : 428 °K

Temperatura del aire en el exterior (T_a) : 298 °K

$h_e = 4,2521 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$

$h_i = 46,0388 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$

$$\text{Longitud del secador (L)} = 17,50 \text{ m.}$$

$$r_1 = 1,30 + 5/16'' + 0,08 = 1,3879375 \text{ m.}$$

$$r_2 = r_1 + 3/8'' = 1,3974625 \text{ m.}$$

$$r_3 = r_2 + e_{\text{ais}} = 1,4374625 \text{ m.}$$

$$r_4 = r_3 + 1/32'' = 1,43825625 \text{ m.}$$

$$K_{\text{ac}} = 25 \text{ W/m.}^\circ\text{K}$$

$$K_{\text{ais}} = 0,05 \text{ W/m.}^\circ\text{K}$$

$$K_{\text{ace-inox}} = 17,5 \text{ W/m.}^\circ\text{K}$$

$$A_i = 2 \times \pi \times 1,3879375 \times 17,50 \text{ m}^2$$

$$A_e = 2 \times \pi \times 1,43825625 \times 17,50 \text{ m}^2$$

Reemplazando valores:

$$U = 147,8104187 \text{ W/}^\circ\text{K}$$

• Cálculo del calor perdido "Q"

$$Q = U (T_g - T_a)$$

Datos:

$$U = 148,0313511 \text{ W/}^\circ\text{K}$$

$$T_g = 428 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_a = 298 \text{ }^\circ\text{K}$$

Reemplazando valores:

$$Q = 19.215,35444 \text{ W}$$

▪ Volumen de aislamiento "V"

$$V = \pi \times [(r_3)^2 - (r_2)^2] \times L$$

Reemplazando valores:

$$V = 6,23432569 \text{ m}^3$$

▪ Peso del aislante (P)

$$P = \delta_{\text{ais}} \times V$$

Datos:

$$\delta_{\text{ais}} = 200 \text{ Kg/m}^3 \text{ (Peso específico de la lana de vidrio)}$$

$$V = 6,23432569 \text{ m}^3$$

Reemplazando valores:

$$P = 1.246,865138 \text{ Kg.}$$

▪ Costo del aislante (US S/.)

-Precio de venta del aislante = US S/.2,50/Kg.

-Peso del aislante = 1.246,865138 Kg

Operando:

$$\text{US S/.} = 3.117,16$$

▪ Costo de producción de los gases:

El costo de las kilocalorías que proporcionan los gases lo relacionaremos directamente con el petróleo bunker-6, por ser la fuente de suministro de energía y fuente de transferencia de calor para los generadores de vapor.

PETROLEO BUNKER - 6

Poder Calorifico : 9.696 Kcal/Kg.

<u>Medida</u>	<u>Peso</u>	<u>Costo</u>	<u>Energía</u>
1 Galón	3,76 Kg	US S/.0,72	36.456,96 Kcal.

Por lo tanto el costo de cada Kcal. generada será:

$$0,000019749 \text{ US S./Kcal}$$

- Cantidad de Kcal

$$19.215,35444 \text{ W} \left[\left\{ \frac{14,34 \text{ Kcal/min}}{\text{KW}} \right\} \times \left\{ \frac{\text{KW}}{1000 \text{ W}} \right\} \times \left\{ \frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right\} \right]$$

Factor de Conversión

Operando:

$$16.532,89096 \text{ Kcal/hr}$$

- Costo anual del calor perdido (C)

.. Considerando 12 hr. de operación por día

$$C = 16.532,89096 \frac{\text{K cal}}{\text{hr}} \times \frac{12 \text{ hr}}{\text{Día}} \times \frac{360 \text{ Días}}{\text{Año}} \times 0,000019749 \frac{\text{US S/.}}{\text{Kcal}}$$

Operando:

$$C = \text{US S/. } 1.410,54 \text{ (Dólares Americanos)}$$

El cuadro N° 3.10.3, muestra los valores obtenidos y la tabulación correspondiente para los diferentes espesores de aislante, este cuadro nos permite realizar el gráfico N° 3.10.3 Costo de aislante v.s. Energía pérdida, y obtener la curva del costo total, dicho gráfico nos permitirá encontrar el espesor óptimo del aislante, desde el punto de vista técnico - económico.

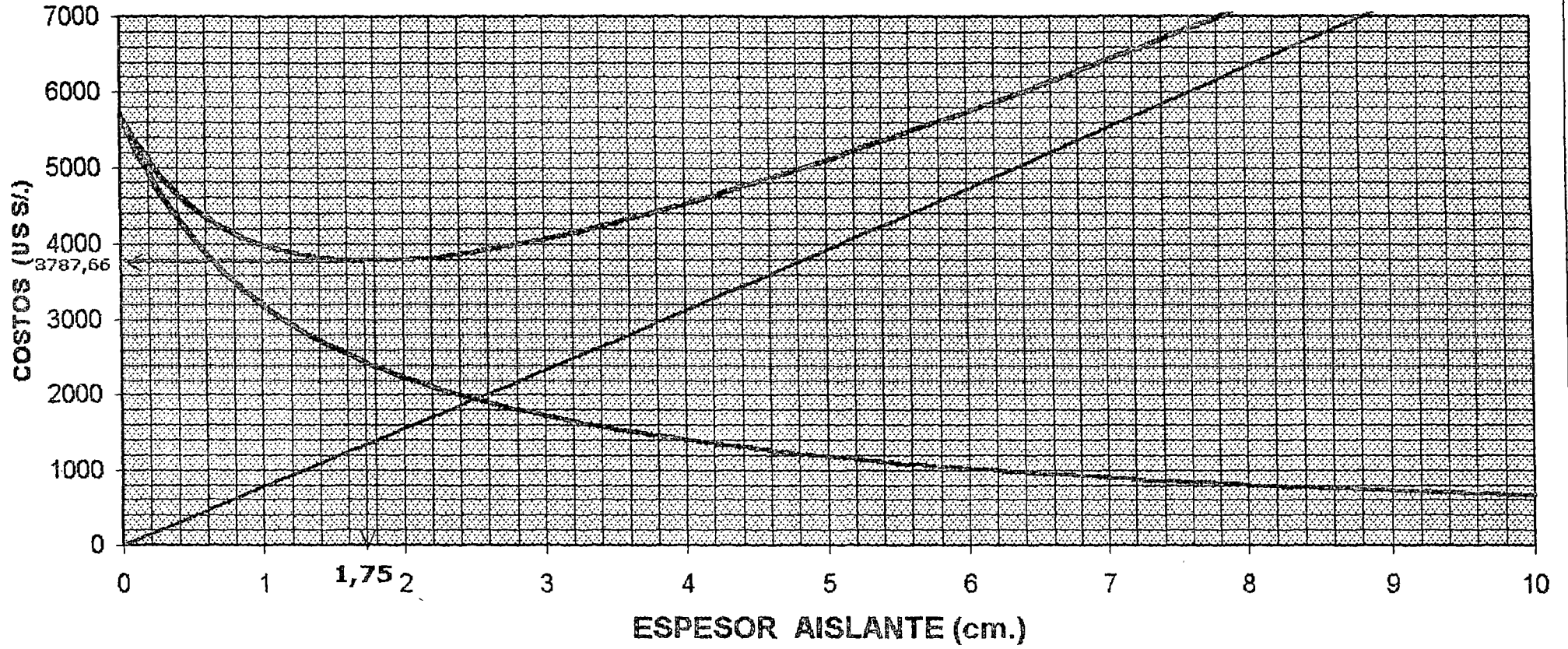
e AISLANTE : 1,75 cm. COSTO TOTAL : US S/. 3.787,66

CUADRO Nº 3.10.3

ESPEJOR DEL AISLANTE (cm)	r3 (m)	r4 (m)	U (W/°K)	CALOR TOTAL PERDIDO (W)	VOLUMEN DEL AISLANTE (m3)	PESO DEL AISLANTE (Kg)	COSTO DEL AISLANTE (US \$/.)	COSTO CALOR PERDIDO ANUAL (US \$/.)
0.00	1.3974625	1.39825625	597.1006259	77623.08137	0.00000000	0.000000	0.00	5698.06
0.25	1.3999625	1.40075625	500.7175042	65093.27555	0.38449118	76.898236	192.25	4778.29
0.50	1.4024625	1.40325625	431.2318295	56060.13783	0.76966958	153.933917	384.83	4115.19
0.75	1.4049625	1.40575625	378.7628891	49239.17559	1.15553521	231.107042	577.77	3614.49
1.00	1.4074625	1.40825625	337.7415614	43906.40298	1.54208806	308.417612	771.04	3223.03
1.25	1.4099625	1.41075625	304.7898576	39622.68149	1.92932813	385.865627	964.66	2908.57
1.50	1.4124625	1.41325625	277.7398166	36106.17616	2.31725543	463.451086	1158.63	2650.44
1.75	1.4149625	1.41575625	255.1362323	33167.71020	2.70586995	541.173990	1352.93	2434.73
2.00	1.4174625	1.41825625	235.9659872	30675.57834	3.09517170	619.034339	1547.59	2251.80
2.25	1.4199625	1.42075625	219.5020208	28535.26270	3.48516066	697.032133	1742.58	2094.68
2.50	1.4224625	1.42325625	205.2090249	26677.17323	3.87583685	775.167371	1937.92	1958.29
2.75	1.4249625	1.42575625	192.6841389	25048.93805	4.26720027	853.440053	2133.60	1838.76
3.00	1.4274625	1.42825625	181.6183726	23610.38844	4.65925090	931.850181	2329.63	1733.16
3.25	1.4299625	1.43075625	171.7707706	22330.20018	5.05198877	1010.397753	2525.99	1639.19
3.50	1.4324625	1.43325625	162.9506637	21183.58628	5.44541385	1089.082770	2722.71	1555.02
3.75	1.4349625	1.43575625	155.0052015	20150.67620	5.83952616	1167.905231	2919.76	1479.20
4.00	1.4374625	1.43825625	147.8104187	19215.35444	6.23432569	1246.865138	3117.16	1410.54
4.25	1.4399625	1.44075625	141.2647198	18364.41357	6.62981244	1325.962489	3314.91	1348.07
4.50	1.4424625	1.44325625	135.2840507	17586.92659	7.02598642	1405.197284	3512.99	1291.00
4.75	1.4449625	1.44575625	129.7982700	16873.77510	7.42284762	1484.569524	3711.42	1238.65
5.00	1.4474625	1.44825625	124.7483845	16217.28999	7.82039605	1564.079209	3910.20	1190.46
5.25	1.4499625	1.45075625	120.0844191	15610.97448	8.21863169	1643.726339	4109.32	1145.95
5.50	1.4524625	1.45325625	115.7637569	15049.28840	8.61755457	1723.510913	4308.78	1104.72
5.75	1.4549625	1.45575625	111.7498333	14527.47832	9.01716466	1803.432932	4508.58	1066.42
6.00	1.4574625	1.45825625	108.0110980	14041.44274	9.41746198	1883.492396	4708.73	1030.74
6.25	1.4599625	1.46075625	104.5201844	13587.62398	9.81844652	1963.689304	4909.22	997.42
6.50	1.4624625	1.46325625	101.2532382	13162.92097	10.22011828	2044.023657	5110.06	966.25
6.75	1.4649625	1.46575625	98.1893713	12764.61826	10.62247727	2124.495455	5311.24	937.01
7.00	1.4674625	1.46825625	95.3102147	12390.32792	11.02552348	2205.104697	5512.76	909.53
7.25	1.4699625	1.47075625	92.5995502	12037.94153	11.42925692	2285.851384	5714.63	883.67
7.50	1.4724625	1.47325625	90.0430042	11705.59054	11.83367758	2366.735516	5916.84	859.27
7.75	1.4749625	1.47575625	87.6277926	11391.61304	12.23878546	2447.757092	6119.39	836.22
8.00	1.4774625	1.47825625	85.3425075	11094.52597	12.64458057	2528.916113	6322.29	814.41
8.25	1.4799625	1.48075625	83.1769363	10813.00172	13.05106289	2610.212579	6525.53	793.75
8.50	1.4824625	1.48325625	81.1219096	10545.84825	13.45823245	2691.646489	6729.12	774.14
8.75	1.4849625	1.48575625	79.1691711	10291.99224	13.86608922	2773.217844	6933.04	755.50
9.00	1.4874625	1.48825625	77.3112665	10050.46465	14.27463322	2854.926644	7137.32	737.77
9.25	1.4899625	1.49075625	75.5414490	9820.38837	14.68386444	2936.772888	7341.93	720.88
9.50	1.4924625	1.49325625	73.8535967	9600.96757	15.09378289	3018.756578	7546.89	704.78
9.75	1.4949625	1.49575625	72.2421423	9391.47850	15.50438856	3100.877711	7752.19	689.40
10.00	1.4974625	1.49825625	70.7020114	9191.26149	15.91568145	3183.136290	7957.84	674.70

GRAFICO N° 3.10.3

ESPESOR ECONOMICO DEL AISLANTE



— COSTO AISLANTE — COSTO CALOR PERDIDO — COSTO TOTAL

3.11. DISEÑO DEL TORNILLO TRANSPORTADOR DE ALIMENTACION AL SECADOR

3.11.1. TIPO DE INSUMO A TRANSPORTAR

El tipo ó insumo a transportar es el pescado cocinado a una Presión de vapor de 4 Kg./cm². para luego ser prensado y transportado al secador, teniendo las sgts. características:

- Peso Especifico : 70 lib/pie³
- Medida Máxima del terrón : 1 pulg.
- Clase del material : El producto a transportar se caracteriza por ser en forma de terrón de aproximadamente 15 mm. de espesor, medianamente abrasivo y con un flujo o desplazamiento libre.

De la Tabla N° 3.11.1, concluimos que el material es de clase: D26.

Estos datos han sido resultado de un muestreo realizado durante procesos de producción normal.

3.11.2. CALCULO DE LA CAPACIDAD Y VELOCIDAD DEL TORNILLO TRANSPORTADOR

- TONELAJE A TRANSPORTAR

$$4.750 \text{ Tn/hr} = 10.450 \text{ Lb/hr}$$

- CAPACIDAD A TRANSPORTAR

$$\frac{10.450 \text{ Lb/hr}}{70 \text{ Lb/Pie}^3}$$

$$\text{CAPACIDAD} = 150 \text{ Pie}^3/\text{hr}$$

- CALCULO DE LA VELOCIDAD

Datos:

Capacidad : 150 pie³/hr

Material : D27

Tabla N° 3.11.2

- Capacidad máxima recomendada : 280 pie³/hr.
- Velocidad máxima recomendada : 50 RPM.

MATERIAL CLASS DESCRIPTION

	Material Characteristic	Class
Size	Very fine - 100 mesh and under	A
	Fine - ½ pulg. mesh and under	B
	Granular - ½ pulg. and under	C
	Lumpy - containing lumps over ½ pulg.	D
	Irregular - being fibrous, stringy, or the like	H
Flowability	Very free flowing - angle of repose up to 30°	1
	Free flowing - angle of repose 30° to 45°	2
	Sluggish - angle of repose 45° and up	3
Abrasiveness	Nonabrasive	6
	Mildly abrasive	7
	Very abrasive	8
Other Characteristics	Contaminable, affecting use or saleability	K
	Hygroscopic	L
	Highly corrosive	N
	Mildly corrosive	P
	Gives off dust or fumes harmful to life	R
	Contains explosive dust	S
	Degradable, affecting use or saleability	T
	Very light and fluffy	W
	Interlocks or mats to resist digging	X
Aerates and becomes fluid	Y	
Packs under pressure	Z	

TABLA N° 3.11.2

CAPACITIES AND SPEEDS OF HORIZONTAL SCCREW CONVEYORS

Material Class	Screw Diameter Inches	Maximum Lump size Inches	Maximum Recommended Speed RPM	Capacity at Maximum Recommended speed	Capacity at 1 RPM
				Cubic feet per hour	
A16 B16 C16	6	3/4	165	375	2,27
	9	1 1/2	150	1200	8,0
	12	2	140	2700	19,3
	14	2 1/2	130	4000	30,8
	16	3	120	5600	46,6
	18	3	115	7600	66,1
	20	3 1/2	105	9975	95,0
D16 H16 A26 A36 B26 B36 C26 C36 D26 D36 H26 H36	6	3/4	120	180	1,5
	9	1 1/2	100	560	5,6
	12	2	90	1200	13,3
	14	2 1/2	85	1790	21,1
	16	3	80	2510	31,4
	18	3	75	3400	45,4
	20	3 1/2	70	4340	62,1
A17 A27 A37 B17 B27 B37 C17 C27 C37 D17 D27 D37 H17 H27 H37	6	3/4	60	90	1,5
	9	1 1/2	50	280	5,6
	12	2	50	665	13,3
	14	2 1/2	45	950	21,1
	16	3	45	1410	31,4
	18	3	40	1850	45,4
	20	3 1/2	40	2485	62,1
A18 A28 A38 B18 B28 B38 C18 C28 C38 D18 D28 D38 H18 H28 H38	6	3/4	60	45	0,75
	9	1 1/2	50	140	2,8
	12	2	50	335	6,7
	14	2 1/2	45	470	10,5
	16	3	45	705	15,7
	18	3	40	910	22,7
	20	3 1/2	40	1240	31,1

- Capacidad a 1 RPM. : 5,6 pie³/hr.
- Medida máxima del terrón : 1 ½ pulg.
- Porcentaje de llenado : 30%
- Diámetro del tornillo : 9 pulg.

$$\frac{\text{Capacidad}}{\text{Cap. 1RPM}} = \frac{150}{5,6} = 26,78 \text{ RPM}$$

• **PORCENTAJE DE LA VELOCIDAD MAX. RECOMENDADA**

$$\frac{\text{RPM - TORNILLO}}{\text{RPM - MAXIMO}} = \frac{26,78}{50} = 53,57 \%$$

3.11.3. CALCULO DE LA POTENCIA Y DEL SISTEMA DE TRANSMISION

3.11.3.1. POTENCIA DE ACCIONAMIENTO (HP)

Fórmula:

$$A = \frac{C \times Lt \times K}{1'000.000}$$

Donde:

C : 150 pie³/hr.

Lt: 10 pies. (Longitud del tornillo)

Datos:

70 lib/pie³

Diámetro del gusano 9 pulg.

Tabla N° 3.11.3 - K = 170

Reemplazando Valores:

$$A = 0,255 \text{ HP}$$

TABLA N° 3.11.3

COMPONENT GROUPS, CONVEYOR LENGTHS AND HORSEPOWER FACTORS

Material class	Weight Of Material Pounds Per cubic foot	Maximum length of conveyor in foot												Horsepower factor K						
		Screw diameter, inches												Screw diameter, inches						
		6	9	12			14	16	18	20	6	9	12	14	16	18	20			
		Coupling diameter, inches																		
		1,5	1,5	2	2	2,44	3	2,44	3	3								3	3	3
D27	1 to 10	100	100	150	150	200	250	190	250	220	170	130	170	73	44	39	37	36	34	32
	10 to 20	100	75	150	150	185	250	120	205	140	105	80	100	94	65	60	58	57	55	53
	20 to 30	100	55	150	110	135	230	90	150	100	75	55	75	115	86	81	79	78	76	74
	30 to 40	100	45	150	90	110	180	70	120	80	60	44	55	136	107	102	100	99	97	95
	40 to 50	100	38	150	75	90	150	55	95	65	49	36	46	157	128	123	121	120	118	116
H27	50 to 60	100	33	145	60	75	130	50	85	55	41	30	39	178	149	144	142	141	139	137
	60 to 70	100	28	125	55	65	115	43	75	50	36	26	34	199	170	165	163	162	160	158
	70 to 80	90	25	115	49	60	100	38	65	43	32	23	30	220	191	186	184	183	181	179
	80 to 90	80	23	105	43	55	90	34	55	38	29	21	27	241	212	207	205	204	202	200
	90 to 100	75	21	95	40	49	85	30	50	35	26	19	24	262	233	228	226	225	223	221

a)- Si $A > 5$; Es la potencia

b)- Si $A < 5$; Recálculo

Como estamos en el caso b, recálculamos la potencia

$$P = A \times G \text{ (HP)}$$

Donde:

A: 0,255 HP

Datos:

0,255 HP - 53,57%

Tabla N° 3.11.4 - $G = 2,52$

Reemplazando Valores:

$$P = 0,6426 \text{ HP}$$

Asumiendo una eficiencia del motor : 90%

$$P = 0,714 \text{ HP}$$

Selección y características del motoreductor

Tabla N° 3.11.5

Marca	: Delcrosa	Motor tipo	: 90-La6
Potencia	: 1,2 HP - 60 Hz	Reducción	: 22,747
RPM _{SALIDA}	: 50	Combinación:	775/771
Reductor tipo:	U-14	Peso	: 40 Kg.

3.11.3.2. SISTEMA DE TRANSMISION

$$H_{p\text{diseño}} = H_{p\text{consumo}} \times f_s$$

Datos:

$H_{p\text{consumo}}$: 1 HP

Para una carga uniforme y funcionamiento continuo

24h/día - Tabla N° 3.11.6 - f_s : 1,2

Reemplazando:

$$H_{p\text{diseño}} = 1,2 \text{ HP}$$

- Velocidad del tornillo : 39,82 RPM

TABLA N° 3.11.4

FACTOR G

Equivalent Horsepower A	Facto G											
	Percentaje of maximum recommended speed											
	25-28	29-32	33-36	37-40	41-46	47-52	53-58	59-64	65-72	73-80	81-90	91-100
0,20	2,21	2,29	2,37	2,43	2,52	2,59	2,66	2,72	2,80	2,86	2,94	3,00
0,21 - 0,25	2,07	2,15	2,23	2,29	2,38	2,45	2,52	2,58	2,65	2,72	2,79	2,86
0,26 - 0,30	1,96	2,04	2,12	2,18	2,24	2,34	2,41	2,47	2,54	2,61	2,67	2,75
0,31 - 0,35	1,86	1,95	2,02	2,08	2,17	2,25	2,32	2,38	2,45	2,52	2,58	2,65
0,36 - 0,40	1,78	1,86	1,94	2,00	2,08	2,17	2,23	2,29	2,36	2,43	2,50	2,57
0,41 - 0,45	1,70	1,79	1,86	1,93	2,02	2,09	2,16	2,22	2,29	2,36	2,43	2,49
0,46 - 0,50	1,64	1,72	1,80	1,87	1,96	2,03	2,10	2,16	2,23	2,30	2,36	2,43
0,51 - 0,60	1,53	1,61	1,68	1,75	1,84	1,91	1,98	2,04	2,12	2,18	2,26	2,32
0,61 - 0,70	1,43	1,51	1,59	1,65	1,73	1,82	1,88	1,94	2,02	2,08	2,15	2,22
0,71 - 0,80	1,34	1,43	1,50	1,57	1,65	1,73	1,80	1,87	1,93	2,00	2,07	2,14
0,81 - 0,90	1,27	1,35	1,43	1,49	1,58	1,66	1,73	1,78	1,87	1,93	2,00	2,06
0,91 - 1,00	1,21	1,29	1,36	1,43	1,52	1,60	1,67	1,73	1,80	1,86	1,94	2,00
1,10 - 1,20	1,09	1,18	1,26	1,32	1,40	1,48	1,55	1,61	1,68	1,75	1,82	1,88
1,30 - 1,40		1,08	1,16	1,22	1,31	1,38	1,45	1,51	1,59	1,65	1,72	1,79
1,50 - 1,60			1,08	1,14	1,23	1,31	1,37	1,43	1,50	1,57	1,64	1,70
1,70 - 1,80				1,07	1,16	1,23	1,30	1,36	1,43	1,49	1,57	1,63
1,90 - 2,00					1,09	1,17	1,23	1,30	1,37	1,43	1,50	1,57
2,10 - 2,30						1,08	1,15	1,21	1,28	1,34	1,42	1,48
2,40 - 2,60							1,07	1,13	1,20	1,27	1,34	1,40
2,70 - 2,90								1,06	1,13	1,20	1,28	1,34
3,00 - 3,20									1,07	1,13	1,21	1,28
3,30 - 3,60										1,07	1,13	1,20
3,70 - 4,00											1,07	1,13
4,10 - 4,50												1,08
4,60 - 5,00												

$$\text{Percentaje} = \frac{\text{Required screw speed}}{\text{Maximum recommended screw speed}} \times 100$$

TABLA N° 3.11.5

MOTORREDUCTORES DE VELOCIDAD

POTENCIA HP	RPM DE SALIDA		REDUCCION		REDUCCION	COMBINACION	PESO Kg.	
	60 Hz	50 Hz	Reductor	Motor				
1,2 (60 Hz)	6,0	5,0	P-37	80b4	273,125	P-7/272	125	
	8,0	6,6	P-35	80b4	209,858	P-5/245	85	
	19,0	15,0	P-25	90La5	60,582	P-5/22	80	
	25,0	20,0	P-25	90La5	46,240	P-5/24	80	
	28,0	23,0	P-25	80b4	60,982	P-5/22	75	
	36,0	30,0	U-25	90La6	31,653	753/751	50	
	43,0	36,0	U-14	90La6	25,354	775/771	40	
	50,0	41,0	U-14	90La6	22,747	753/751	40	
	55,0	46,0	U-14	80b4	30,992	773/771	35	
	65,0	54,0	U-14	80b4	26,354	775/771	35	
1,0 (50 Hz)	75,0	62,0	U-14	80b4	22,747	776/771	35	
	77,0	64,0	U-14	90La5	14,887	773/772	40	
	90,0	74,0	U-14	90La5	12,658	775/772	40	
	96,0	80,0	U-14	80b4	17,778	779/771	35	
	104,0	86,0	U-14	90La5	10,934	776/772	40	
	114,0	95,0	U-14	80b4	14,897	773/772	35	
	134,0	111,0	U-14	80b4	12,668	775/772	35	
	155,0	129,0	U-14	80b4	10,934	776/772	35	
	199,0	166,0	U-14	80b4	8,545	778/772	35	
	1,8 (60 Hz)	8,0	6,6	P-37	90La4	205,935	P-7/472	130
11,0		9,3	P-37	90La4	157,183	P-7/474	130	
25,0		21,0	P-25	90L6	46,240	P-5/24	82	
28,0		24,0	P-25	90La4	60,582	P-5/22	80	
36,0		30,0	U-25	90L5	31,653	753/751	52	
45,0		37,0	U-25	90L6	25,725	755/751	52	
51,0		42,0	U-25	90L6	22,451	756/751	52	
54,0		45,0	U-25	90La4	31,653	753/751	50	
85,0		54,0	U-14	90La4	26,354	775/771	40	
75,0		63,0	U-14	90La4	22,947	776/771	40	
77,0		64,0	U-14	90L6	14,997	773/772	42	
1,5 (50 Hz)		90,0	74,0	U-14	90L6	12,668	775/772	42
		96,0	80,0	U-14	90La4	17,778	778/771	40
		105,0	87,0	U-14	90L6	10,934	776/772	42
		115,0	96,0	U-14	90La4	14,897	773/772	40
		135,0	112,0	U-14	90La4	12,668	775/772	40
	156,0	138,0	U-14	90La4	10,934	776/772	40	
	200,0	167,0	U-14	90La4	8,545	778/772	40	

delcrosa

FACTORES DE SERVICIO**BASICOS PARA CADENAS DE RODILLOS**

TIPOS DE CARGA	10 HR./DIA	24 HR./DIA
UNIFORME	1,0	1,2
CHOQUES MODERADOS	1,2	1,4
CHOQUES FUERTES	1,4	1,7
REVERSIBLES	1,5	1,9

- Si la fuente de potencia Es un motor de combustión interna de 4 cilindros ó menos, ó por otra parte se estima que tiene características impulsivas, agregar 0,2.

TIPOS DE CARGA

- **CARGA UNIFORME:** Agitadores de líquidos. Alternadores y generadores (Excluyendo soldadura). Compresoras y bombas rotativas. Escaleras mecánicas, ejes en línea. Maquinas de labrar madera. Maquinas herramientas, transmisiones principales de corte rotativo y rectificado. Sopladores y ventiladores de aire inducido centrifugamente. Tambores (De secado, hornos de curtimiento etc.). Transportadores y elevadores de alimentación uniforme.
- **CARGA CON CHOQUES MODERADOS:** Agitadores de sustancias viscosas. Compresoras y bombas reciprocantes de 3 o más cilindros. Formadores de tubos. Grúas y aparejos. Hélice marina. Laminadores (Transmisiones principales con volante sobre el eje conducido; rodillos conductores). Maquinas de lavandería y tambores de limpieza. Maquinas herramientas: Transmisiones principales de prensas y cizallas (transmisión al volante). Mezcladoras de hormigón. Molinos (De bolas, guijarros y rodillos). Prensas (Con transmisión al volante). Rodillos de triturar. Sopladores y ventiladores (De aire forzado centrifugamente, ventiladores de minas). Tambores de cable. Transportadores y elevadores de alimentación no uniforme. Trefiladores de alambre. Zarandas.
- **CARGA CON CHOQUES MODERADOS:** Alternadores y generadores de soldadura. Cargadores. Compresoras y bombas reciprocantes de 1 y 2 cilindros. Dragas. Tractores. Excavadoras. Laminadores (Transmisiones principales sin volantes). Maquinaria para fabricar ladrillos y tejas. Maquinas herramientas: Transmisiones principales de sierras en caliente y en frío, cepilladoras. Maquinas para caucho. Maquinarias pozos petrolíferos. Molinos de martillos. Pulverizadores. Rodillos de prensar y formar, sopladores de desplazamiento positivo. Zanjadoras.

- Velocidad del motoreductor: 50,00 RPM
- Relación de transmisión : $50,00/39,82 = 1,2556$
- N° de dientes del piñon y catalina

Zp	Zc = 1,2556 x Zp
15	18,83
16	20,09 20
17	21,34
18	22,60
19	23,85
20	25,11 25
21	26,36

Para una buena operación se recomienda usar piñon con unos 17 dientes, y con mejores expectativas 19 y 21 dientes, por lo tanto utilizaremos: $Z_p = 20$ y $Z_c = 25$;

Relación de transmisión = 1,25

- $RPM_{\text{piñon}} : 50$
- $RPM_{\text{catalina}} : 50 \div 1,25 = 40$
- Factor corrector del número de dientes

Tabla N° 3.11.7 : $K_T = 1,18$

- Tipo de cadena a usar

Datos: 50 RPM - 1,2 HP

Tabla N° 3.11.8 : ASA 60-Potencia tabulada: 1,05HP

Tabla N° 3.11.9 : 3/4" de paso

- Potencia que corresponde a una fila de cadena

$$HP/fila = [Potencia Tabulada] \times K_T$$

reemplazando valores:

$$HP/fila = 1,239 \text{ Hp}$$

- Número de filas requerido por la transmisión

$$N^{\circ} \text{filas} = \frac{HP_{\text{diseño}}}{HP/fila}$$

TABLA Nº 3.11.7**FACTOR CORRECTOR DEL NUMERO DE DIENTES**

Número de Dientes del Piñón	KT	Número de Dientes del piñón	KT	Número de Dientes del piñón	KT
11	0,53	18	1,05	25	1,46
12	0,62	19	1,11	30	1,73
13	0,70	20	1,18	35	1,95
14	0,78	21	1,26	40	2,15
15	0,85	22	1,29	45	2,37
16	0,92	23	1,35	50	2,51
17	1,00	24	1,41	55	2,66

TABLA Nº 3.11.8**POTENCIA QUE PUEDEN TRANSMITIR LAS CADENAS ASA SIMPLE**

Piñón RPM	ASA Nº										
	25	35	40	50	60	80	100	120	140	160	200
50	0,08	0,139	0,322	0,620	1,05	2,44	4,67	7,91	12,3	18,0	34,2
100	0,10	0,264	0,611	1,16	1,97	4,52	8,56	14,4	22,2	32,4	60,2
150	0,12	0,379	0,870	1,65	2,82	6,39	12,0	19,9	30,6	44,2	81,3
200	0,14	0,494	1,13	2,14	3,59	8,09	15,1	24,9	38,0	54,5	98,8
300	0,21	0,705	1,59	2,99	4,98	11,1	20,3	33,2	49,9	70,5	
400	0,28	0,90	2,02	3,77	6,22	13,6	25,0	39,7	58,8		
500	0,34	1,08	2,41	4,46	7,32	15,8	28,2	44,6			
600	0,40	1,25	2,77	5,09	8,29	17,6	30,9				
800	0,51	1,56	3,41	6,17	9,91	20,5					
1000	0,61	1,83	3,95	7,05	11,1						
1200	0,70	2,08	4,41	7,75	12,1						
1400	0,79	2,19	4,80	8,31	12,7						
1600	0,87	2,48	5,10	8,70							
1800	0,94	2,65	5,38	8,98							
2000	1,00	2,79	5,57	9,13							
2400	1,16	3,20	6,20								
3000	1,30	3,45	6,50								
4000	1,48	3,53									
5000	1,54										
6000	1,56										
8000	1,60										

TABLA N° 3.11.9**ESPECIFICACIONES PARA LAS CADENAS DE RODILLO ASA**

ASA N°	PASO Pulg.	CARGA DE ROTURA Lbs.	PESO PROMEDIO Lbs./pie	VELOCIDAD MAXIMA Pies/min		
				TIPO DE LUBRICACION		
				MANUAL	GOTEO	SALPICADURA
25	¼	875	0,09	500	2.500	3.500
35	3/8	2.100	0,21	370	1.700	2.800
40	½	3.700	0,42	300	1.300	2.300
50	5/8	6.100	0,68	250	1.000	2.000
60	¾	8.500	1,00	220	850	1.800
80	1	14.500	1,73	170	650	1.500
100	1 ¼	24.000	2,50	150	520	1.300
120	1 ½	34.000	3,69	130	430	1.200
140	1 ¾	46.000	5,00	115	370	1.100
160	2	58.000	6,50	100	330	1.000
180	2 ¼	76.000	9,06	95	300	950
200	2 ½	95.000	10,65	85	260	900

El flujo necesario de aceite depende de la potencia y velocidad utilizada, pero en todo caso debe ser sostenida suficiente para mantener una lubricación limpia y completa de la cadena.

Las recomendaciones que formulan los fabricantes, representan los requerimientos mínimos con relación a una duración de 15.000 horas de la transmisión.

TEMPERATURA AMBIENTE		VISCOSIDAD
°C	°F	
-5 a 25	25 a 75	SAE30
25 a 45	75 a 110	SAE40
45 a 65	110 a 150	SAE 50

Reemplazando valores:

$$N^{\circ} \text{ filas} = 1,20/1,239 = 0,968..1 \text{ fila}$$

- Diámetro de paso del piñon

$$d = \frac{\text{P A S O}}{\text{sen}[180/Zp]}$$

Reemplazando valores:

$$d = 4,79 \text{ pulg.}$$

- Velocidad tangencial

$$V = \frac{\pi \times d \times \text{PRM}_{\text{piñon}}}{12}$$

Reemplazando valores:

$$V = 62,76 \text{ piés/min.}$$

- Tipo de lubricación

Tabla N° 3.11.9 : Manual

- Distancia entre centros C_p , puede expresarse en pasos de cadena y tomarse como: $C_p \leq 80$ pasos

C_p usual : 30 a 50 pasos

Asumiremos : $C_p = 19$ pasos

- Longitud de la cadena en pasos

$$L_p = 2 C_p + \frac{Z_p + Z_c}{2} + \frac{[Z_c + Z_p]^2}{4 \times \pi^2 \times C_p}$$

Reemplazando valores:

$$L_p = 60,53$$

$L_p = 60$ pasos - Preferible N° par

- Rectificación de la distancia entre centros

$$\Delta C_p = \frac{60,00 - 60,53}{2} = - 0,266$$

$$C_p = 19 - 0,266 = 18,73 \text{ pasos}$$

Como el paso es: $3/4''$ la distancia entre centros será:

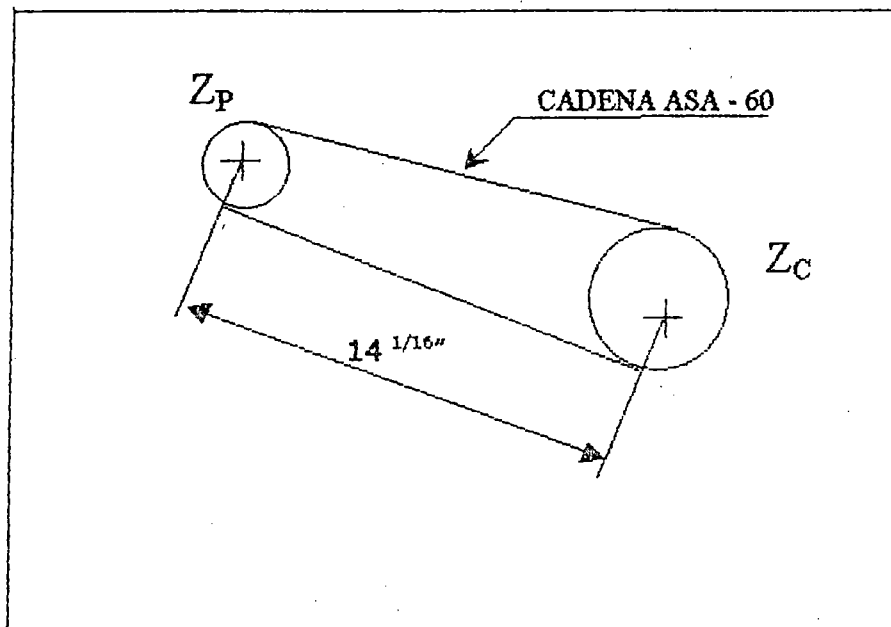
$$C = 18,73 \times 3/4" = 14,05"$$

$$C = 14 \frac{1}{16}"$$

USAR:

- Cadena ASA 60 simple
- Longitud de cadena : 60 pasos
- Piñon: 20 dientes y catalina: 25 dientes para cadena ASA 60 simple
- Distancia entre centros: $14 \frac{1}{16}"$

FIGURA 3.5



3.12. SISTEMA DE TRANSMISION DE POTENCIA AL SECADOR

3.12.1. VELOCIDAD DE ROTACION DEL SECADOR

Los secadores indirectos, en los últimos años, han sufrido la variación de algunos de sus parámetros de diseño, a tal punto que varias teorías han sido superadas y desplazadas, por empresas especializadas, en la experimentación y construcción de estos equipos.

El objetivo que persiguen estas empresas es siempre lograr un proceso eficiente

y económico; Es por eso que se recomienda para este tipo de secadores que trabajen con velocidades periféricas, es decir que la velocidad tangencial de las paletas deben estar en el rango de: 1,00 m/seg. a 1,20 m/seg.

Fórmula:

$$N = \frac{60 \times V}{\pi \times D}$$

Donde:

N: Velocidad rotacional del secador (RPM)

V: Velocidad tangencial de la paletas (m/seg)

D: Diámetro interior del secador (m)

Datos:

- La velocidad tangencial de las paletas, lo consideraremos con un valor de: 1,10 m/seg.

- Diámetro interior del secador: 2,60 m.

Reemplazando valores:

$$N = 8,00 \text{ RPM}$$

3.12.2. POTENCIA DEL MOTOR

Fórmula:

(Cortesía de Bartlett Snow Co.)

$$HP = \frac{2,2 N (4,75 d w + 0,1925 D W + 0,33 W)}{100000}$$

Donde:

w : Carga viva (Material), en Kg.

HP: Potencia al freno necesaria

N : Velocidad de rotación en RPM

d : Diámetro Interior del secador en pies.

D : Diámetro exterior del secador en pies.

W : Carga rotatoria total (Equipo más material) en Kg.

Datos:

Carga viva (w)

Esta carga se refiere al material a desecar, material que ingresa continuamente al secador vía el tornillo transportador de alimentación, su cálculo esta en función del porcentaje de llenado, que viene hacer el área ocupado por el material entre el área de la sección interna del secador.

Fórmula:

$$W = A_{mat} \times \delta \times L$$

Donde:

Porcentaje de llenado (A_{mat}/A_{ss}) : 10%

Diámetro interior del secador (d) : 2,6 m.

Longitud del secador (L) : 17,5 m.

Peso específico del material (δ) : 1.123,6 Kg/m³

$$\text{Area de la sección int. sec. (A}_{ss}\text{)} : \frac{\pi \times d^2}{4}$$

$$\text{Area del material (A}_{mat}\text{)} : \frac{10 \times \pi \times d^2}{400}$$

Reemplazando valores:

$$w = 10.439,66 \text{ Kg.}$$

Carga rotatoria total (W)

- Tuberías:

Tubería: 1 1/2" - Schu 40 - 2,72 lb/pie (Apéndice-Tablas)

Nº (Tubos)	Longitud c/u (m)	Longitud total (m)
4	1,60	6,40
4	1,30	5,20
4	1,00	4,00
4	0,80	3,20
4	0,50	2,00
4	1,10	4,40
Longitud	Global	25,20 m
Peso	Global	(1) 102,22 Kg

Tubería: 3" - Schu 40 - 7,58 lb/pie (Apéndice-Tablas)

Nº (Tubos)	Longitud c/u (m)	Longitud total (m)
44	13,00	572,00
40	12,60	504,00
36	12,20	439,20
32	11,80	377,60
28	11,40	319,20
1	2,30	2,30
Longitud	Global	2.214,30 m
Peso	Global	(2) 25.030,45 Kg

Tubería: 4" - Schu 40 - 10,80 lb/pie (Apéndice-Tablas)

Nº (Tubos)	Longitud c/u (m)	Longitud total (m)
14	5,20	72,80
Longitud	Global	72,80 m.
Peso	Global	(3) 1.172,52 Kg.

Tubería: 6" - Schu 40 - 19,00 lb/pie (Apéndice-Tablas)

Nº (Tubos)	Longitud c/u (m)	Longitud total (m)
1	6,80	6,80
Longitud	Global	6,80 m.
Peso	Global	(4) 192,67 Kg.

Sumando los valores de: 1, 2, 3, 4

$$W_1 = 26.497,86 \text{ Kg.}$$

- Cilindros:

Cilindro Exterior

Formula:

$$W_2 = \frac{\pi \times Dm \times L \times w}{A}$$

Datos:

Peso de plancha LAC 3/8" (5' x 20') (w) : 707,00 Kg

Area de la plancha LAC 3/8" (5'x20') (A) : 9,29 m²

Longitud del cilindro (L) : 17,00 m

Diámetro medio (Dm) : 2,786 m.

Reemplazando valores:

$$W_2 = 11.323,58 \text{ Kg.}$$

Cilindro Interior

Fórmula:

$$W_3 = \frac{\pi \times Dm \times L \times w}{A}$$

Datos:

Peso de plancha LAC 5/16" (5'x 20') (w) : 589,20 Kg

Area de la plancha LAC 5/16" (5'x20') (A) : 9,29 m²

Longitud del cilindro (L) : 18,00 m

Diámetro medio (Dm) : 2,6080 m

Reemplazando valores:

$$W_3 = 9.353,56 \text{ Kg.}$$

- Paletas:

Fórmula:

$$W_4 = L \times A \times e \times \delta \times N$$

Datos:

Número de unidades (N) : 8

Longitud de las paletas (L) : 14,235 m

Ala de las paletas (A) : 0,080 m

Espesor de las paletas - 3/8" (e) : 0,009525 m

Peso especifico De la plancha LAC (δ) : 7.988,00 Kg/m³

Reemplazando valores:

$$W_4 = 693,17 \text{ Kg.}$$

- Pistas:

Fórmula:

$$W_5 = \frac{\pi (De^2 - Di^2) \delta e N}{4}$$

Datos:

Número de unidades (N) : 2

Peso específico de la plancha LAC (δ) : 7.988,00 Kg/m³

Espesor de la pista (e) : 0,25 m.

Diámetro exterior (De) : 3,20 m.

Diámetro interior (Di) : 2.90 m.

Reemplazando valores:

$$W_5 = 5.740,50 \text{ Kg.}$$

Sumando los valores obtenidos:

$$W = [W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5] \times 1.05 + w$$



(5% adicional por: Soldadura, peso de los gases, aislamiento, etc.)

$$W = 66.728,76 \text{ Kg.}$$

N: 8 RPM

D: 2,795 m. = 9,170 pies.

d: 2.600 m. = 8,530 pies.

Reemplazando valores:

$$HP = 99,053$$

3.12.3. CALCULO DEL SISTEMA DE TRANSMISION

SELECCION DEL MOTOR Y REDUCTOR

MOTOR:

Marca : Weg - Brasileño
Potencia : 100 HP
Velocidad : 1.775 RPM
Factor de potencia : Cos 0,86
Alimentación Trifasica
220 v - 181 amp.
380 v - 105 amp.
440 v - 90 amp.
Diámetro_{eje} : 80 mm.

REDUCTOR:

Marca : Falk - U.S.A
Potencia : 100 HP
Ratio : 30,80
Factor de servicio : 2,0
Input
RPM : 1.750
Output
RPM : 57
Diámetro_{eje entrada} : 90 mm.
Diámetro_{eje salida} : 100 mm.

▪ POTENCIA DE DISEÑO

$$Hp_{diseño} = Hp_{consumo} \times fs$$

Datos:

$Hp_{consumo}$: 99,053 Hp.

Para una carga uniforme y funcionamiento continuo

24h/día - Tabla Nº 3.11.6 - fs : 1,2

Reemplazando:

$$Hp_{diseño} = 118,86 \text{ Hp.}$$

▪ VELOCIDAD DEL PIÑÓN

Relación:

$$n_p = n_e \div R_r$$

Donde:

n_p : Velocidad del eje de salida del reductor ó del piñón.

n_e : Velocidad del eje de entrada del reductor ó del motor.

R_r : Ratio del reductor

Datos:

n_e : 1.775 RPM

R_r : 30,80

Reemplazando valores:

$$n_p = 57,63 \text{ RPM}$$

▪ NUMERO DE DIENTES DEL SECADOR

Relación:

$$Z_s = \frac{Z_p \times n_p}{n_s}$$

Donde:

Z_s : Número de dientes del secador

Z_p : Número de dientes del piñón

n_p : Velocidad del piñón

n_s : Velocidad del secador

Datos:

Z_p : 11 (Asumimos)

n_p : 57,63 RPM

n_s : 8 RPM

Reemplazando valores:

$$Z_s = 80$$

▪ TIPO DE CADENA A USAR

Datos : 57,63 RPM - 118,86 HP

Tablas 3.12.3 : CADENA Nº 110 366 - Paso 4 1/2"

Potencia tabulada: 220 HP

▪ POTENCIA POR FILA

$$HP/FILA = [POTENCIA TABULADA] \times K_T$$

Datos:

Potencia tabulada: 220 HP.

Factor de corrección de dientes (Zp:11) $K_T = 0,53$ (Tabla Nº 3.11.7)

Reemplazando valores:

$$HP/FILA = 116,60 \text{ HP}$$

▪ NUMERO DE FILAS

$$N^{\circ} \text{ FILAS} = [HP_{\text{diseño}}] / [HP/FILA]$$

Reemplazando valores:

$$N^{\circ} \text{ FILA} \cong 1$$

▪ LONGITUD DE CADENA EN PASOS

Relación:

$$L_p = 2 C_p + \frac{Z_p + Z_c}{2} + \frac{[Z_c + Z_p]^2}{4 \times \pi^2 \times C_p}$$

Asumiendo: $C_p=22$ pasos

Reemplazando valores:

$$L_p = 94,98$$

$$L_p = 96 \text{ pasos} - \text{Preferible } N^{\circ} \text{ par}$$

▪ RECTIFICACIÓN DE LA DISTANCIA ENTRE CENTROS

$$\Delta C_p = \frac{96,00 - 94,98}{2} = 0,51$$

$$C_p = 22 + 0,51 = 22,51 \text{ pasos}$$

RENOLD
 roller
 chains
 B.S. series

Chain N°	Types	Pitch in	Roller diameter in	Width between inner plates in	Transverse pitch in	Weight por foot lb.
110 245 114 245 116 245	Simple Duplex Triplex	3,00	1,900	1,80	3,591	16,60 33,60 50,70
110 281 114 281	Simple Duplex	3,50	2,125	2,10	4,179	22,30 45,40
110 325 114 325	Simple Duplex	4,00	2,500	2,40	4,720	32,00 64,00
110 366	Simple	4,50	2,850	2,70		40,00

Como el paso es: $4 \frac{1}{2}$ " la distancia entre centros sera:

$$C = 22,51 \times 4 \frac{1}{2} = 101.295"$$

$$C = 101 \frac{5}{16} = 2.575,00 \text{ mm.}$$

▪ DIAMETRO DE PASO DEL PIÑON : (dp)

Relación:

$$dp = \frac{P}{\text{Sen } (180/Zp)}$$

Datos:

Paso de la cadena (P) : $4 \frac{1}{2}$ "

Número de dientes del piñon (Zp) : 11

Reemplazando valores:

$$dp = 15,97" = 406,00 \text{ mm.}$$

▪ DIAMETRO DE PASO DE LA CATALINA : (dc)

Relación:

$$dc = \frac{P}{\text{Sen } (180/Zs)}$$

Datos:

Paso de la cadena (P) : $4 \frac{1}{2}$ "

Número de dientes del secador (Zs) : 80

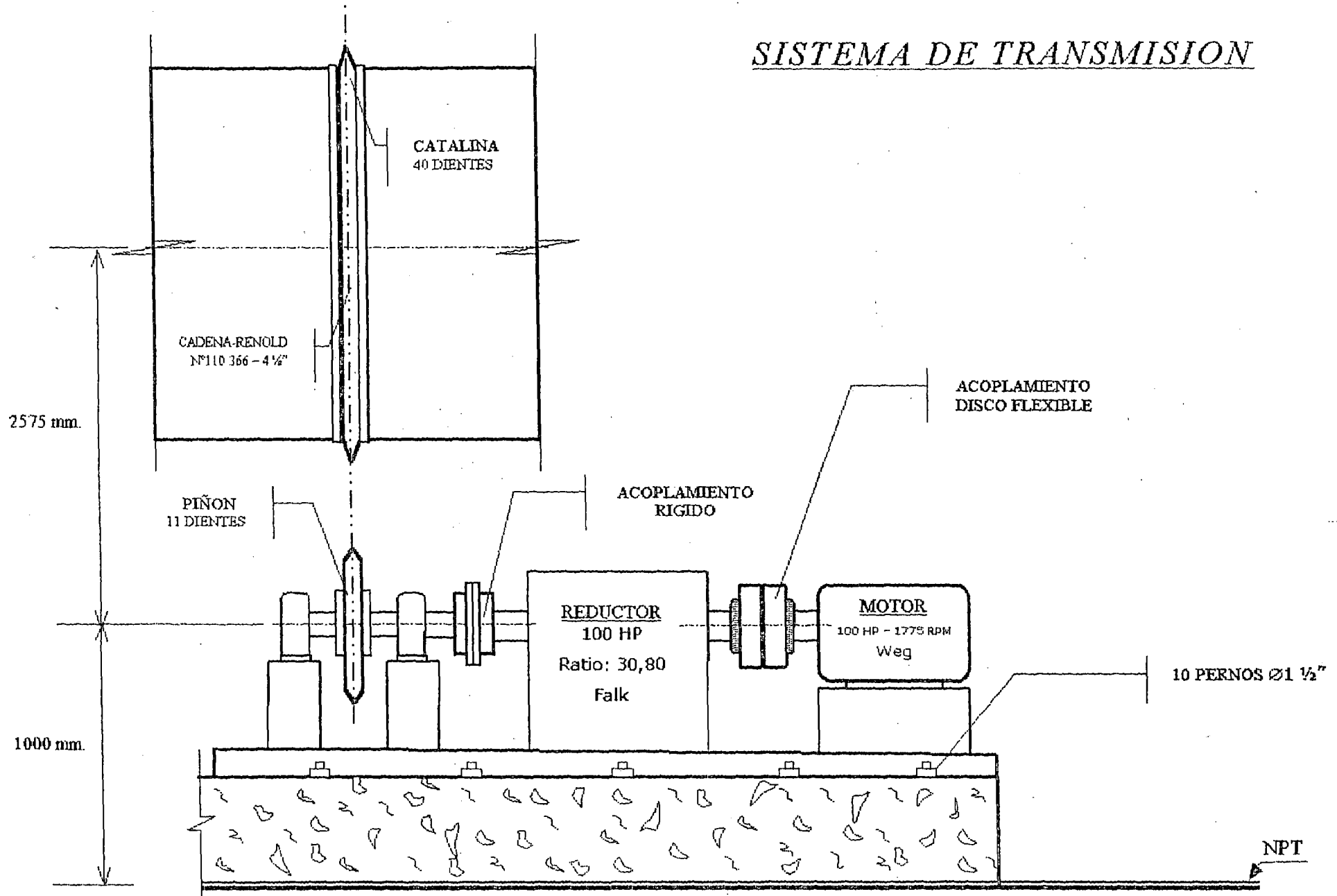
Reemplazando valores:

$$dc = 114,62" = 2.912,00 \text{ mm.}$$

Nota:

El número de dientes presente en el secador es: 40, pero el engrane de la cadena con los dientes del secador es de doble paso; Es decir que un paso de cadena engrana y el siguiente no, y así sucesivamente; pero para la relación de transmisión es como si existiera 40 diente más.

SISTEMA DE TRANSMISION

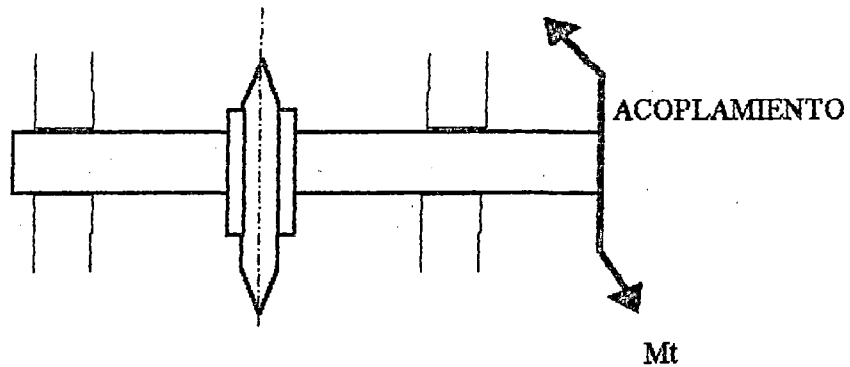


▪ CALCULO DEL DIAMETRO DEL ARBOL (EJE - PIÑON)

Como el árbol transmite potencia, Es decir transmite un momento torsor, y despreciando la flexión, el cálculo del diámetro se calculará por la sgta. expresión:

$$d \geq [16 Mt / \pi \tau_{adm.}]^{1/3}$$

FIG.



Datos:

- Momento torsor (Mt)

$$Mt = 9550 P / n$$

Donde:

Potencia (P) : 100 Hp = 74,60 Kw

Velocidad (n) : 57,63 RPM

Reemplazando valores:

$$Mt = 12.362,14 \text{ N-m.} = 1.261,44 \times 10^3 \text{ Kg.-mm.}$$

- Tensión admisible ($\tau_{adm.}$)

Para ejes con torsión solamente (Ventiladores, bombas, acoplamientos, etc.)

$$\tau_{adm.} = \tau_{pul.} / S$$

Datos:

Factor de seguridad (S): 3 a 5

Asumiendo: S = 3

Tensión pulsante $\tau_{pul.}$; Acero bonificable 1045 - $\tau_{pul.} = 22 \text{ Kg./mm}^2$.

Reemplazando valores:

$$\tau_{adm.} = 7,33 \text{ Kg./mm}^2$$

Reemplazando valores:

$$d \geq 95,70 \text{ mm.}$$

Por lo tanto el diámetro del eje del piñon lo consideraremos 100 mm. \varnothing

ACOPLAMIENTOS

ACOPLAMIENTO: MOTOR - REDUCTOR

Tipo : Disco Flexible "Renold"

Potencia Equivalente:

$$HP_{100 \text{ RPM}} = \frac{100 \times Hp_{\text{consumo}} \times Fs}{RPM_{\text{Aplicacion}}}$$

Datos:

Hp_{consumo} : 99,053 Hp

Factor de servicio (Fs) : 2,5 (Tabla 3.12.3.3)

$RPM_{\text{Aplicacion}}$: 1.775 RPM

Reemplazando valores:

$$HP_{100 \text{ RPM}} = 13,95$$

TABLA 3.12.3.1

ACOPLAMIENTOS FLEXIBLES DE DISCO

Nº ACOPLAMIENTO	HP a 100 RPM	RPM MAX.	AGUJERO NORMAL (Pulg.)	HUECO MAX. (Pulg.)
644-263	1	3.600	0,50	1,375
644-266	2	2.500	0,850	1,75
644-267	3	2.500	0,850	1,75
644-268	4	2.500	0,850	1,75
644-269	5	1.800	1,25	2,50
644-270	7	1.800	1,25	2,50
644-271	10	1.800	1,25	2,50
644-272	12	1.500	1,50	3,00
644-273	16	1.500	1,50	3,00
644-274	20	1.500	1,50	3,00
644-275	25	1.200	1,75	3,75
644-276	30	1.200	1,75	3,75
644-277	35	1.200	1,75	3,75
644-278	40	1.000	2,25	4,50
644-279	50	1.000	2,25	4,50
644-280	60	1.000	2,25	4,50

- El acoplamiento 644-273 y 644-274 cumple con potencia, empero el agujero máximo permitido es de 3" Ø, insuficiente para el eje del reductor.

USAR: Acoplamiento Renold de disco flexible 644-275 (Tabla 3.12.3.1)

Lado del motor: Maquinar hueco de 80 mm. Ø, con canal para chaveta de 22 x 14 mm.

Lado del reductor: Maquinar hueco de 90 mm. Ø, con canal para chaveta de 25 x 14 mm.

ACOPLAMIENTO: REDUCTOR - PIÑON

Tipo : Acoplamiento Rígido

Potencia Equivalente:

$$HP_{100 \text{ RPM}} = \frac{100 \times Hp_{\text{consumo}}}{RPM_{\text{Aplicacion}}}$$

Datos:

Hp_{consumo} : 99,053 Hp

$RPM_{\text{Aplicacion}}$: 57,63 RPM

Reemplazando valores:

$$HP_{100 \text{ RPM}} = 172$$

USAR: Acoplamiento rigido de: $HP_{100 \text{ RPM}} = 200$ (Tabla 3.12.3.2)

Lado del reductor: Maquinar hueco de 100 mm. Ø, con canal para chaveta de 28 x 16 mm.

Lado del piñon: Maquinar hueco de 100 mm. Ø, con canal para chaveta de 28 x 16 mm.

TABLA 3.12.3.2ACOPLAMIENTO RIGIDO

HP a 100 RPM	RPM Max.	AGUJERO Max. mm.	PERNOS		PESO Kgs.
			DIAMETROS	CANTIDAD	
8	10.000	50	5/16"	6	4
24	8.000	70	3/8"	8	9
50	6.500	90	1/2"	6	15
90	5.500	110	5/8"	6	27
150	4.800	130	5/8"	8	41
200	4.300	150	3/4"	8	64
300	3.850	170	3/4"	8	89
425	3.600	190	3/4"	10	123
585	3.300	210	7/8"	8	182
780	3.000	230	7/8"	14	234
1000	2.850	250	7/8"	14	286
1600	2.500	280	1"	16	473

TABLA 3.12.3.3

FACTOR DE SERVICIO

APLICACION MAQUINAS MOVIDAS	MOTOR ELECTRICO, TURBINA A VAPOR O HIDRAULICA	MAQUINA A VAPOR O MOTOR A GAS DE ALTA VELOCIDAD	MOTOR A GASOLINA		MOTOR DIESEL		LINEAS DE EJES O CONTRAEJES	
			≥ 4 cil	< 4 cil	≥ 6 cil	≤ 4 cil	FOR CADENA	FOR ENGRANAJE
Alternadores y generadores (excluyendo soldadura); ventiladores de tipo inducido; maquinaria de imprenta; bombas rotativas; compresores y exhaustores, transportadores.	1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	5,0	1,0	1,5
Maquinaria para madera. Maquinas herramientas (cortantes), excluyendo cepillos. Calandrias. Mezcladoras. Elevadores	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	5,5	1,5	2,0
Ventiladores de tiro forzado. Compresores alternativos rápidos. Trituradoras y pulverizadoras rápidas. Maquinas herramientas (formadoras)	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5	6,0	2,0	2,5
Tamices giratorios. Laminadores de barras. Maquinaria para tubos, cables y alambres. Bombas de vacío.	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	6,5	2,5	3,0
Compresores alternativos, lentos, aparejos de tracción; cepillos; máquinas para ladrillos.	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	7,0	3,0	3,5

3.13. TIEMPO DE PERMANENCIA DEL PRODUCTO EN EL SECADOR

El tiempo que necesita una sustancia para secarse, en unas condiciones determinadas del aire, esta definida por la pérdida de peso que experimentará en cada intervalo de tiempo la sustancia húmeda, expuesta a una corriente de aire de velocidad, temperatura y humedad determinada, de tal manera que se establecerían dos (2) períodos con características de secado completamente diferentes.

Explicaremos estos dos períodos de secado en forma analítica; Separaremos de una misma sustancia a determinada humedad muestras de pesos iguales, para someterlas a tiempos de secado progresivamente mayores con diferencias de minuto en minuto o de períodos de tiempo constantes. Durante un cierto período se observará que la pérdida de peso es proporcional a la duración del secado. Es decir, que si, por ejemplo, se encuentra una pérdida de peso de 4 gr. en la muestra que ha sido secada durante 5 min., en la que se ha secado durante 10 min. se encontrará una pérdida de 8 gr., para 20 min. 16 gr.; etc. La velocidad de secado en todos estos ensayos será de 0,8 gr. de agua evaporada por minuto. Todo el período de tiempo en que vayamos encontrando velocidades o tasas de secado invariables lo llamaremos "período constante". (Fig. 3.14.1 - AB)

Si se continúa el proceso de secado, llegará un tiempo en que se encontrará muestras cuya velocidad de secado irá disminuyendo. Supongamos que esto ocurre a los 15 min., es decir que la muestra expuesta durante este tiempo pierde 12 gr., pero la expuesta 17 min. en vez de encontrar una disminución de peso de 13,6 gr. sólo hallamos una pérdida de 13,3 gr.

Este hecho dará a entender que, aproximadamente hasta los 15 min., la evaporación ha sido como en la muestra anterior, a razón de 0,8 gr. por minuto, pero que en los 2 min. siguientes, en lugar de evaporarse 1,6 gr. sólo se ha eliminado 1,3 gr. a razón de 0,65 gr. por minuto. Se inicia, pues, una disminución de la velocidad de secado: hemos entrado en el "período de descenso". La curva de velocidad sigue disminuyendo siguiendo la recta BC.

Durante el primer período, el agua que contenía la muestra tenía en la superficie una concentración superior a la mínima indispensable para mantener la velocidad inicial de evaporación. Esta se efectúa a la temperatura T_h del termómetro húmedo a un régimen que ya se ha visto era sólo resultado de un estado de equilibrio entre las mutuas transferencias del calor del cuerpo y el aire. En una palabra, que las reservas de agua del cuerpo no imponían durante este período trabas ni limitaciones a la velocidad de evaporación. En cambio, en el período de descenso, el agua no fluye a la superficie en cantidad suficiente

para reponer las pérdidas producidas por la evaporación y éste experimenta un frenado en el secado.

A partir del punto de descenso, para cada nueva muestra iremos encontrando pérdidas totales cada vez menos diferenciadas, hasta llegar a un punto en que si proseguimos aumentando el tiempo de secado las disminuciones de peso no tendrán efectividad práctica, porque las muestras al ser expulsadas al aire ambiente recuperarán peso, quedando a un valor mínimo constante en todas ellas. Se ha alcanzado la humedad de equilibrio correspondiente a las condiciones del ambiente.

FIGURA 3.14.1

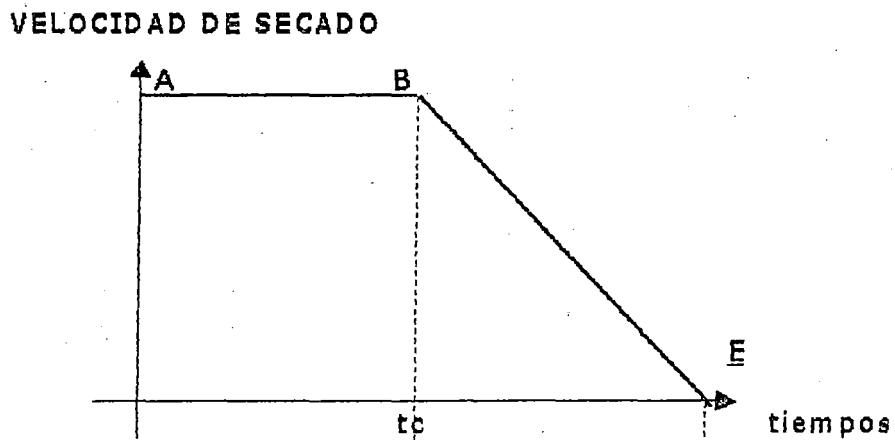
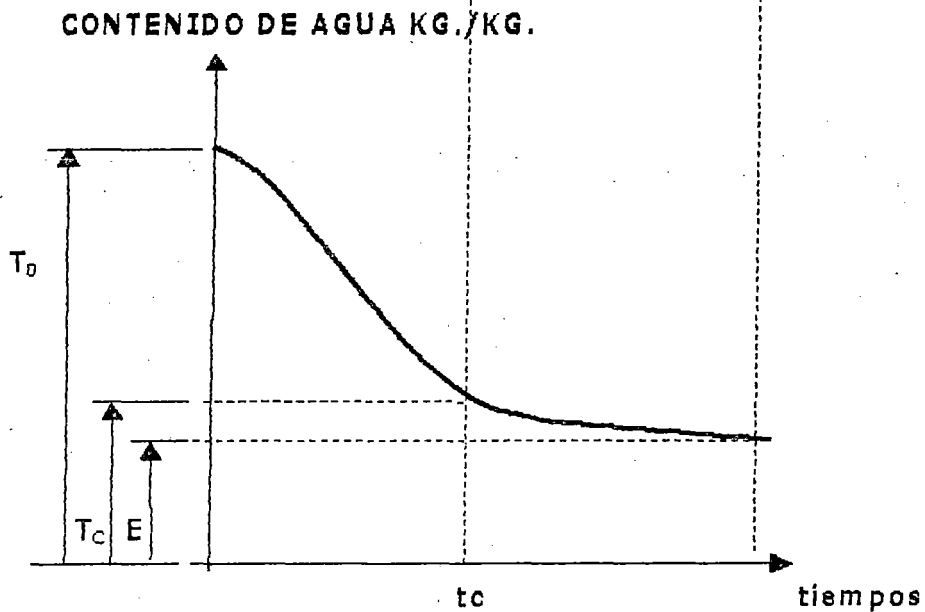


FIGURA 3.14.2



Esta cantidad de agua remanente depende de las condiciones de humedad y temperatura del ambiente, y es distinta para cada cuerpo. La llamaremos E , expresada en Kg. de agua por Kg. de producto seco. Si el agua total contenida al principio era T_0 Kg. por Kg, de producto seco, la cantidad máxima que puede extraerse es $T_0 - E = W_0$. (Fig. 3.14.2)

Para explicar estos fenómenos se admite que el total de agua contenida en un cuerpo podemos descomponerlo en dos sumandos: agua libre y agua ligada.

Agua libre; Tiene una presión de vapor igual a la parcial que tendría la contenida en el aire si estuviera saturado a la misma temperatura; es decir, el cuerpo es completamente inerte para esta parte del agua que le acompaña, como si dijéramos, en exceso. En cambio, para el resto de la misma el cuerpo ejerce una determinada influencia cuyo resultado es que su presión sea inferior a la del vapor saturado del agua pura a la misma temperatura, si el aire no está saturado siempre se llegará a la total evaporación del agua libre, porque la presión del vapor de esta última es superior a la parcial que tiene el ambiente.

Agua ligada; Que a causa de la disminución de presión que su vapor experimenta por efecto del cuerpo, puede en un determinado momento alcanzar un valor igual a la parcial del ambiente. Cuando esto ocurra cesará la evaporación y quedará una cantidad remanente sin evaporar. Si, por el contrario, la presión parcial del vapor de agua del ambiente es superior a la del cuerpo, tendrá lugar una transferencia a este último hasta que se equilibren las presiones. Para cada estado de humedad y temperatura del aire existirá una humedad de equilibrio del cuerpo.

Mientras el cuerpo presente en su superficie un contenido de agua superior al de equilibrio a la de un ambiente saturado a la temperatura del termómetro húmedo, está será la temperatura que tendrá durante el secado (Período constante). Cuando la concentración superficial de agua baje de este límite, el cuerpo irá elevando su temperatura, poniéndose en cada instante a la correspondiente de equilibrio en ambiente saturado a esta nueva temperatura y verificándose la evaporación a una velocidad proporcional a la diferencia de presión cada vez menor. La disminución de la velocidad del secado, bajo este aspecto, podemos decir que se ha manifestado por aumento de la "resistencia a la evaporación". hay otro factor que también condiciona esta velocidad. Antes de introducir el material en el secador, el agua contenida está repartida de modo uniforme o equilibrado. Al iniciarse el secado queda roto este equilibrio y se inician corrientes de líquidos hacia la periferia debido a la diferencia de concentraciones que se establece a causa de la evaporación superficial. Cuanto más descienda la concentración en las capas internas, mayor será la corriente

difusora de agua mientras existan suficientes reservas de la misma en el interior.

No todos los cuerpos ofrecen la misma facilidad de paso de líquido a través de su masa. En otras palabras, cada cuerpo tiene una determinada "resistencia a la difusión".

La resistencia a la evaporación y a la difusión son los dos factores que condicionan el tiempo de secado durante el período de descenso. Según sea el producto a secar, intervienen en forma predominante uno u otro de ellos o ambos a la vez. Hay cuerpos en que predomina la resistencia a la difusión (madera, gelatina), otros la resistencia a la evaporación (arena, cuerpos granulados), mientras que en otros influyen por igual ambas resistencias.

Para los secadores indirectos - Harina de pescado -, lamentablemente no existe una fórmula específica que nos permita determinar el tiempo promedio o aproximado de paso del material a lo largo del secador, y las fórmulas que existen, son fórmulas, que no tienen el grado de confiabilidad suficiente, porque dejan de lado muchos parámetros que intervienen en el tiempo de permanencia del producto en el secador.

De tal manera que la única forma de determinar el tiempo de permanencia es experimentalmente o de caso contrario encontrar y fundamentar una fórmula.

Para ello nosotros hemos realizado una serie de pruebas, con secadores indirectos de características similares a las que sé esta diseñando; Logrando determinar una fórmula empírica que esta en función de parámetros que no son considerados y que pasan por desapercibido, en fórmulas tradicionales sustentadas, pero que en realidad estos parámetros ignorados son importantísimos en la evaluación del tiempo de retención del producto.

Fórmula:

$$t = \frac{0,19 \times L}{D \times N \times P} + 1,5 \frac{f \times L}{D \times S \times V}$$

Donde:

t: Tiempo de permanencia del producto en el secador (minutos)

L: Longitud del secador (pies)

- D: Diámetro interior del secador (pies)
- N: Velocidad de rotación del secador (RPM)
- P: Pendiente del secador (pie/pie)
- f: Fracción de llenado
- S: Angulo de inclinación de las paletas (radianes)
- V: Area interior libre, para el desplazamiento del producto a desecar, relacionado con el área interior total (fracción)

Datos:

- L: 18,00 m. = 59,05 pies.
- D: 2,60 m. = 8,53 pies.
- N: 8 RPM
- P: 0,02 pie/pie (2%)
- f: 0,10 (10%)
- S: 0,122 rad. (7° c/respecto al eje del tambor, para producir avance)
- V: 0,77 (77%)

Reemplazando valores:

$$t = 19,27 \text{ minutos}$$

EXPERIMENTALMENTE

Cada producto a desecar, tienen características particulares de composición química y física, por lo tanto el tiempo de secado varia de un producto a otro; Para nuestro caso particular de la harina pescado, el tiempo promedio de paso de la harina a lo largo del secador lo determinaremos con los datos experimentales realizados y existentes en el Departamento de Control de Calidad, para los secadores indirectos.

Para obtener la variación de la humedad del producto en los diferentes intervalos de tiempo, los ensayos se realizaron con los parámetros y características sgte.:

- La velocidad de rotación del secador: 8 RPM
- Flujo de alimentación de harina (Entrada del secador), 4000 Kg./hr.
- Las muestras extraídas de 150 grs. de harina se realizaron en cada intervalo de tiempo de un minuto.
- La presión y temperatura del agente calefactor, para la entrada del secador 55 PSI – 185 °C y para la salida 52 PSI – 102 °C.
- Las condiciones ambientales: Temperatura 25 °C – Humedad Relativa 60%;

El aire que extrae el porcentaje de húmeda del producto sale del secador a 64 °C – Humedad Relativa 75%.

Todos estos parámetros se determinaron después de una serie de pruebas, y obtener el producto con las características óptimas de producción y comercialización.

Los resultados de estos ensayos se expresan en el Cuadro 3.12; Con estos datos obtenidos graficamos las curvas 3.12.1, 3.12.2, 3.12.3.

CURVA 3.12.1 : Representa la humedad de la harina en base húmeda (%W) en función del tiempo; Esta curva tienen tres (3) tramos con características diferentes:

Tramo a-b: $W = 0,039 t^2 - 2,183 t + 54$

Tramo b-c: $W = -2,65 t + 55,40$

Tramo c-d: $W = 0,0946 t^2 + 36,85$;

El producto ingresa al secador con 54 % de húmeda y se deseca hasta 6,20% de húmeda con un tiempo de residencia en el secador de 18 minutos; Empero como el producto entra en contacto con el medio ambiente adquiere la humedad promedio de 7,25%.

CURVA 3.12.2 : Muestra la velocidad de desecación (dW/dt) en función del tiempo, analizando esta curva determinamos lo sgte.:

Tramo a-b: $dW/dt = 0,078 t - 2,183$ (Recta), Es el periodo de calentamiento uniforme en un intervalo de tiempo de seis (6) minutos.

Tramo b-c: $dW/dt = -2,65 t$; Representa el periodo de desecación constante en un intervalo de tiempo de: 6 a 14 min.

Tramo c-d: $dW/dt = - 0,1892 t$ (Recta), Representa el periodo de velocidad de desecación decreciente en un intervalo de tiempo de: 14 a 18 min.

CURVA 3.12.3 : Muestra la velocidad de desecación (dW/dt) en función del contenido de humedad de la harina base húmeda (%W).

Del análisis descrito podemos establecer que el tiempo de secado es de: 18,00 min. para una humedad de 6,20%, a una velocidad de rotación del secador de 8 RPM.

TABLA 3.12

TIEMPO (t) (Minutos)	% HUMEDAD DE LA HARINA (BASE HUMEDA) (W)	VELOCIDAD DE SECADO (dW/dt)	MUESTRA EXTRAIDA EN CADA INTERVALO DE TIEMPO (Gramos)	AGENTE CALEFACTOR (Vapor de agua)			
				ENTRADA		SALIDA	
				Presión (PSI)	Temperatura (°C)	Presión (PSI)	Temperatura (°C)
0	54,00	- 2,18	150	55	185	52	102
1	51,78	- 2,26	150	55	185	52	102
2	49,48	- 2,34	150	55	185	52	102
3	47,10	- 2,42	150	55	185	52	102
4	44,64	- 2,49	150	55	185	52	102
5	42,11	- 2,57	150	55	185	52	102
6	39,50	- 2,65	150	55	185	52	102
7	36,85	- 2,65	150	55	185	52	102
8	34,20	- 2,65	150	55	185	52	102
9	31,55	- 2,65	150	55	185	52	102
10	28,90	- 2,65	150	55	185	52	102
11	26,25	- 2,65	150	55	185	52	102
12	23,60	- 2,65	150	55	185	52	102
13	20,95	- 2,65	150	55	185	52	102
14	18,30	- 2,65	150	55	185	52	102
15	15,56	- 2,84	150	55	185	52	102
16	12,63	- 3,03	150	55	185	52	102
17	9,51	- 3,22	150	55	185	52	102
18	6,20	- 3,40	150	55	185	52	102

Fig. 3.12.1

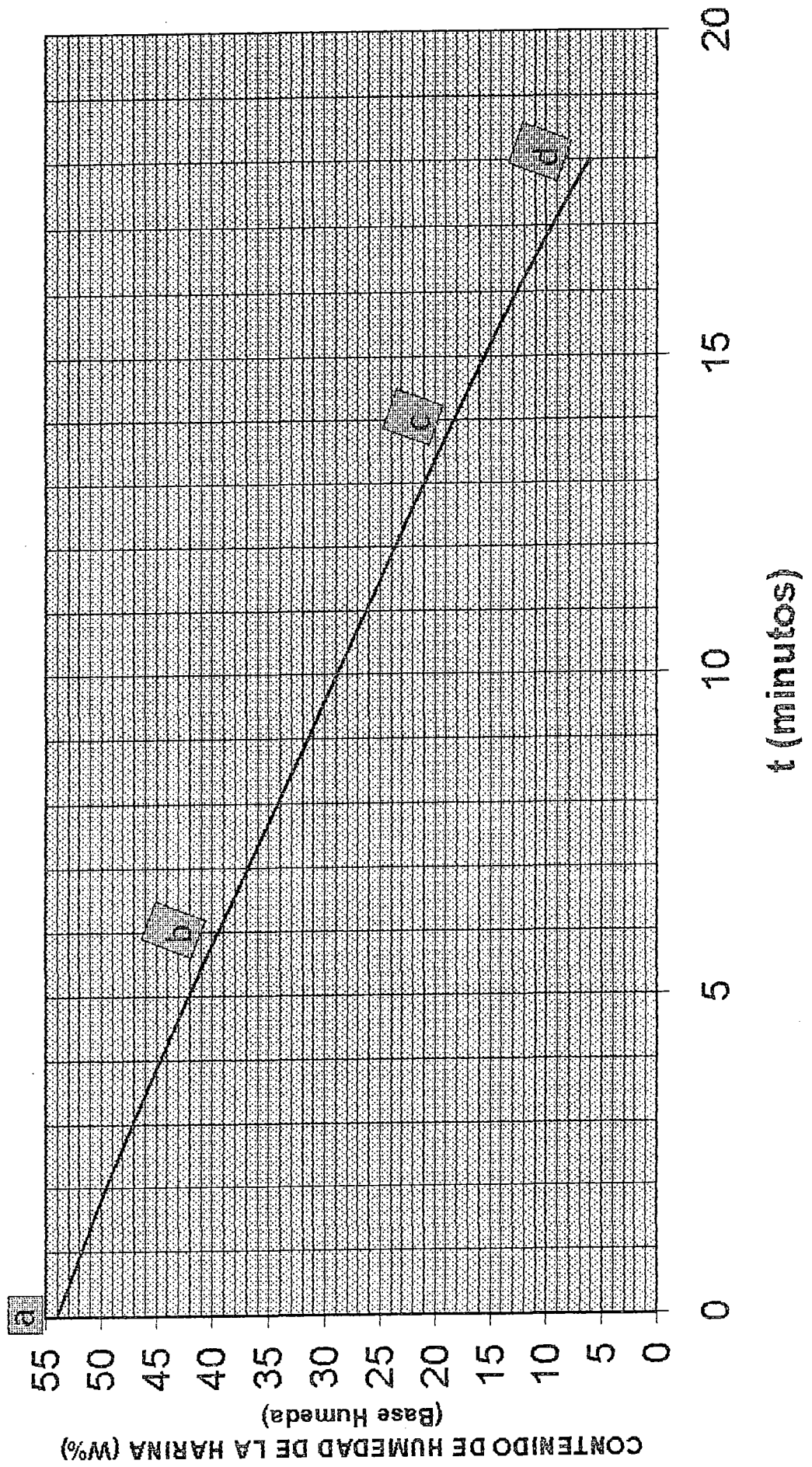


Fig. 3.12.2

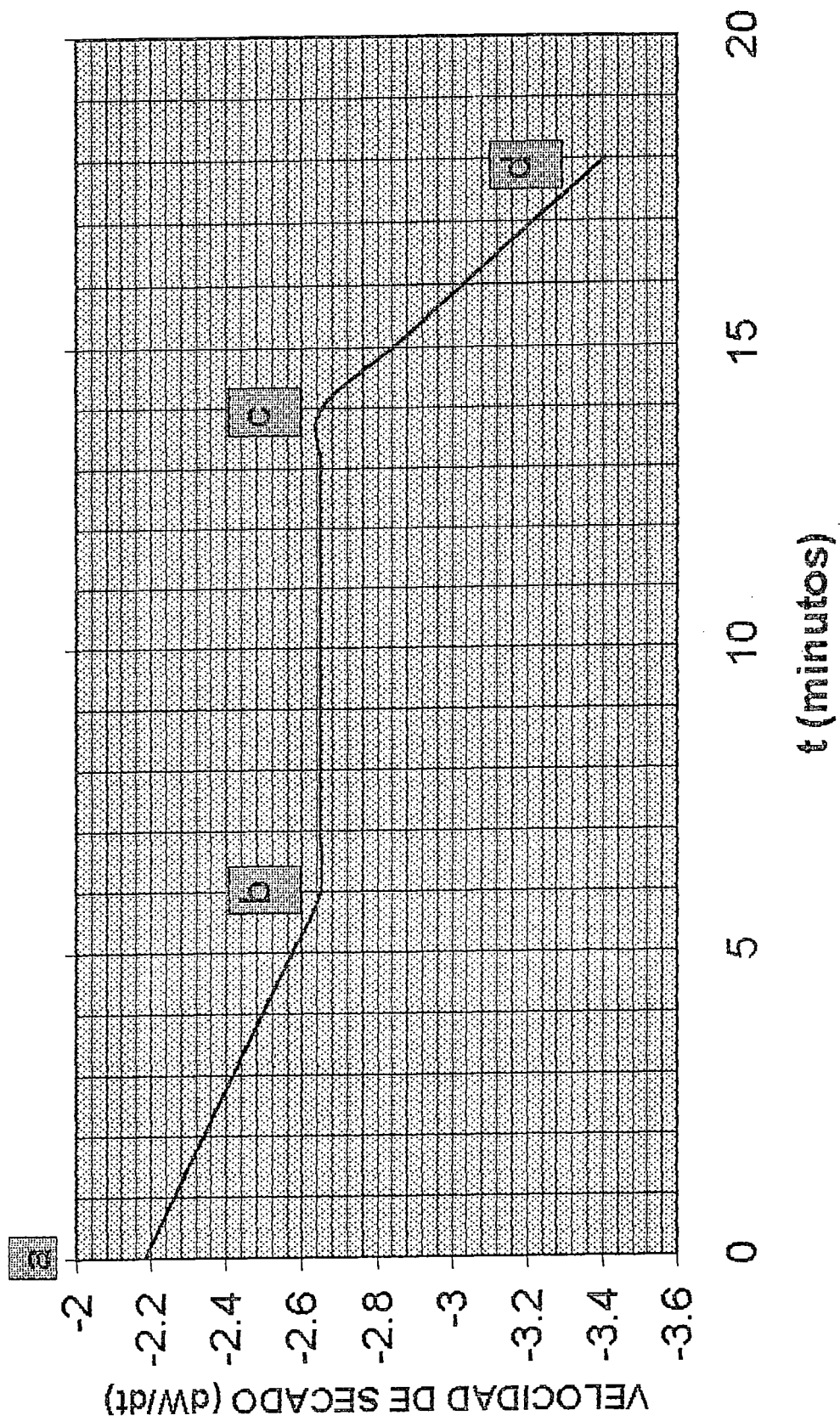
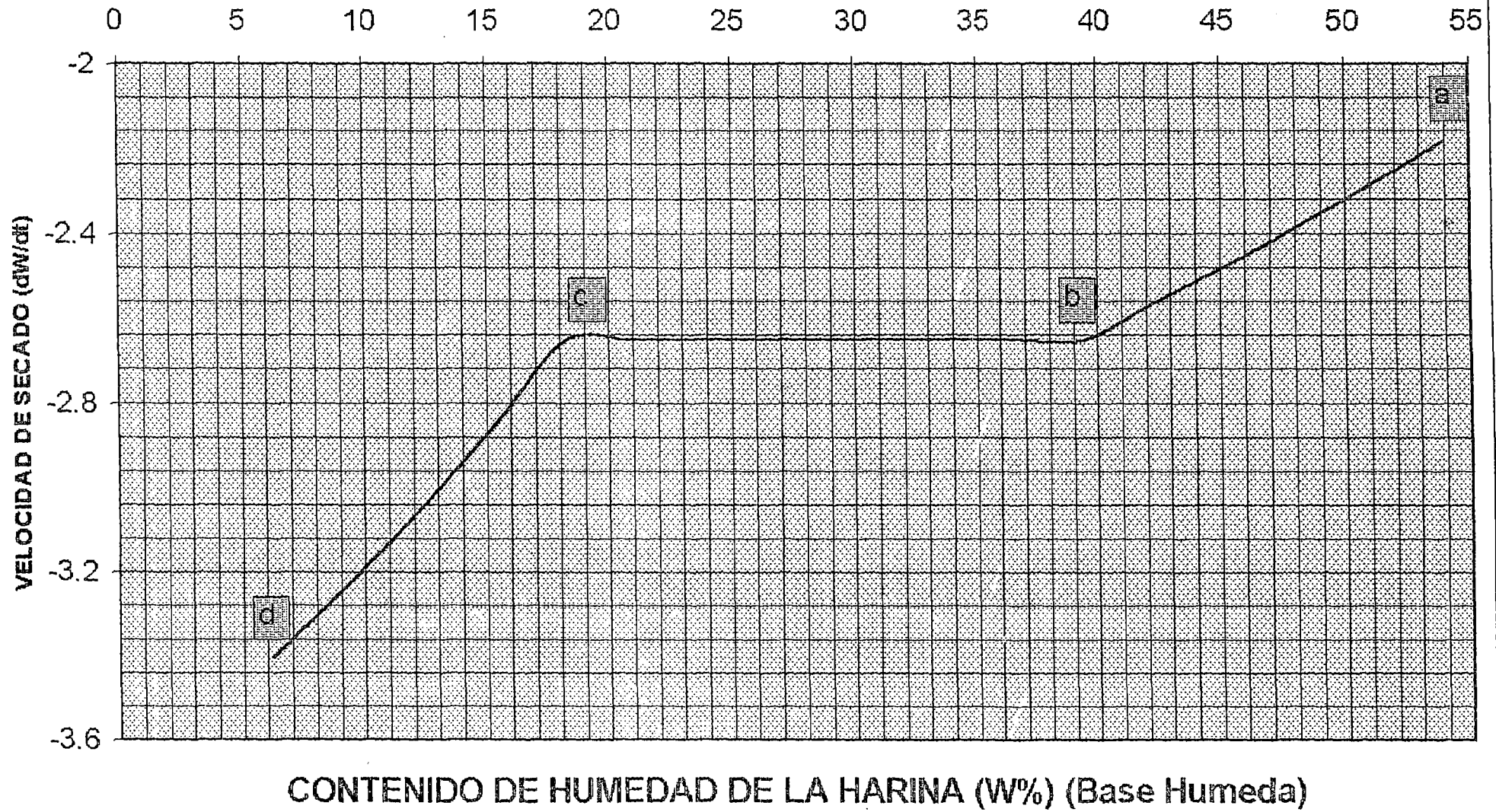


Fig. 3.12.3

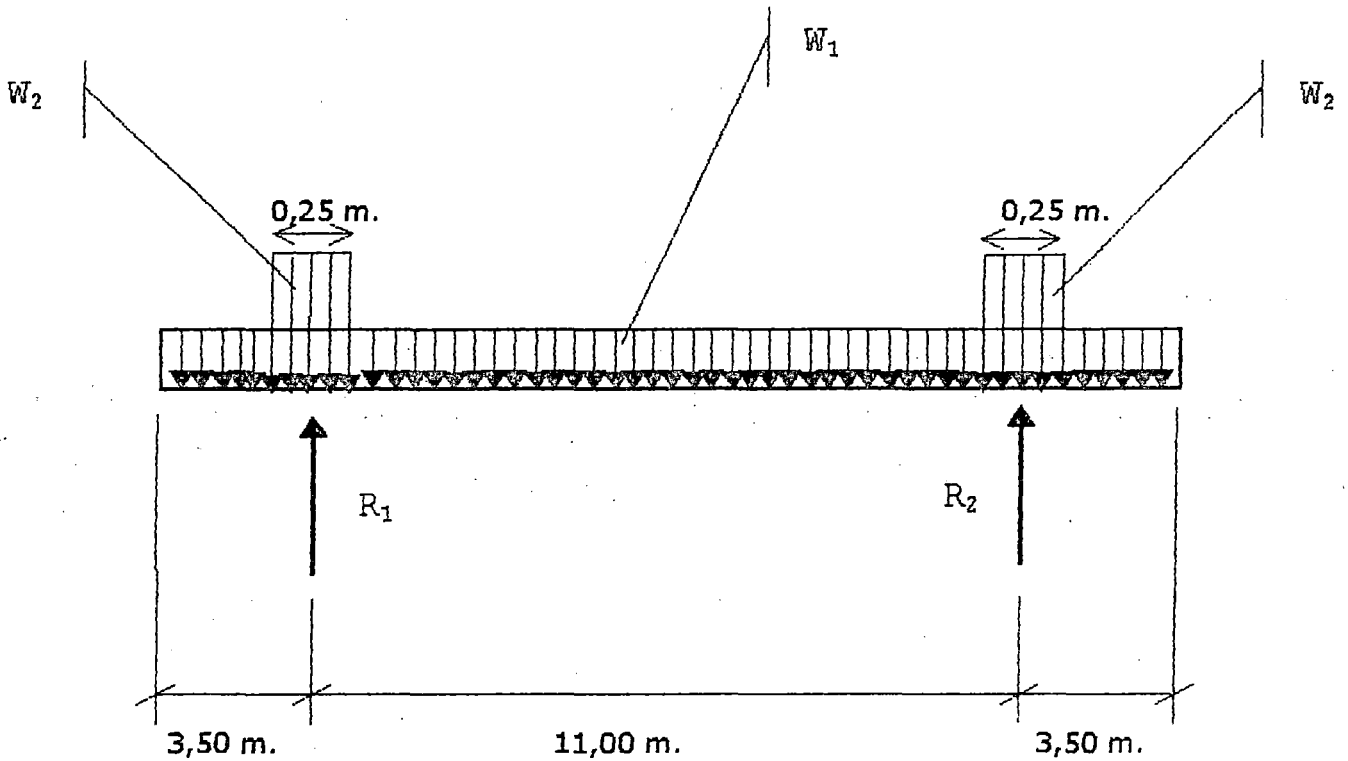


3.14. ANALISIS ESTRUCTURAL DEL SECADOR

Teniendo todas las cargas que actúan sobre el cuerpo rotatorio del secador; evaluaremos las fuerzas cortantes y los momentos flectores.

Fig. 3.14.

DIAGRAMA DE CUERPO LIBRE



Determinación de W_1 :

Peso de la tubería : 26.497,86 Kg.

Peso del cilindro exterior : 11.323,58 Kg.

Peso del cilindro interior : 9.353,56 Kg.

Peso de las paletas : 693,17 Kg.

$$47.868,17 \text{ Kg.} + 2.393,41 \text{ Kg.} = 50.261,58 \text{ Kg.}$$

(5% que se considero en el cap. 3.12.2)

Peso de la carga viva : 10.439,66 Kg.

Realizando la sumatoria total: $W = 60.701,24 \text{ Kg.}$

$$W_1 = W/18 = 60.701,24/18$$

$$W_1 = 3.372,30 \text{ Kg./m.}$$

Determinación de W_2 :

Peso de una (1) pista : 2.870,25 Kg. + 143,51 Kg. = 3.013,76 Kg.

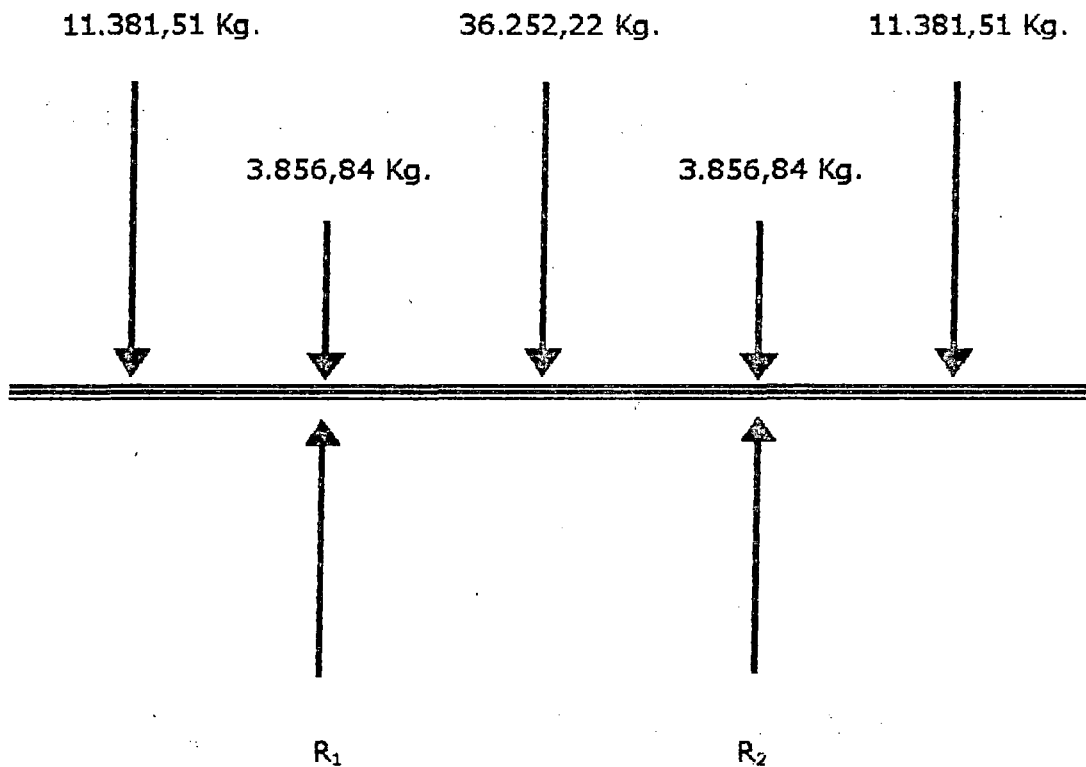
↓
(5% que se considero en el cap. 3.12.2.)

Realizando la sumatoria total: $W_p = 3.013,76$ Kg.

$$W_2 = W_p / 0,25 + W / 18$$

$$W_2 = 15.427,35 \text{ Kg./m.}$$

ESQUEMA EQUIVALENTE



$$\Sigma F(x) = 0$$

$$R_1 + R_2 = 11.381,52 (2) + 3.856,84 (2) + 36.252,22$$

$$R_1 + R_2 = 66.728,92 \text{ Kg.}$$

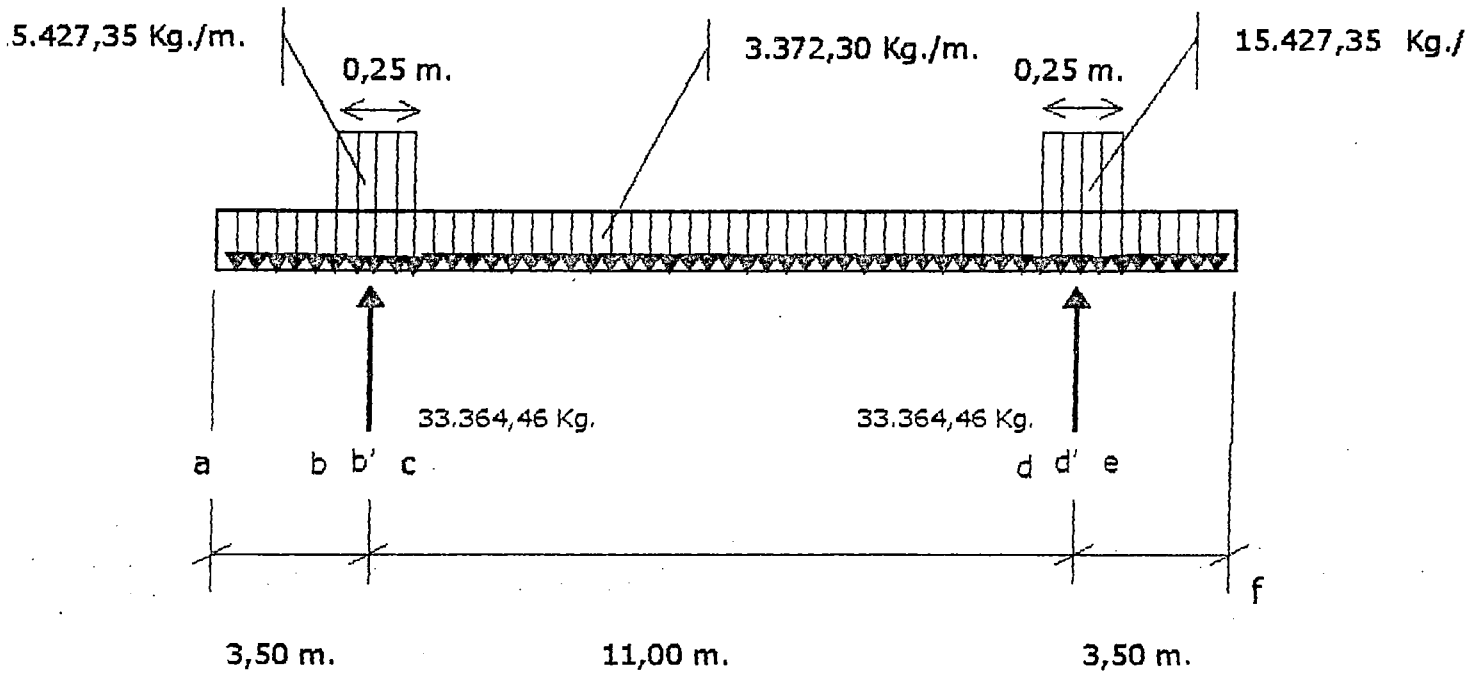
$$\Sigma M(1) = 0 \quad + \quad \text{(Este sentido utilizaremos para los cálculos posteriores)}$$

$$36.252,22 (5,50) + 3.856,84 (11,00) + 11.381,51 (12,8125) = R_2 (11,00) + 11.381,51 (1,8125)$$

$$R_2 = 33.364,46 \text{ Kg.}$$

$$R_1 = 33.364,46 \text{ Kg.}$$

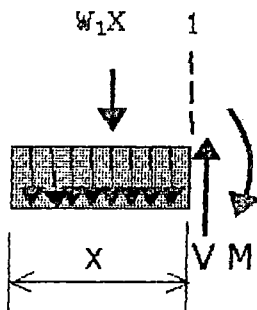
FUERZA CORTANTE Y MOMENTO FLECTOR



Valores:

$a=0\text{ m.}$ $b=3,375\text{ m.}$ $b'=3,50\text{ m.}$ $c=3,625\text{ m.}$ $d=14,375\text{ m.}$
 $d'=14,50\text{ m.}$ $e=14,625\text{ m.}$ $f=18,00\text{ m.}$

$a \leq x \leq b$



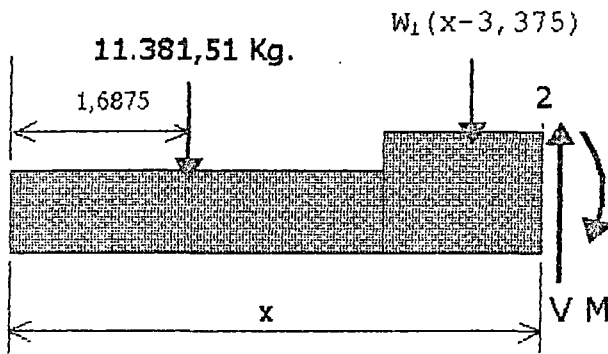
$$\Sigma F(x)=0 ; \quad V = W_1 X$$

$$V(x=0)=0 \quad V(x=3,375)=11.381,51\text{Kg.}$$

$$\Sigma M(1)=0 ; \quad M = W_1 X (X/2) = W_1 X^2/2$$

$$M(x=0)=0 \quad M(x=3,375)=19.206,30\text{ Kg.-m.}$$

$$b \leq x \leq b'$$



$$\sum F(x) = 0 ;$$

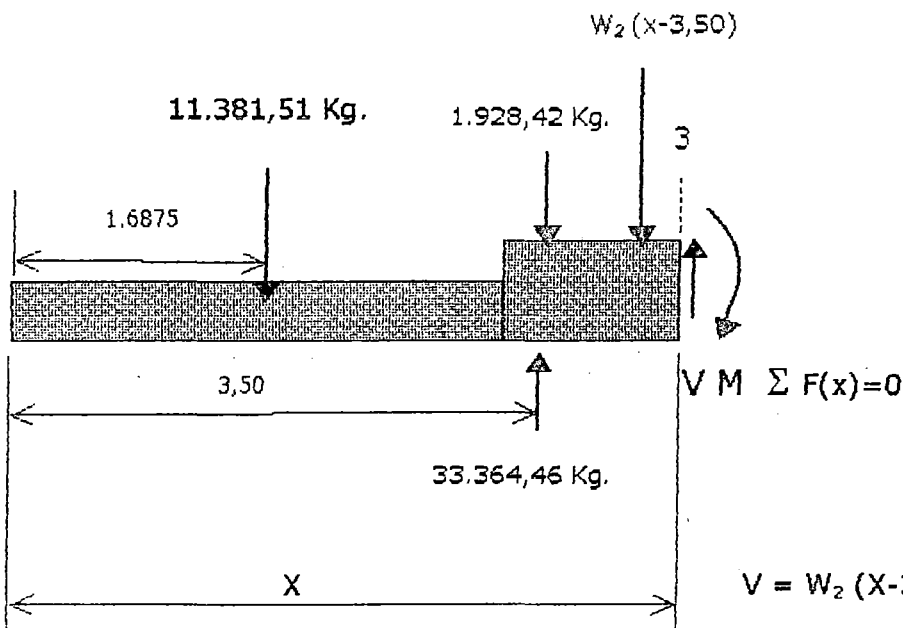
$$V = 11.381,51 + W_2 (X-3,375)$$

$$V(x=3,375) = 11.381,51 \text{ kg.} \quad V(x=3,5) = 13.309,93 \text{ Kg.}$$

$$\sum M(2) = 0 ; \quad M = W_2 (X-3,375) (X-3,375)/2 + 11.381,51 (x-1,6875)$$

$$M(x=3,375) = 19.206,30 \text{ Kg.- m.} \quad M(x=3,5) = 20.749,51 \text{ Kg.- m.}$$

$$b' \leq x \leq c$$



$$\sum F(x) = 0$$

$$V = W_2 (X-3,50) - 20.054,53$$

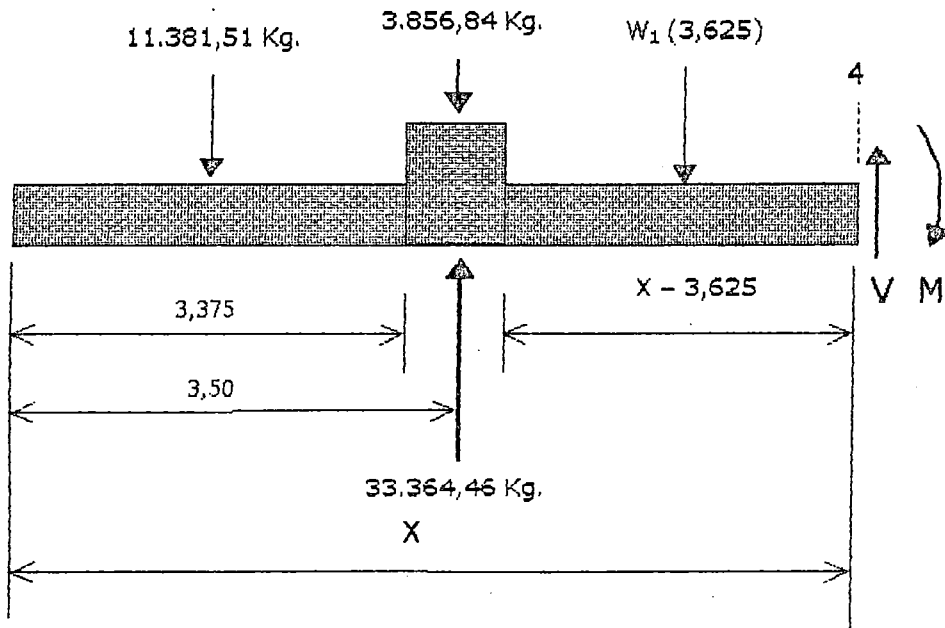
$$V(x=3,5) = -20.054,53 \text{ kg.} \quad V(x=3,625) = -18.126,11 \text{ Kg.}$$

$$\sum M(3) = 0 ; \quad M = 11.381,51 (x-1,6875) + 1.928,42 (x-3,4375) + \dots$$

$$\dots + W_2 (X-3,5) (X-3,5)/2 - 33.364,46 (x-3,5)$$

$$M(x=3,5) = 20.749,51 \text{ Kg.- m.} \quad M(x=3,625) = 18.363,22 \text{ Kg.- m.}$$

$$c \leq x \leq d$$



$$\Sigma F(x) = 0 ;$$

$$V = W_1 (X - 3,625) - 18.126,11$$

$$V (x = 3,625) = -18.126,11 \text{ kg.}$$

$$V (x = 9) = 0$$

$$V (x = 14,375) = 18.126,11 \text{ Kg.}$$

$$\Sigma M(4) = 0 ;$$

$$M = 11.381,51 (x - 1,6875) + 3.856,84 (x - 3,50) + \dots$$

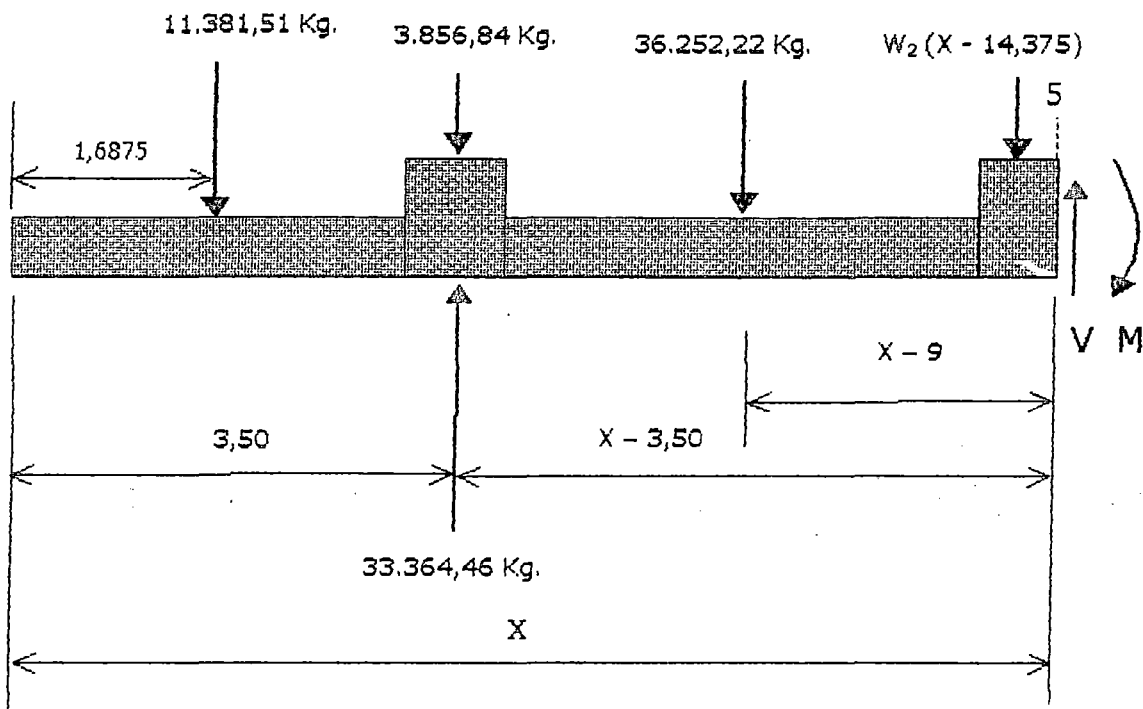
$$\dots + W_1 (X - 3,625) (X - 3,625) / 2 - 33.364,46 (x - 3,5)$$

$$M (x = 3,625) = 18.363,22 \text{ Kg.- m.}$$

$$M (x = 9) = -30.350,69 \text{ Kg.- m.}$$

$$M (x = 14,375) = 18.363,22 \text{ Kg.- m.}$$

$$d \leq x \leq d'$$



$$\Sigma F(x)=0 ;$$

$$33.364,46 + V = 36.252,22 + 11.381,51 + 3.856,84 + \dots$$

$$\dots + W_2 (x-14,375)$$

$$V = 18.126,11 + W_2 (X-14,375)$$

$$V (x=14,375) = 18.126,11 \text{ kg.}$$

$$V (x=14,50) = 20.054,53 \text{ Kg.}$$

$$\Sigma M(5)=0 ;$$

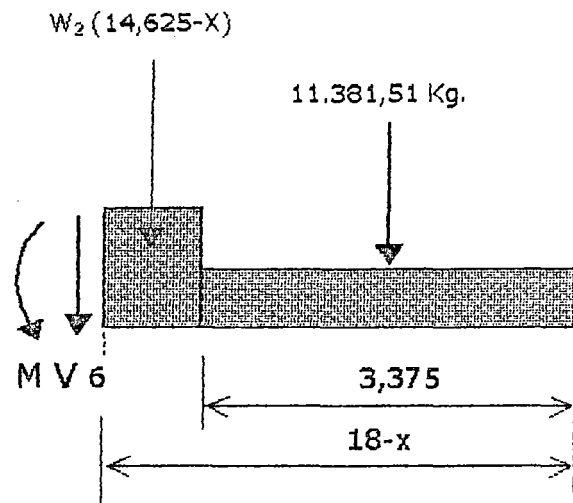
$$M = 11.381,51 (x-1,6875) + 3.856,84 (x-3,50) + 36.252,22 (x-9) + \dots$$

$$\dots + W_2 (X-14,375) (X-14,375)/2 - 33.364,46 (x-3,5)$$

$$M (x=14,375) = 18.363,22 \text{ Kg.- m.}$$

$$M (x=14,50) = 20.749,51 \text{ Kg.- m.}$$

$$d' \leq X \leq e$$



$$\Sigma F(x) = 0;$$

$$11.381,51 + W_2 (14,625 - X) + V = 0$$

$$V = - [11.381,51 + W_2 (14,625 - X)]$$

$$V (x=14,50) = -13.309,93 \text{ kg.}$$

$$V (x=14,625) = -11.381,51 \text{ Kg.}$$

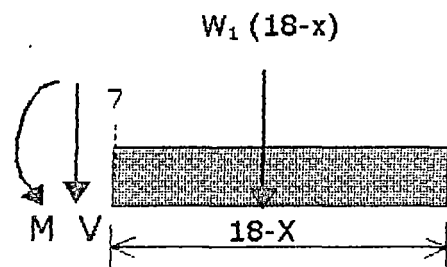
$$\Sigma M(6) = 0;$$

$$M = 11.381,51 (16,3125 - X) + W_2 (14,625 - X) (14,625 - X)/2$$

$$M (x=14,50) = 20.749,51 \text{ Kg.- m.}$$

$$M (x=14,625) = 19.206,30 \text{ Kg.- m.}$$

$$e \leq X \leq f$$



$$\Sigma F(x) = 0;$$

$$V = - W_1 (18 - X)$$

$$V (x=14,625) = -11.381,51 \text{ kg.} \quad V (x=18) = 0$$

$$\Sigma M(7) = 0;$$

$$M = W_1 (18 - X) (18 - X)/2$$

$$M (x=14,625) = 19.206,30 \text{ Kg.- m.} \quad M (x=14,625) = 0$$

DIAGRAMA DE FUERZA CORTANTE

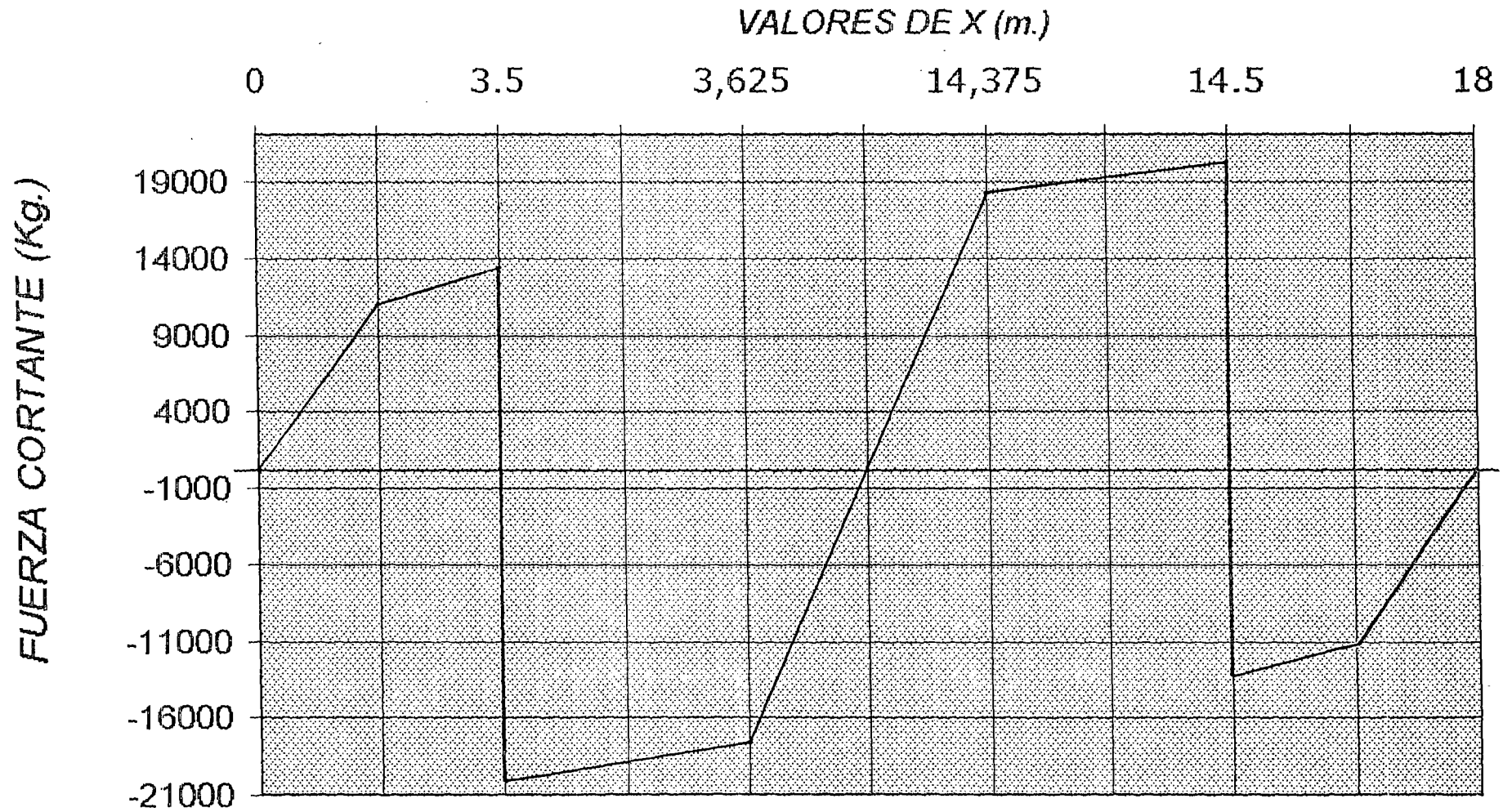
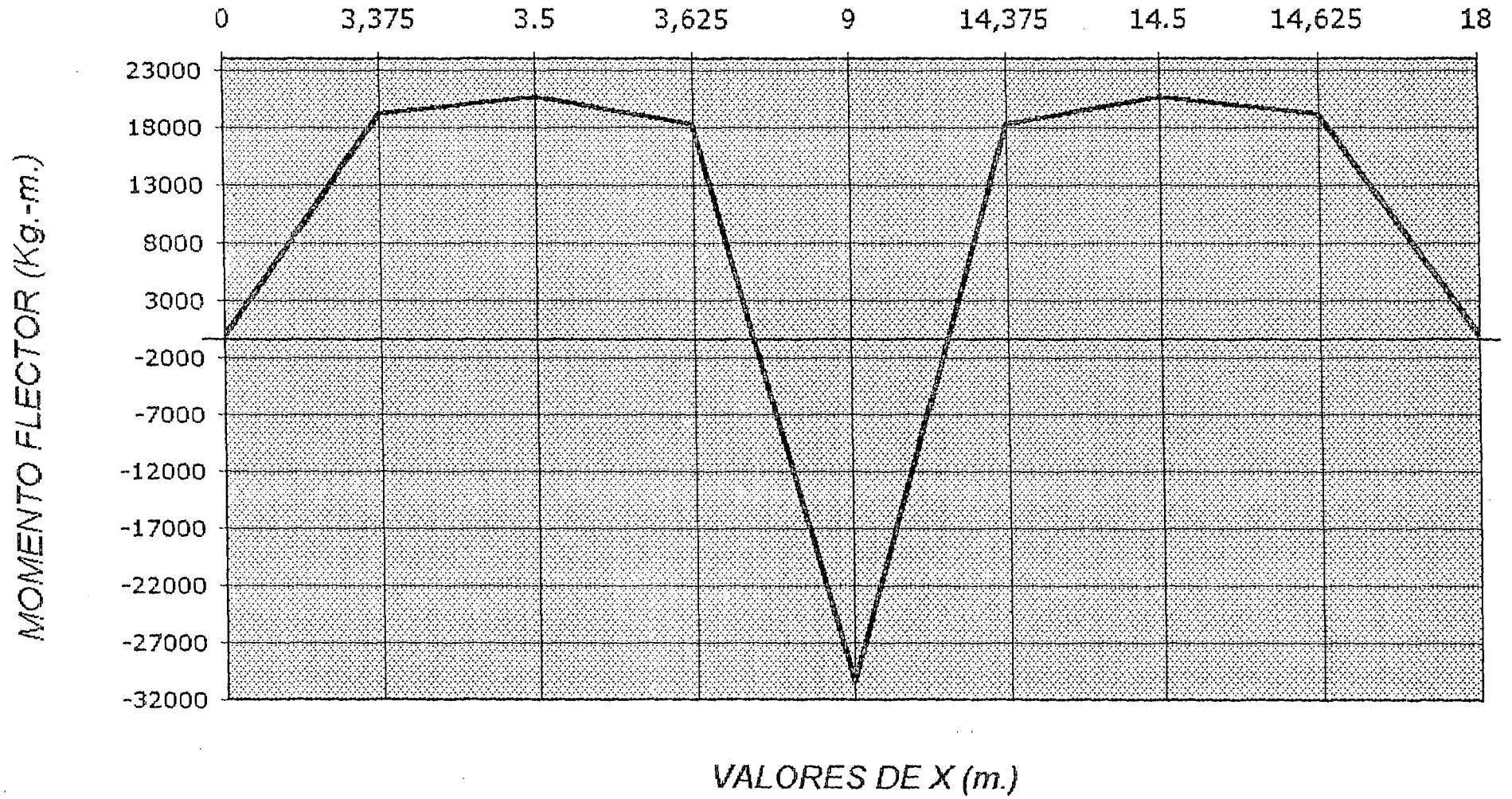


DIAGRAMA DE MOMENTO FLECTOR



ANALISIS POR FATIGA

La carga total distribuida a lo largo del secador, para el análisis respectivo lo dividiremos en dos:

- Carga variable (W_v) : Carga debido a la estructura del secador.
- Carga fluctuante (W) : Carga debido al material vivo (Producto a desecar)

Según los diagramas de fuerza cortante y momento flector, se determina que el esfuerzo máximo de flexión se produce en las fibras ubicadas en el centro y en la parte inferior del secador - *Punto critico* -, y el máximo esfuerzo de corte en la fibras ubicadas en el centro de las pistas del secador.

a) MOMENTO FLECTOR MAXIMO Y CRITICO:

Del diagrama de momento flector

$$M_{\max.} = 30.350,69 \text{ Kg.} \cdot \text{m.}$$

b) $M_{\max.} = M_v + M_f$; M_v : Momento variable M_f : Momento fluctuante

c) CALCULO DEL MOMENTO FLUCTUANTE (M_f)

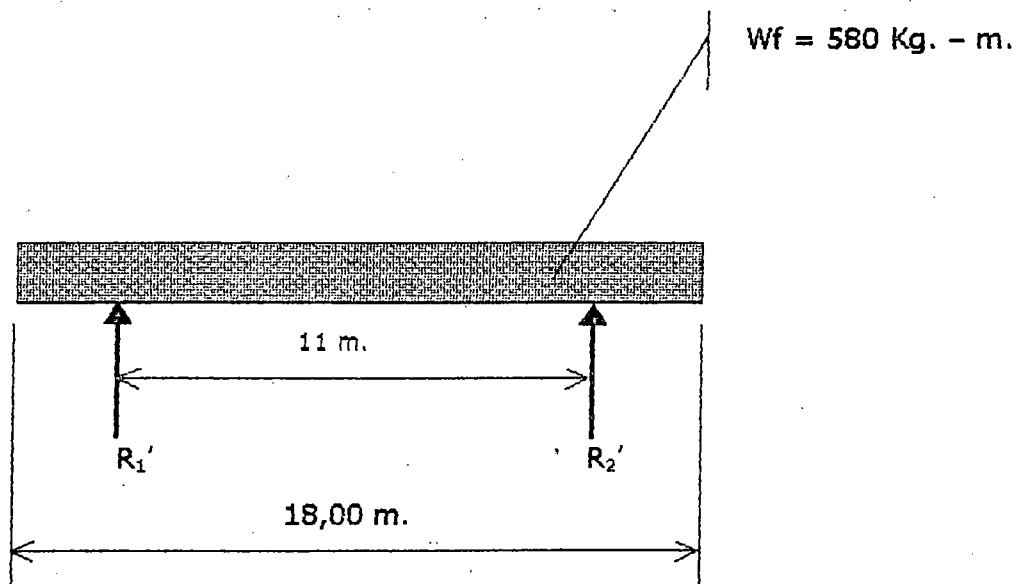
Datos:

Carga viva (W) : 10.439,66 Kg.

Longitud del secador (L) : 18 m.

Carga distribuida (W_f) : 580 Kg./m.

Diagrama:



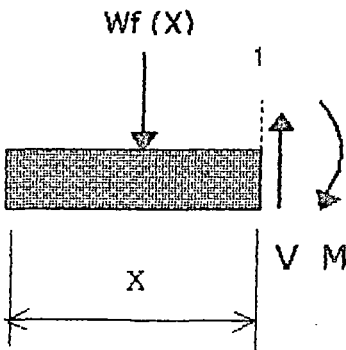
$$\Sigma F(x) = 0$$

$$R_1' + R_2' = Wf(18) \longrightarrow R_1' + R_2' = 10.440,00 \text{ Kg.}$$

Por las características del diagrama:

$$R_1' = R_2' = (R_1' + R_2') / 2 = 5.220,00 \text{ Kg.}$$

$$0 \leq X \leq 3,50$$



$$\Sigma M(1) = 0$$

$$M = Wf(x^2/2); \quad M(x=0)=0 \quad M(x=3,50)=3.552,50 \text{ Kg.-m.}$$

$$3,50 \leq X \leq 14,50$$

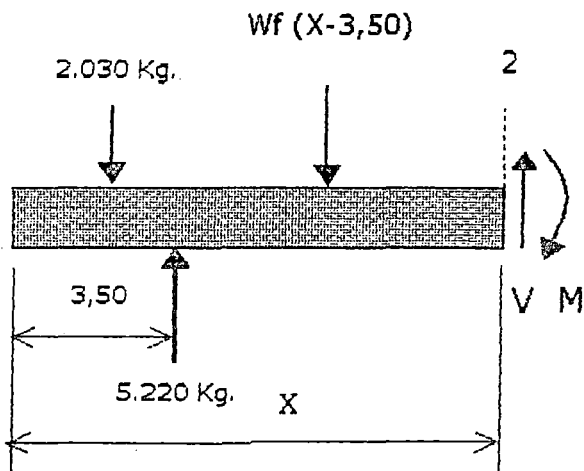
$$\Sigma M(2) = 0$$

$$M = 2.030(X-1,75) + Wf(x-3,50)(X-3,50)/2 - 5.220(x-3,50)$$

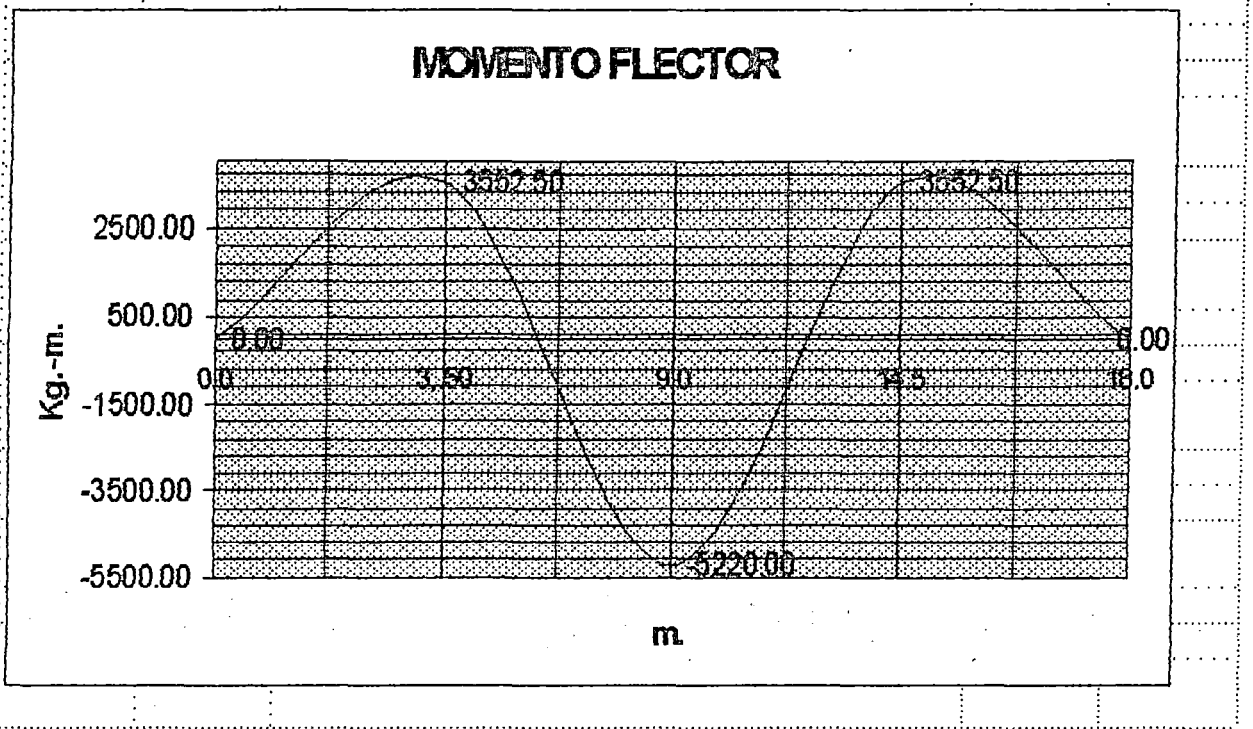
$$M(x=3,50) = 3.552,50 \text{ Kg.-m.}$$

$$M(x=9) = -5.220,00 \text{ Kg.-m.}$$

$$M(x=14,50) = 3.552,50 \text{ Kg.-m.}$$



Por lo tanto del gráfico de momento flector: $M_f = 5.220 \text{ Kg.-m.}$



d) CALCULO DEL MOMENTO VARIABLE (M_v)

$$M_v = M_{\max.} + M_f = 30.350,69 - 5.220,00$$

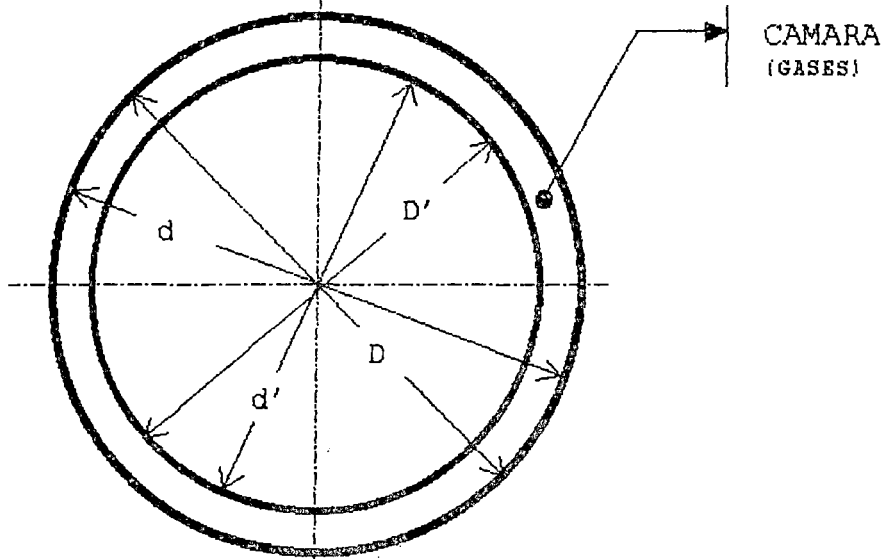
$$M_v = 25.130,69 \text{ Kg.-m.}$$

e) ESFUERZO FLUCTUANTE:

$$\sigma_{xf} = M_f / Z$$

Datos:

Modulo de resistencia de la sección (m^3): Z



$$Z = \frac{\pi (D^4 - d^4)}{32 D} + \frac{\pi (D'^4 - d'^4)}{32 D'}$$

Datos:

Diámetro exterior del cilindro externo (D) : 2,795 m.

Diámetro interior del cilindro externo (d) : 2,776 m.

Diámetro exterior del cilindro interno (D') : 2,616 m.

Diámetro interior del cilindro interno (d') : 2,600 m.

Reemplazando valores:

$$Z = 0,100301891 \text{ m}^3.$$

Momento fluctuante (Mf): 5.220,00 Kg.-m

Reemplazando valores:

$$\sigma_{xf} = 52.042,886 \text{ Kg./m}^2. = 0,052042886 \text{ Kg./mm}^2.$$

$$\sigma_{yf} = 0$$

f) ESFUERZO VARIABLE

$$\sigma_{xv} = MV/Z$$

Datos:

Momento variable (Mv): 25.130,69 Kg.-m

Modulo de resistencia de la sección (m³): Z

$$Z = \frac{\pi (D^4 - d^4)}{32 D} + \frac{\pi (D'^4 - d'^4)}{32 D'}$$

Datos:

Diámetro exterior del cilindro externo (D) : 2,795 m.

Diámetro interior del cilindro externo (d) : 2,776 m.

Diámetro exterior del cilindro interno (D') : 2,616 m.

Diámetro interior del cilindro interno (d') : 2,600 m.

Reemplazando valores:

$$Z = 0,100301891 \text{ m}^3.$$

Remplazando valores:

$$\sigma_{xv} = 250.550,508 \text{ Kg./m}^2. = 0,250550508 \text{ Kg./mm}^2.$$

$$\sigma_{yv} = 0$$

Considerando el caso mas desfavorable, analizaremos la falla por fatiga, para comprobar si falla o no utilizaremos el criterio de máxima energía de distorsión:

LIMITE DE FATIGA (Ser): Se calcula mediante la expresión:

$$Ser = Ka \cdot Kb \cdot Kc \cdot Kd \cdot Ke \cdot Se$$

Donde:

- Ka : Factor de acabado superficial
- Kb : Factor de tamaño
- Kc : Factor de confiabilidad
- Kd : Factor de temperatura
- Ke : Factor por efecto de temperatura
- Se : Limite de fatiga de la probeta
- Su : Esfuerzo de rotura
- Sy : esfuerzo de fluencia

Datos:

- Limite de fatiga de la probeta (Se)
Limite para el acero : $Se = 0,50 Su$; $Su \leq 140 \text{ Kg./mm}^2$.
Para acero laminado en caliente:
SAE 1020 $Su: 45 \text{ Kg./mm}^2$; $Sy: 33 \text{ Kg./mm}^2$.
Por lo tanto: $Se = 0,50 (45) = 22,50 \text{ Kg./mm}^2$.
- Para acero laminado en caliente y $Su = 45 \text{ Kg./mm}^2$.
 $Ka = 0,72$
- Para diámetros mayores de 1,40 cm.
 $Kb = 0,60$
- Para una probabilidad de falla del 6%
 $Kc = 1 - 0,08 D$; para 6% $D = 1,65$
 $Kc = 0,868$
- Por estar expuesto a una temperatura aproximada de 210°C
 $Kd = 0,70$

- Otros efectos como corrosión, porque constantemente estará expuesto a los gases.

$$K_e = 0,80$$

Reemplazando valores:

$$S_e = 4,725 \text{ Kg./mm}^2.$$

Aplicando el criterio de máxima energía de distorsión podemos determinar si falla o no y cual es su factor de seguridad.

$$\sigma_v^2 = \sigma_{xv}^2 + \sigma_{yv}^2 - \sigma_{xv} \sigma_{yv} + 3 \tau_{xyv}^2$$

$$\sigma_f^2 = \sigma_{xf}^2 + \sigma_{yf}^2 - \sigma_{xf} \sigma_{yf} + 3 \tau_{xyf}^2$$

Valores:

$$\tau_{xyv}=0; \tau_{xyf}=0; \sigma_{yv}=0; \sigma_{yf}=0; \sigma_{xv}=0,250550508 \text{ Kg./mm}^2.$$

$$\sigma_{xf}=0,052042886 \text{ Kg./mm}^2.$$

Reemplazando:

$$\sigma_v = 0,250550508 \text{ Kg./mm}^2.$$

$$\sigma_f = 0,052042886 \text{ Kg./mm}^2.$$

La probabilidad que falle primero por fatiga ó fluencia se determinará mediante la sgte. expresión:

FATIGA

$$\sigma_f / \sigma_v \geq [S_e (S_u - S_y)] / [S_u (S_y - S_e)]$$

FLUENCIA

$$\sigma_f / \sigma_v \leq [S_e (S_u - S_y)] / [S_u (S_y - S_e)]$$

$$\sigma_f / \sigma_v = (0,052042886) / (0,250550508) = 0,2077$$

$$[S_e (S_u - S_y)] / [S_u (S_y - S_e)] = [4,725 (45-33)] / [45 (33-4,725)] = 0,0446$$

Según los resultados probablemente se falle por fatiga, por lo tanto se calculará el factor de seguridad (Nc), mediante la sgte. expresión:

$$1 / N_c = \sigma_v / S_u + \sigma_f / S_{er}$$

Reemplazando valores:

$N_c = 60,30$; Este valor significa que estamos muy lejos del límite de falla por fatiga.

COMPROBACION DE LOS ESFUERZOS

- Esfuerzo actuante: σ'

$$\sigma' = M_{max.} / Z$$

Datos:

Momento máximo $M_{max.} : 30.350,69 \text{ Kg.- m.}$

Módulo de resistencia de sección $Z : 0,100301891 \text{ m}^3.$

Reemplazando valores:

$$\sigma' = 302.593,3978 \text{ Kg./m}^2. = 30,26 \text{ Kg./cm}^2.$$

- Esfuerzo admisible: $\sigma_{adm.} = 1.200,00 \text{ Kg./cm}^2.$

Por lo tanto:

$$\sigma_{adm.} > \sigma' \dots\dots\dots \text{OK}$$

Conclusión:

La configuración de la sección del secador, soportará correctamente todas las cargas actuantes manteniendo la deformación debido a la flexión en límites aceptables.

CALCULO DE MATERIALES

El cálculo de los materiales é insumos, se realizarán en forma individual para cada actividad descrita en el análisis de costos; Evaluaremos los materiales é insumos a utilizar en la actividad "A".

Datos:

Cilindro Interior : \varnothing int. = 2.600 mm. Longitud = 18.000 mm.

- Material: Plancha 5' x 20' Cantidad (#) : 17
- Longitud de soldadura total del cilindro (L) : 126,70 m.

$$L = 8.193 \times 11 + 3.048 \times 12 = 126,699 \text{ m.}$$

Annotations for the equation:
- 8.193 is labeled $\pi \times Dm$
- 11 is labeled "Cantidad de cordones"
- 3.048 is labeled "Nº de planchas"
- 12 is labeled "Cantidad de cordones"

- Cálculo de la deposición total de la soldadura.

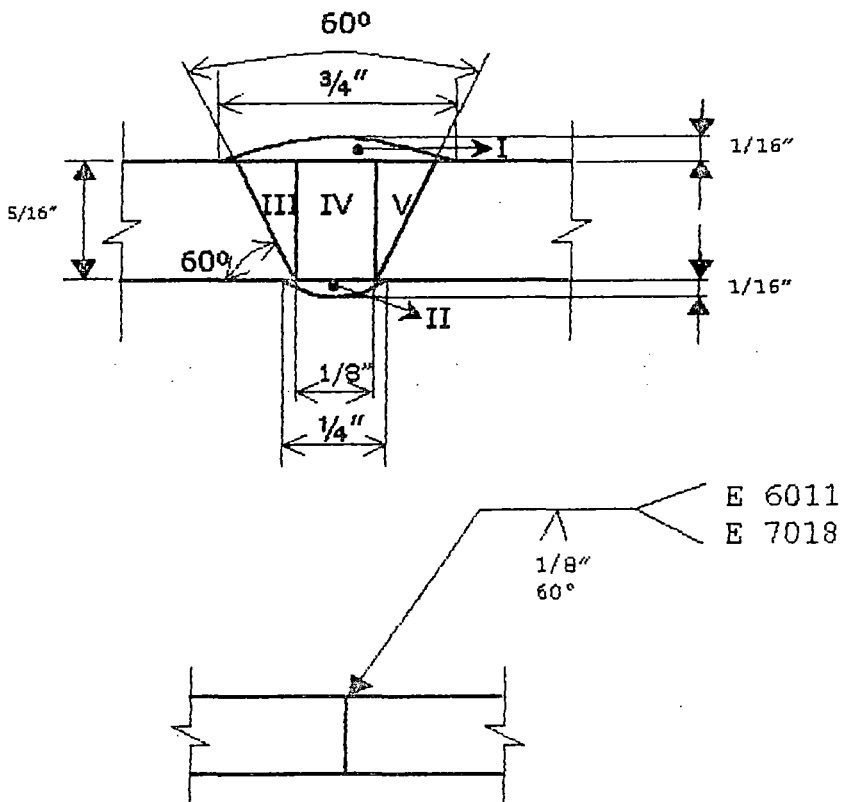


Tabla 3.14.1

DEP. I = 0,106 Lib./pie.

DEP. II = 0,035 Lib./pie.

DEP. III = 0,096 Lib./pie.

DEP. IV = 0,133 Lib./pie.

DEP. V = 0,096 Lib./pie.

DEP.TOTAL = 0,466 Lib./pie.

▪ **Peso aparente (Pa)**

$$Pa = DEP.TOTAL \times L$$

Datos:

Longitud (L) : 126,70 m. = 415,60 pies.

DEP.TOTAL : 0,466 Lib./pies.

Reemplazando valores:

$$Pa = 193,706 \text{ Lib.}$$

▪ **Peso real (Pr)**

$$Pr = Pa / n$$

Datos:

Peso aparente (Pa) : 193,706 Lib./pie.

Eficiencia (n) : 65%

Reemplazando valores:

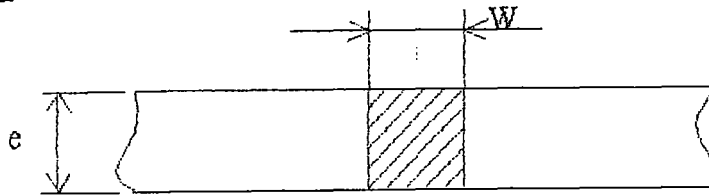
$Pr = 298,00 \text{ Lib.}$; A esta valor le aumentaremos un 25%, (Para el proceso de armado del cilindro), $Pr = 372,50 \text{ Lib.}$

Como utilizaremos dos tipos de soldadura consideraremos lo sgte.

58% E6011 —————▶ 216,05 Lib. = 98,20 Kg.

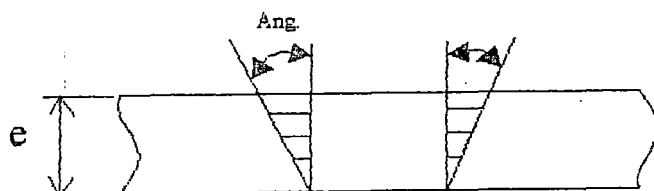
42% E7018 —————▶ 156,45 Lib. = 71,11 Kg.

TABLA 3.14.1



DEPOSICION EN Libras/Pies								
Dimensión e, en pulg.	W, en Pulg.							
	1/16	1/8	3/16	1/4	3/8	1/2	5/8	3/4
1/8	0,027	0,053	0,080	0,106	0,159	0,212	0,265	0,318
3/16	0,040	0,080	0,119	0,159	0,239	0,318	0,398	0,477
1/4	0,053	0,106	0,159	0,212	0,318	0,425	0,531	0,637
5/16	0,066	0,133	0,199	0,265	0,390	0,531	0,664	0,796
3/8	0,070	0,159	0,239	0,318	0,478	0,637	0,798	0,955
7/16	0,091	0,186	0,279	0,371	0,557	0,743	0,929	1,110
½	0,106	0,212	0,318	0,425	0,637	0,649	1,060	1,270
9/16	0,119	0,239	0,358	0,478	0,716	0,955	1,190	1,430
5/8	0,133	0,265	0,398	0,531	0,796	1,060	1,330	1,590
11/16	0,146	0,292	0,438	0,584	0,876	1,170	1,460	1,750
3/4	0,159	0,318	0,478	0,637	0,955	1,270	1,590	1,910
13/16	0,172	0,345	0,517	0,690	1,040	1,380	1,730	2,070
7/8	0,186	0,371	0,557	0,746	1,110	1,490	1,860	2,230
15/16	0,199	0,398	0,597	0,796	1,190	1,590	1,990	2,390
1	0,212	0,425	0,627	0,849	1,280	1,700	2,130	2,550
1 1/16	0,226	0,451	0,677	0,902	1,360	1,800	2,360	2,720
1 1/8	0,239	0,478	0,716	0,955	1,430	1,910	2,390	2,860
1 3/16	0,252	0,504	0,756	1,010	1,510	2,020	2,520	3,020
1 1/4	0,265	0,531	0,796	1,060	1,590	2,120	2,650	3,180
1 5/16	0,279	0,557	0,836	1,110	1,670	2,230	2,780	3,340
1 3/8	0,292	0,584	0,876	1,170	1,750	2,340	2,920	3,500
1 7/16	0,305	0,610	0,915	1,220	1,830	2,440	3,050	3,660
1 1/2	0,318	0,637	0,955	1,270	1,910	2,550	3,180	3,820
1 9/16	0,332	0,664	0,995	1,330	1,990	2,650	3,320	3,980
1 5/8	0,345	0,690	1,040	1,380	2,070	2,760	3,450	4,140
1 11/16	0,358	0,716	1,070	1,430	2,150	2,870	3,580	4,300
1 3/4	0,371	0,743	1,110	1,490	2,230	2,970	3,720	4,460
1 13/16	0,385	0,769	1,170	1,540	2,310	3,080	3,850	4,620
1 7/8	0,390	0,796	1,190	1,590	2,390	3,180	3,980	4,780
1 15/16	0,411	0,822	1,230	1,650	2,470	3,290	4,120	4,940
2	0,425	0,849	1,270	1,700	2,550	3,400	4,250	5,100
2 1/4	0,478	0,955	1,430	1,910	2,860	3,820	4,780	5,720
2 1/2	0,530	1,060	1,590	2,120	3,180	4,240	5,300	6,360
2 3/4	0,584	1,170	1,750	2,340	3,500	4,680	5,840	7,000
3	0,636	1,270	1,910	2,550	3,820	5,100	6,360	7,640

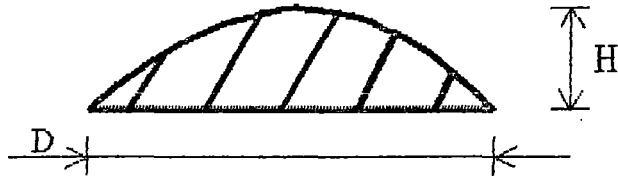
TABLA 3.14.1



DEPOSICION, en Libras/Pies									
VALOR DEL ANGULO									
DIMENSION e, Pulg	5	10	15	20	25	30	35	40	45
1/8	0,002	0,005	0,007	0,010	0,012	0,015	0,019	0,022	0,027
3/16	0,005	0,011	0,016	0,022	0,028	0,035	0,042	0,050	0,060
1/4	0,009	0,019	0,028	0,039	0,050	0,050	0,061	0,074	0,106
5/16	0,015	0,029	0,044	0,060	0,070	0,096	0,116	0,139	0,166
3/8	0,021	0,042	0,064	0,087	0,111	0,138	0,167	0,201	0,239
7/16	0,028	0,057	0,087	0,118	0,152	0,188	0,228	0,273	0,325
1/2	0,037	0,075	0,114	0,155	0,198	0,245	0,293	0,357	0,425
9/16	0,047	0,095	0,144	0,196	0,251	0,311	0,377	0,451	0,538
5/8	0,058	0,117	0,178	0,242	0,310	0,383	0,465	0,557	0,664
11/16	0,070	0,142	0,215	0,292	0,375	0,464	0,563	0,674	0,804
3/4	0,084	0,169	0,256	0,348	0,446	0,552	0,670	0,802	0,956
13/16	0,098	0,198	0,301	0,408	0,523	0,648	0,786	0,942	1,120
7/8	0,114	0,230	0,349	0,474	0,607	0,751	0,911	1,090	1,300
15/16	0,131	0,263	0,400	0,544	0,697	0,863	1,050	1,250	1,490
1	0,149	0,300	0,456	0,619	0,793	0,980	1,190	1,430	1,700
1 1/16	0,168	0,338	0,514	0,699	0,895	1,110	1,340	1,610	1,920
1 1/8	0,188	0,379	0,577	0,783	1,000	1,240	1,510	1,810	2,150
1 3/16	0,210	0,423	0,642	0,873	1,120	1,380	1,680	2,010	2,400
1 1/4	0,232	0,468	0,712	0,967	1,240	1,530	1,860	2,230	2,660
1 5/16	0,256	0,516	0,785	1,070	1,370	1,690	2,050	2,460	2,530
1 3/8	0,281	0,567	0,861	1,170	1,500	1,860	2,250	2,700	3,210
1 7/16	0,307	0,619	0,941	1,280	1,640	2,030	2,460	2,950	3,510
1 1/2	0,335	0,674	1,020	1,390	1,780	2,210	2,680	3,210	3,830
1 9/16	0,363	0,732	1,110	1,510	1,940	2,400	2,910	3,480	4,150
1 5/8	0,393	0,792	1,200	1,630	2,090	2,590	3,140	3,770	4,490
1 11/16	0,424	0,854	1,300	1,760	2,260	2,790	3,390	4,060	4,840
1 3/4	0,455	0,918	1,400	1,890	2,430	3,010	3,650	4,370	5,210
1 13/16	0,489	0,985	1,500	2,030	2,600	3,220	3,910	4,690	5,580
1 7/8	0,523	1,050	1,600	2,180	2,790	3,450	4,180	5,010	5,980
1 15/16	0,558	1,130	1,710	2,320	2,980	3,680	4,470	5,350	6,380
2	0,595	1,200	1,820	2,470	3,170	3,930	4,760	5,710	6,800
2 1/4	0,753	1,520	2,310	3,150	4,010	4,970	6,030	7,220	8,610
2 1/2	0,930	1,870	2,870	3,870	4,850	6,130	7,440	8,920	10,630
2 3/4	1,120	2,270	3,440	4,680	5,990	7,420	9,000	10,790	12,860
3	1,340	2,700	4,100	5,570	7,130	8,830	10,71	12,840	15,300

TABLA 3.14.1

DEPOSICION DEL REFUERZO



DEPOSICION en Libras/pies.				
Dimensión D, en Pulg.	DIMENSION "H", Pulg.			
	1/16	1/8	3/16	1/4
1/8	--	--	--	--
3/16	0,027	--	--	--
1/4	0,035	--	--	--
5/16	0,044	--	--	--
3/8	0,053	0,106	--	--
7/16	0,062	0,124	--	--
1/2	0,071	0,142	0,212	--
9/16	0,080	0,159	0,239	--
5/8	0,089	0,177	0,266	--
11/16	0,097	0,195	0,292	--
3/4	0,106	0,212	0,318	0,424
13/16	0,115	0,230	0,345	0,460
7/8	0,124	0,248	0,372	0,490
15/16	0,133	0,266	0,398	0,530
1	0,142	0,283	0,418	0,566
1 1/16	0,150	0,301	0,451	0,602
1 1/8	0,159	0,318	0,477	0,637
1 3/16	0,160	0,336	0,505	0,672
1 1/4	0,177	0,354	0,531	0,706
1 5/16	0,186	0,372	0,557	0,743
1 3/8	0,195	0,389	0,584	0,777
1 7/16	0,203	0,407	0,610	0,814
1 1/2	0,212	0,425	0,636	0,849
1 9/16	0,221	0,442	0,664	0,884
1 5/8	0,230	0,460	0,690	0,920
1 11/16	0,239	0,477	0,716	0,956
1 3/4	0,248	0,495	0,743	0,990
1 13/16	0,257	0,513	0,770	1,030
1 7/8	0,266	0,531	0,796	1,060
1 15/16	0,274	0,539	0,823	1,100
2	0,283	0,566	0,849	1,130
2 1/4	0,320	0,633	0,950	1,270
2 1/2	0,353	0,707	1,060	1,410
2 3/4	0,387	0,775	1,160	1,560
3	0,425	0,847	1,270	1,700

- Electrodo

Tabla 3.14.5

Plancha 5/16" - Øelectrodo : 5/32"

Tabla 3.14.3

Electrodo	E 6011	E 7018
Rango de máquina Amp.	110 - 170	150 - 220

- Intensidad de la corriente nominal (I_N)

$$I_N = (K - d/10) (d^2 + 4d)$$

Datos:

K : 4,10 (Acero estructural)

d : 3,96875 mm. (Diámetro del electrodo)

Reemplazando valores:

$$I_N = 117,11 \text{ amp.}$$

- Tiempo hora de máquina (THM)

$$THM = Pr / V_{dep.}$$

Datos:

Tabla 3.14.4

150 Amp.	E 6011	E 7018
Vdep. (Lb./hr.)	2,5	3,5

$$THM \text{ E6011} = 216,05 / 2,5 = 86,42 ;$$

A este valor le aumentaremos un 50%,
(Tiempo pasivo de operación de la máquina)

$$THM \text{ E6011} = 129,63$$

$$\text{THM E7018} = 156,45 / 3,5 = 44,70 ;$$

A este valor le aumentaremos un 50%,
(Tiempo pasivo de operación de la máquina)

$$\text{THM E7018} = 67,05$$

$$\text{THM} = \text{THM E6011} + \text{THM E7018} = 197 \text{ hr.}$$

- Cantidad de oxígeno y acetileno consumido

Longitud total de corte : 253,40 m.

Tabla 3.14.2

Datos: $e=5/16''$ (Espesor de plancha)

Obtenemos:

Velocidad de corte : 15 m./hr.

Velocidad de acetileno : 23 Lit./m.

Velocidad de oxígeno : 120 Lit./m.

Consumo de acetileno: 23 Lit./m. x 253,40 m. = 5.828,20 Lit.

Consumo de oxígeno : 120 Lit./m. x 253,40 m. = 30.408,00 Lit.

- Cálculo de la unión soldada; Consideraremos la unión crítica al punto $X=9\text{m.}$ (Pag. 156-157), donde el momento flector es máximo.

Fig.

Propiedades del cordón de soldadura

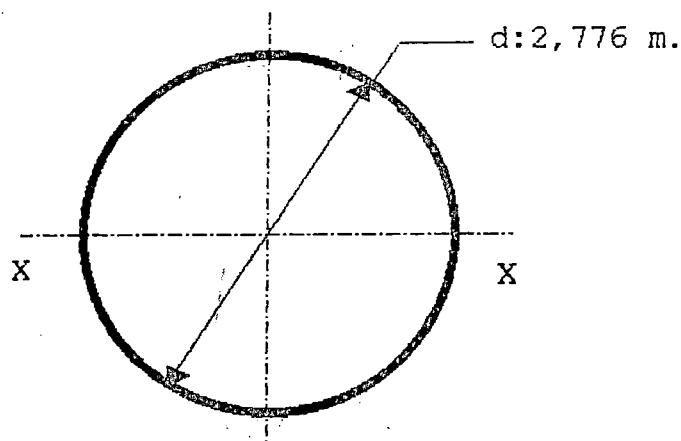


TABLA 3.14.2**TABLAS DE CONSUMIBLES**

CONSUMO DE GAS Y VELOCIDAD DE CORTE, EN EL CORTE OXI-ACETILENICO				
ESPESOR DE LA PLANCHA mm	VELOCIDAD DEL CORTE metro/hora	ACETILENO litro/m.	OXIGENO Lt/m.	PRESION DEL OXIGENO
5	18	20	70	2
10	15	23	120	2
20	13	25	220	3
30	11	30	320	4
50	9	50	550	5
75	7,5	75	900	6
100	6,5	100	1300	7
125	5,5	125	1700	8
160	5	150	2100	9
200	4	200	3100	10
250	3,5	250	4200	10
300	3	300	5400	10

TABLA 3.14.3

AMPERAJES RECOMENDADOS PARA ELECTRODOS SEGUN SU TIPO Y DIAMETRO								
RANGO DE CORRIENTE EN AMPERIOS (Amp.)								
DIAMETRO DEL ELECTRODO Pulg.	TIPO DE ELECTRICIDAD							
Diam.	6010 6011	6012	6013	6020	6027	7015	7018	7024
1/16	-----	20-40	20-40	----	----	----	----	----
5/64	-----	25-60	25-60	----	----	----	----	----
3/32	40-80	35-85	45-90	---	----	65-110	70-100	100-145
1/8	75-125	80-140	100-150	125-165	80-130	100-150	115-165	140-190
5/32	110-170	110-190	105-180	130-190	160-240	140-200	150-220	180-250
3/16	140-215	140-240	150-230	175-225	210-300	180-225	200-275	230-305
7/32	170-250	200-320	210-300	225-310	250-390	240-320	260-340	275-365
1/4	210-320	250-400	250-350	275-375	300-420	300-390	315-400	335-430
5/16	275-425	300-500	320-430	340-450	375-475	375-475	375-470	400-525

TABLA 3.14.4

VELOCIDAD DE DEPOSICION PARA PROCESOS DE SOLDADURA POR ARCO (Lb/hora)							
PROTECTOR DE METAL PARA LA SOLDADURA POR ARCO ELECTRICO							
TIPO ELECTRODO	CORRIENTE NOMINAL In (Amp.)						
	150	200	250	300	400	500	600
6010,7014	3,5	4,0	5,0	6,5	9,0	11,5	--
6011,6012,6013	2,5	3,5	4,5	5,5	7,5	--	--
7018	3,5	4,5	6,0	7,0	10,0	12,5	--
7024	3,5	5,0	6,5	8,0	11,0	14,5	17,5
6027,7028	3,5	5,5	7,5	9,5	14,0	18,0	22,5

TABLA 3.14.5

e _{PL}	1/40" a 3/32"	1/8" a 5/32"	3/16" a 3/8"	1/4" a 1/2"	>1/2" a 3/4"
Dia. Electrodo	3/32"	1/8"	5/32"	1/4"	1/4"

1. Corte directo (f')

$$f' = V / Lw$$

Datos:

Fuerza directa (x=9m. - Pag. 150) (v) : 36.252,22 Kg.

Longitud del cordón (Lw) : 8,721 m.

Reemplazando valores:

$$f' = 4.157,00 \text{ Kg./m.}$$

2. Corte por flexión (f'')

$$f'' = M / Zw$$

Datos:

Momento flector (x=9m. - Pag. 153) (M) : 30350,69 Kg.-m.

$Zw = \pi d^2 / 4$ (Zw) : 6,052 m².

Reemplazando valores:

$$f'' = 5015 \text{ Kg./m.}$$

3. Corte por torsión (f''')

$$f''' = (Mt \times d/2) / Jw$$

Datos:

Momento torsor (Mt) : 9.087,12 Kg.-m.

Mt = (9550 x 74,60) / 8 ; Potencia : 100 Hp. = 74,60 Kw.

RPM_{secador} : 8 RPM

$Jw = \pi d^3 / 4$ (Jw) : 16,8015 m³.

Reemplazando valores:

$$f''' = 750,70 \text{ Kg./m.}$$

Resultante

$$fr = \sqrt{f'^2 + f''^2 + f'''^2}$$

$$fr = 6557 \text{ Kg./m} = 366,40 \text{ Lib./pulg.}$$

ANALISIS POR FATIGA

Seleccionamos un electrodo AWS D2-0-69 E60XX, $S_w = 9600$ psi.

Soldadura no calificada:

$$S'w = (5100) / (1-0,5K); K = 750,70 / 6557 = 0,114$$

$$S'w = 5410 \text{ psi.}; \quad S'w > S_w \text{ OK}$$

Tamaño del cordón:

$$W = S \times fr / S'w; \quad \text{Factor de seguridad (S): 1,5-3}$$

Asumiremos: $S=3$

Reemplazando valores:

$$W = \frac{1}{4}'' \quad (2 \text{ pasadas})$$

3.15. CIMENTACION DE LOS EQUIPOS

3.15.1. CIMENTACION DE LOS APOYOS DEL SECADOR

▪ CALCULO DE LA ZAPATA

Por las condiciones de trabajo el tipo de zapata es aislada y sometida a carga vertical.

Datos Generales:

Carga vertical (P) : 50 Ton.

Presión admisible del suelo (σ_t) : 2 Kg./cm². = 20 Ton./m².

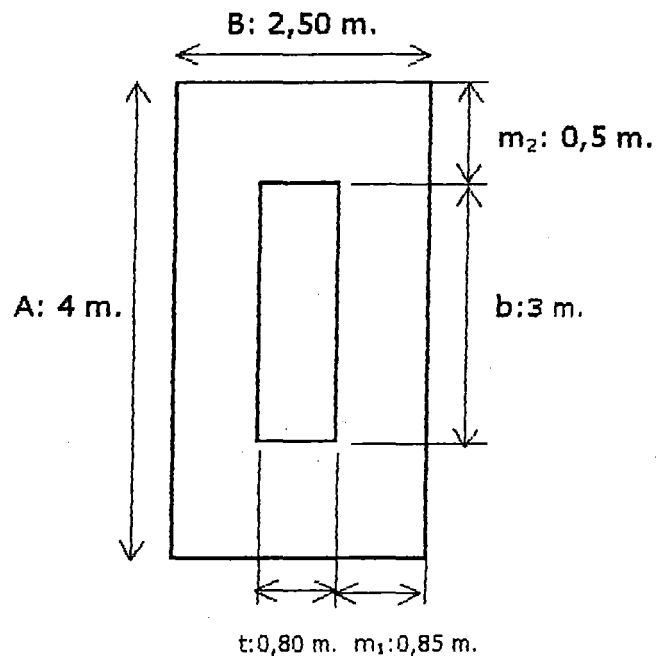
DIMENSIONAMIENTO EN PLANTA:

Fórmula:

$$Az = (P + P_p + P_n) / \sigma_t$$

Datos:

Por las dimensiones del secador consideraremos las sgtes. medidas:



Carga de servicio (P) : 50 Ton.

Peso propio de la zapata (Pp) : 4 Ton.

$f'_c \geq 210 \text{ Kg./cm}^2$.

σ_t Kg./cm ² .	Pp en % de P
4	4% P
3	6% P
2	8% P
1	10% P

Area de la zapata (Az) : $4 \times 2,50 = 10 \text{ m}^2$.

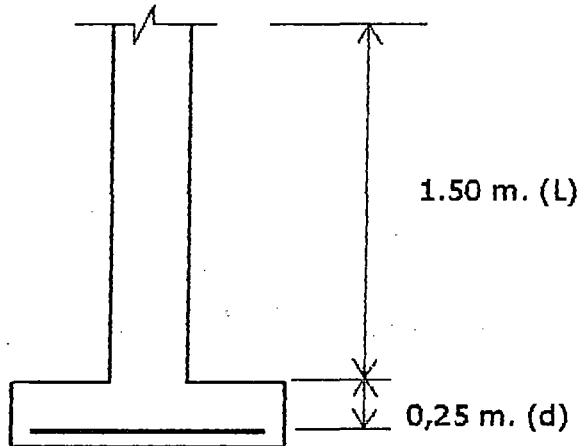
Cargas adicionales (20% P) (Pn) : 10 Ton.

Reemplazando valores:

$$\sigma_t = 6,4 \text{ Ton./m}^2 < 20 \text{ Ton./m}^2 \dots\dots\dots \text{OK}$$

DIMENSIONAMIENTO EN ELEVACION:

Asumiendo: $d = 0,25 \text{ m}$.



▪ CORTANTE POR PUNZONAMIENTO

- Presión real del suelo (Wn)

Fórmula:

$$W_n = (P + P_p + P_n) 1,6 / A_z$$

Reemplazando valores:

$$W_n = 10,24 \text{ Ton./m}^2$$

- Esfuerzo cortante Actuante (Vc)

Fórmula:

$$V_c = W_n [AB - (b+d)(t+d)] / 2d(b+t+2d)$$

Reemplazando valores:

$$V_c = 31,37 \text{ Ton./m}^2 = 3,137 \text{ Kg./cm}^2$$

- Esfuerzo permisible de corte por punzonamiento (Vuc)

Fórmula:

$$Vuc = \phi 0,27 (2+4/\beta_c) \sqrt{f'c}$$

Datos:

$$\phi : 0,95$$

$$\beta_c \geq 1 ; \beta_c = b/t = 3/0,8 = 3,75$$

$$f'c : 210 \text{ Kg./cm}^2.$$

Remplazando valores:

$$Vuc = 10,20 \text{ Kg./cm}^2.$$

$$Vuc \text{ max.} = \phi 1,1 \sqrt{f'c} = 13,55 \text{ Kg./cm}^2.$$

$$Vuc \leq Vuc_{\text{max.}} \dots\dots\dots \text{OK}$$

Debe cumplirse:

$$Vc \leq Vuc \dots\dots\dots \text{OK}$$

▪ CORTE POR FLEXION (Vc)

Fórmula:

$$Vc_{1-1} = [Wn A (m_1 - d)] / A d = Wn (m_1 - d) / d$$

$$Vc_{2-2} = [Wn A (m_2 - d)] / A d = Wn (m_2 - d) / d$$

Remplazando valores:

$$Vc_{1-1} = 24,58 \text{ Ton./m}^2 = 2,458 \text{ Kg./cm}^2.$$

$$Vc_{2-2} = 10,24 \text{ Ton./m}^2 = 1,024 \text{ Kg./cm}^2.$$

- Esfuerzo permisible de corte por flexión (Vuc)

Fórmula:

$$Vuc = \phi 0,53 \sqrt{f'c}$$

Datos:

$$\emptyset : 0,85$$

$$f'c : 210 \text{ Kg./cm}^2.$$

Remplazando valores:

$$Vuc = 6,53 \text{ Kg./cm}^2.$$

Debe cumplirse:

$$Vc \leq Vuc \quad \dots\dots\dots \text{OK}$$

CALCULO DEL AREA DE ACERO POR FLEXION:

- Momento (Mu_{1-1})

Fórmula:

$$Mu_{1-1} = [Wn A L^2] / 2$$

Remplazando valores:

$$Mu_{1-1} = 46,08 \text{ Ton.-m}$$

- Area total del acero (As_1)

Fórmula:

$$As_1 = [Mu_{1-1}] / \emptyset fy (d-a/2)$$

Donde:

Esfuerzo de fluencia del acero Grado 60 (fy): 4200 Kg./cm².

$$\emptyset : 0,9$$

$$a : 10\% d; a = 0,10 (25) = 2,5 \text{ cm.}$$

Remplazando valores:

$$As_1 = 51,33 \text{ cm}^2.$$

Recalculo del valor de a:

Fórmula:

$$a = [As_1 fy] / 0,85 f'c b$$

Donde:

$f'c$: 210 Kg./cm². (Concreto)

Reemplazando valores:

$$a = 4,025 \text{ cm.}$$

Recálculo del As_1 :

Fórmula:

$$As_1 = [Mu_{1-1}] / \phi fy (d-a/2)$$

Donde:

a: 4,025 cm.

Reemplazando valores:

$$As_1 = 53,0319 \text{ cm}^2.$$

$As_1 = 53 \text{ cm}^2$. \rightarrow 26 \emptyset 5/8" (Repartido en toda la zapata uniformemente)

- Momento (Mu_{2-2})

Fórmula:

$$Mu_{2-2} = [Wn B L^2] / 2$$

Reemplazando valores:

$$Mu_{2-2} = 28,80 \text{ Ton.-m}$$

- Area total del acero (As_2)

Fórmula:

$$As_2 = [Mu_{1-1}] / \phi fy (d-a/2)$$

Donde:

Esfuerzo de fluencia del acero Grado 60 (fy): 4200 Kg./cm².

ϕ : 0,9

a: 10% d; a = 0,10 (25) = 2,5 cm.

Reemplazando valores:

$$As_2 = 32,08 \text{ cm}^2.$$

Recálculo del valor de a:

Fórmula:

$$a = [As_2 \cdot f_y] / 0,85 f'c t$$

Donde:

$$f'c: 210 \text{ Kg./cm}^2. \text{ (Concreto)}$$

Reemplazando valores:

$$a = 9,44 \text{ cm.}$$

Recalculo del As_2 :

Fórmula:

$$As_2 = [Mu_{2-2}] / \phi f_y (d - a/2)$$

Donde:

$$a: 9,44 \text{ cm.}$$

Reemplazando valores:

$$As_2 = 37,56 \text{ cm}^2.$$

$$As_2 = 38 \text{ cm}^2. \longrightarrow 20 \text{ } \phi 5/8'' \text{ (Repartido en toda la zapata uniformemente)}$$

CALCULO DE LOS ESTRIBOS

Según el artículo 6.3 de las normas de albañilería dice adicionalmente:

Se colocará estribos cerrados en una distancia mínima de $2,5 d$ ó 50 cm. , la que sea mayor arriba, abajo de $d/2$ y calcula lados mediante la expresión:

Fórmula:

$$A_v/S = 1,5 V/d f_y$$

Donde:

Esfuerzo de fluencia del acero Grado 60 (f_y): 4200 Kg./cm².

Cortante o carga neutra (V): 50 Ton. = 50000 Kg.

Ancho efectivo (d): 75 cm.

$$d = 80 \text{ cm.} - 2 (1") = 80 - 5,08$$

$$d = 75 \text{ cm.}$$

Area de la varilla (A_v): 1,43 cm².

$$\varnothing \text{Fierro } 3/8" = 0,9525 \text{ cm.}$$

$$A_{\text{Fierro } 3/8"} = 0,7125 \text{ cm}^2.$$

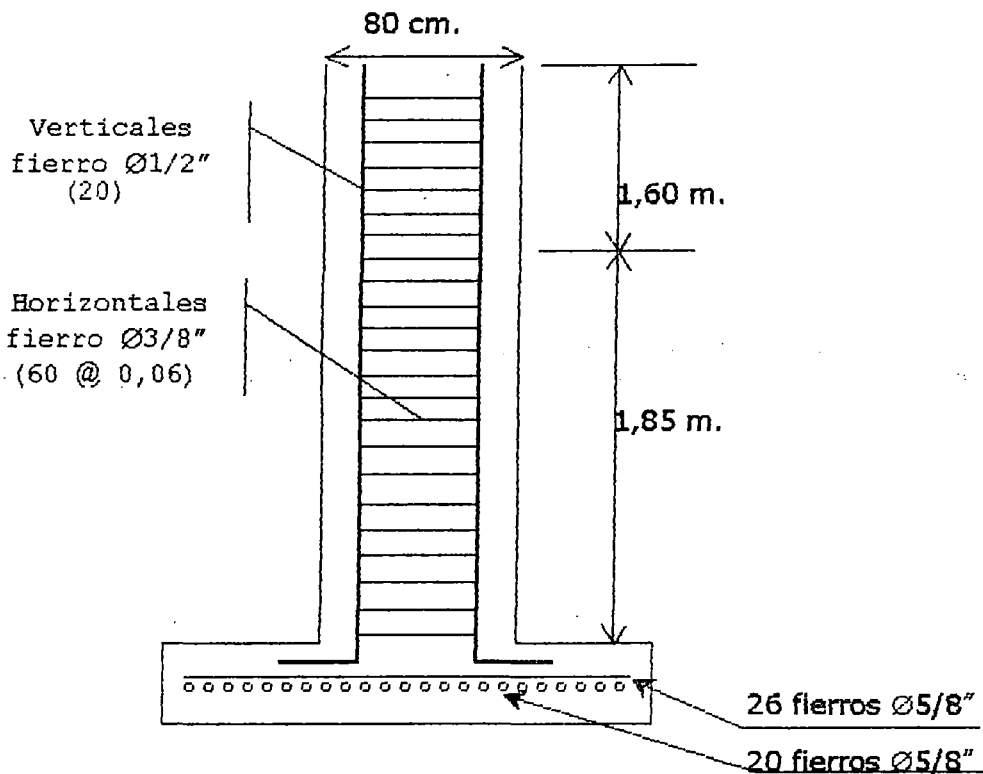
Por reglamento de lados iguales:

$$A_v = 2 A_{\text{Fierro } 3/8"} = 1,43 \text{ cm}^2.$$

Remplazando valores:

$$S = 6 \text{ cm.}$$

Altura: 2,5 d = 185 cm.



3.15.2. CIMENTACION DEL SISTEMA DE TRANSMISION DEL SECADOR

- PESO DEL CIMIENTO (W_c)

Fórmula:

$$W_c = F [1 + r/Ka] / f$$

Donde:

- Fuerza aplicada al secador (F)

$$F = 30000 \text{ HP} / n D \quad (\text{Lb.})$$

Datos:

Hp : 100

n : 57,63 RPM (Piñon)

D : 406 mm. = 1,332' (Diámetro de paso del piñon)

Reemplazando valores:

$$F = 39.081,25 \text{ Lb.}$$

- Distancia aplicada la fuerza (r)

Gráfico 3.15.2:

$$r = 1650 - 600 = 1050 \text{ mm.}$$

$$r = 41,34''$$

- Cálculo del coeficiente (K)

Si:

$$a = 3300 \text{ mm.} = 130'' ; \quad b = 1500 \text{ mm.} = 59''$$

$$a/b = 3300 / 1500 = 2,2$$

Se sabe que:

$$a/b = 1 ; \quad K = 0,40$$

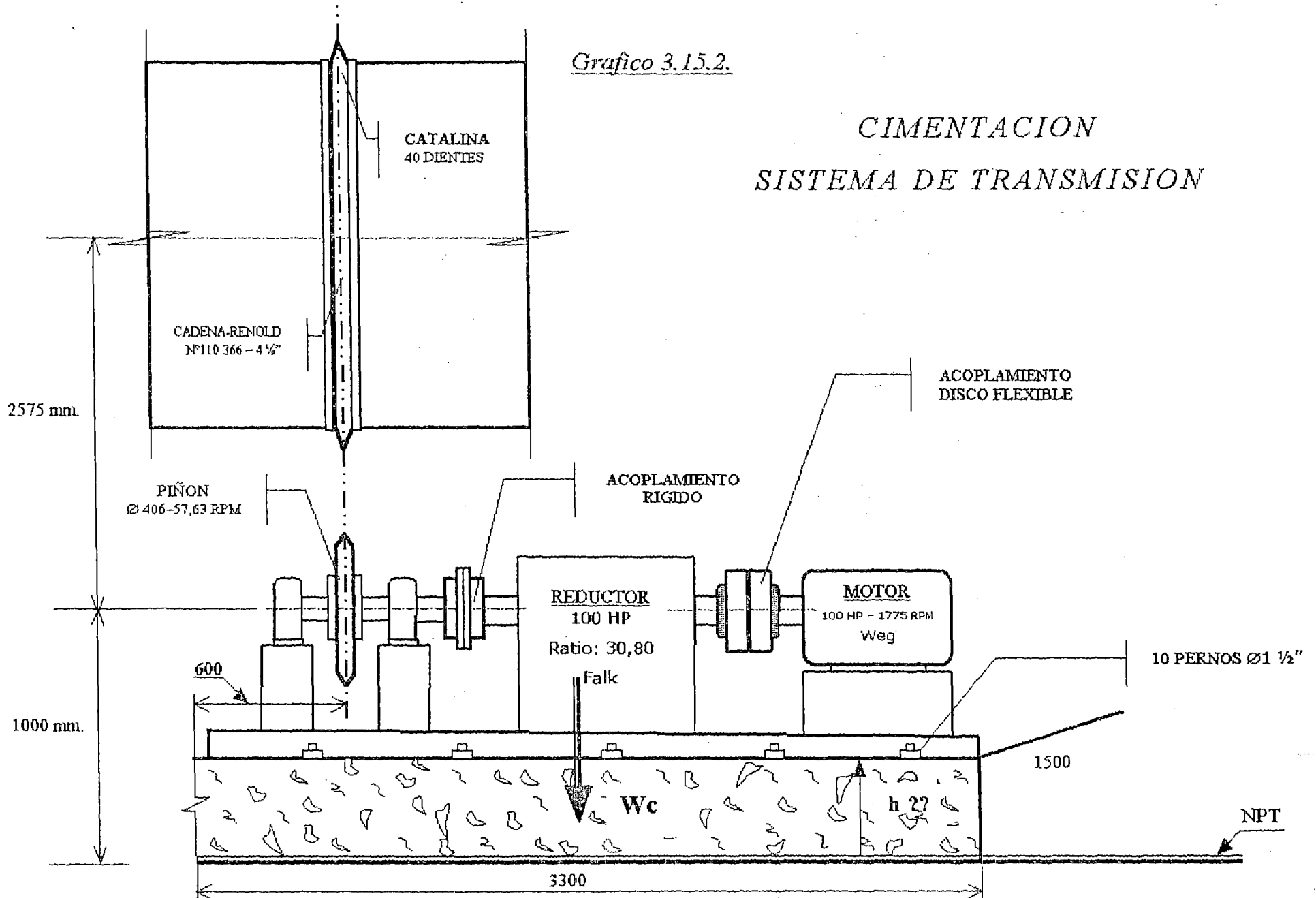
$$a/b = 5 ; \quad K = 1,47$$

Interpolando:

$$a/b = 2,2 ; \quad K = 0,721$$

Grafico 3.15.2.

CIMENTACION SISTEMA DE TRANSMISION



- Coeficiente de fricción $f = 0,95$

Reemplazando valores:

$$W_c = 59.293,31 \text{ Lb.}$$

(Para que no gire sobre su eje vertical)

- PROFUNDIDAD DEL CIMIENTO (h)

Fórmula:

$$h = W_c / a b \delta_c$$

Datos:

Peso del cimiento (W_c) : 26,95 Ton.

Peso específico del concreto - $f' = 210 \text{ Kg./cm}^2$. - (δ_c) : 2,40 Ton/m³.

a : 3,30 m.

b : 1,50 m.

Reemplazando valores:

$$h = 2,268 \text{ m.}$$

Nota: Utilizaremos la misma enfierradura calculado para la columna ó soporte

OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL SECADOR

4.1. FUNCIONAMIENTO EN VACIO

Para poner en operación total al secador, primeramente se le debe poner en movimiento rotacional y a su respectiva velocidad (RPM) de diseño, luego se le debe suministrar paulatinamente el agente calefactor -Gases Calientes- por un tiempo determinado hasta que el secador se caliente uniformemente y obtener su presión y temperatura de trabajo; Previamente se ha tenido que revisar que la evacuación de los gases a la salida del secador se realice con total normalidad, para así evitar una sobrepresión en el equipo.

El tiempo de calentamiento necesario del equipo es de: 15 - 20 minutos, tiempo que permita al secador llegar a la temperatura de equilibrio con el medio ambiente que lo rodea.

Si no realizamos lo anteriormente expuesto, corremos el riesgo que el secador no cumpla el objetivo para el cual fue diseñado, para evitar este imprevisto es que se ha fijado el tiempo de funcionamiento en vacío, previo a la alimentación del secador con el producto a desecar.

4.2. REGULACION DEL FLUJO DE ALIMENTACION DE HARINA

La harina húmeda (Keke) que recepcionará el secador, es el producto de la combinación de la torta de prensa y la torta de separadora, las cuales llegan a un tornillo transportador común en donde son mezclados y transportados con dirección al tornillo transportador alimentador del secador, durante este recorrido también se la va inyectando el concentrado producido en la planta de agua de cola.

La regulación exacta de la alimentación de harina húmeda al secador, es importante, porque nos permitirá obtener un producto uniforme después del secado, el tornillo transportador alimentador es el que nos facilitará regular con exactitud la cantidad de harina húmeda a alimentar al secador.

Si variamos la alimentación de harina húmeda, aumentando el flujo de entrada y manteniendo constante el flujo de gases, entonces la cantidad de calor que transmitirá los gases será insuficiente para evaporar la cantidad de agua deseada, trayendo como consecuencia un mayor porcentaje de húmeda del producto, si se disminuye el flujo de entrada de harina húmeda y mantenemos el flujo de gases, resulta que la energía calorífica es excesiva y obtendríamos al final un menor porcentaje de húmeda del producto.

Para evitar estos inconvenientes de variación de carga ya sea sobrecargando ó disminuyendo la carga al secador, es preferible que se trabaje a las condiciones de diseño preestablecidos.

Si por diferentes motivos existe algún percance de funcionamiento en los equipos que anteceden al secador, lo más recomendable es visualizar el tablero de control, en donde tendremos el parámetro de amperaje, dato que si esta por encima de lo normal entonces el secador esta sobrecargado y hay que regular el flujo de entrada de la harina húmeda, y si el amperaje esta por debajo de lo normal entonces hay que regular el flujo de entrada de los gases, en estos dos casos también hay que regular el damper del exhaustor de gases, estos movimientos o ajustes se realiza con el objetivo de no perjudicar la producción programada.

4.3. MANTENIMIENTO PREVENTIVO

La política de libre mercado, está obligando a las empresas nacionales a hacer que sus productos sean más competitivos, es decir de mejor calidad y menos costos.

Para ello se hace necesario mejorar la calidad del producto, reducir los costos y aumentar la productividad.

En la empresa sé esta trabajando en la implementación del programa de mantenimiento preventivo y de un sistema de costeo adecuado, antes de ingresar al mantenimiento predictivo.

El objetivo general es de obtener una óptima programación de las reparaciones

de los equipos, detectar oportunamente las fallas incipientes, aumentar la confiabilidad operativa y la disponibilidad de los equipos.

El secador (Equipo productivo), se incorporará al programa general de paradas e inspecciones con buenas condiciones de operación, programadas en el mantenimiento preventivo, para lo cual se le implementaría sus respectivas fichas técnicas.

FICHA DE MAQUINA - MANTENIMIENTO:

Estas tarjetas quedan en poder del responsable del área de mantenimiento, en ellas el técnico registrara el trabajo realizado, la fecha del mismo (En cada tarjeta se indicara la periodicidad y el técnico responsable de efectuar el trabajo).

PERIODICIDAD DE MANTENIMIENTO:

El equipo y/o accesorios tendrá un periodo de inspección en función de:

- Especificaciones técnicas de los catálogos de maquinas.
- Experiencia del personal técnico y de los responsables del área.
- Frecuencia de uso (A mayor uso mayor frecuencia de mantenimiento. Las maquinas de menor importancia serian revisadas con menor frecuencia).

$$\text{PROXIMO MANTENIMIENTO} = \text{A FECHA DE MANTENIMIENTO} + \text{PERIODICIDAD}$$

Estas periodicidades pueden irse regulando en función del desgaste real a observarse en los mantenimientos posteriores.

FICHA DE MANTENIMIENTO Y CONTROL DE MAQUINA

MAQUINA: _____ SERIE: _____ MARCA: _____ MODELO: _____
 AÑO DE ADQUISICION: _____ COSTO: _____ FECHA DE INSTALACION: _____
 REPRESENTANTE: _____ DIRECCION: _____
 VOLTIOS: _____ POTENCIA: _____ RPM: _____ ACEITE: _____ GRASA: _____
 FAJA: _____ DIMENSIONES: _____ ALTURA: _____ PESO: _____

CARACTERISTICAS ESPECIALES: _____

ESPECIFICACIONES DE EMPAQUETADURA: _____

DATOS DE COJINETES: _____

DATOS DE LUBRICACION: _____

FRECUENCIA DE CAMBIO DE ACEITE: _____

FECHA	DESCRIPCION TRABAJOS REALIZADOS	CODIGO DE RESPUESTOS	COSTO RPTO.

FICHA DE MANTENIMIENTO Y CONTROL DE MAQUINA:

En ellas

se anotaran las especificaciones de las piezas o partes que fueron cambiadas en la revisión del equipo (Tipo de lubricante, código de rodaje, código de fajas, etc. Especificaciones que no se tienen actualmente sobre todo cuando se trata de repuestos comprados localmente).

CODIGO:

Se identificara si el equipo es: Critico, Esencial o Equipo de propósito general, es evidente que los máximos beneficios de reducción de costos de mantenimiento se obtienen cuando son aplicados a equipos críticos y esenciales; Por las características de operación y de producción del secador tendría que ser considerado como un equipo critico, y se le asignara una codificación e identificación critica.

EXISTENCIA DE RESPUESTOS:

Analizar la existencia de stock de repuestos de importación de dichas maquinas y/o equipos.

Establecer las necesidades de compra de repuestos sobre todo de aquellos que podían entorpecer el programa de mantenimiento.

Se buscara crear una base de datos completa en el sistema con toda la información posible, que permita efectuar consultas y reportes sobre el mantenimiento del secador.

EVALUACION ECONOMICO - FINANCIERO

5.1. INVERSIONES REALIZADAS

En este punto se analizarán las inversiones referidas a los desembolsos a realizar en las adquisiciones tanto de materias primas directas e indirectas como de mano de obra directa e indirecta requeridas en la fabricación del secador rotatorio. Así mismo se considerará el capital de trabajo y otros, a fin de que el proyecto opere en condiciones adecuadas.

Por otra parte, también se hará un análisis comparativo entre el proyecto propuesto, es decir aprovechando la energía proveniente de los gases de escape producto de la combustión de las calderas que actualmente se encuentran operando y si el sistema funcionará con vapor de agua.

Para ambos casos, el rublo de inversiones totales estaría formado por las inversiones fijas y capital de trabajo. Estos rublos que constituyen los desembolsos reales se estudiarán detalladamente en los siguientes items a tratar.

ACTIVIDAD B:

MATERIAL	CANTIDAD (#)	COSTO UNITARIO (US \$/.)	COSTO TOTAL (US \$/.)
Plancha 3/8" 5x20'	18.00	332.43	5983.74
Soldadura E6011 Dia. 5/32" (Kg.)	126.38	1.90	240.12
Soldadura E7018 Dia. 5/32" (Kg.)	91.51	2.00	183.02
Oxígeno (Lt.)	32400.00	0.003	97.20
Acetileno (Lt.)	6210.00	0.001	6.21
Energía (15 Kw.) (253 hr.)	3795.00	0.091	345.35
			6855.64

ACTIVIDAD C:

MATERIAL	CANTIDAD (#)	COSTO UNITARIO (US \$/.)	COSTO TOTAL (US \$/.)
Tubería Dia. 3" Schu. (6m.)	2.00	85.20	170.40
Soldadura E6011 Dia. 5/32" (Kg.)	62.00	1.90	117.80
Soldadura E7018 Dia. 5/32" (Kg.)	45.00	2.00	90.00
Oxígeno (Lt.)	9600.00	0.003	28.80
Acetileno (Lt.)	1840.00	0.001	1.84
Energía (15 Kw.) (124 hr.)	1860.00	0.09	169.26
			578.10

ACTIVIDAD D:

MATERIAL	CANTIDAD (#)	COSTO UNITARIO (US S/.)	COSTO TOTAL (US S/.)
Plancha 1" 5'x20'	2.00	1027.00	2054.00
Soldadura E7018 Dia. 1/4" (Kg.)	300.00	2.20	660.00
Oxigeno (Lt.)	39908.00	0.003	119.72
Acetileno (Lt.)	3742.00	0.001	3.74
Maquinado de pista	2.00	220.00	440.00
Energía (15 Kw.) (211hr.)	3165.00	0.09	288.02
			3565.48

ACTIVIDAD E:

MATERIAL	CANTIDAD (#)	COSTO UNITARIO (US S/.)	COSTO TOTAL (US S/.)
Plancha 3/8" 5'x 20'	2.00	332.43	664.86
Tubería Dia. 1½" Schu. 40 (6m.)	5.00	30.00	150.00
Tubería Dia. 3" Schu. 40 (6m.)	370.00	85.20	31524.00
Tubería Dia. 4" Schu. 40 (6m.)	12.00	114.00	1368.00
Tubería Dia. 6" Schu. 40 (6m.)	2.00	239.40	478.80
Soldadura E6011 Dia. 5/32" (Kg.)	20.00	1.90	38.00
Soldadura E7018 Dia. 5/32" (Kg.)	108.05	2.00	216.10
Oxigeno (Lt.)	19353.60	0.003	58.06
Acetileno (Lt.)	3709.44	0.001	3.71
Energía (15 Kw.) (128 hr.)	1920.00	0.091	174.72
			34676.25

ACTIVIDAD K:

MATERIAL Y/O EQUIPOS	CANTIDAD (#)	COSTO UNITARIO (US \$/.)	COSTO TOTAL (US \$/.)
Plancha 3/8" (5'x20')	4.00	332.43	1329.72
Plancha 3/32" Inox. AISI 304 (4'x8')	9.00	165.00	1485.00
Plancha 1/8" Inox. AISI (4'x8')	2.00	200.00	400.00
Plancha estriada 3/16" (4'x8')	4.00	150.00	600.00
Tubería Cédula 40 Dia. 2" (6m.)	1.00	36.00	36.00
Soldadura Inox. Dia. 3/32" (Kg.)	15.00	3.50	52.50
Soldadura E6011 Dia. 5/32" (Kg.)	100.00	1.90	190.00
Oxígeno (Lt.)	36000.00	0.003	108.00
Acetileno (Lt.)	6900.00	0.001	6.90
Ang. 1,5" x 1,5" x 3/16" Inox. AISI 304 (6m)	3.00	15.00	45.00
Motoreductor: 1,20 Hp. Delcrosa	1.00	185.00	185.00
Piñon 20 dientes - cadena ASA-60 simple	1.00	16.00	16.00
Catalina 25 dientes - cadena ASA-60 simple	1.00	18.00	18.00
82 pasos de cadena ASA-60 simple (paso)	0.18	82.00	14.76
Soporte brida con Rod.Y Unidad: FY40FJ	1.00	90.00	90.00
Energía (15 Kw.) (90 hr.)	1350.00	0.091	122.85
Otros			150.00
			4849.73

- Las actividades G, H e I; no ocasionan gastos significativos de materiales por ser actividades de supervisión, inspección, pruebas ó de montaje.
- La actividad L y M; son actividades de control de operación.

DATOS GENERALES PARA LA EVALUACION DE LOS COSTOS

MANO DE OBRA

PERSONAL	JORNAL DIA US \$/.	1 MES	2 MES	3 MES	4 MES	5 MES	6 MES	7 MES	8 MES	9 MES	TOTAL
		CANTIDAD DE PERSONAL									
TECNICOS MAESTROS	15.00	4	4	4	4	4	3	3	3	2	13950
TECNICOS	10.00	4	4	4	4	4	3	3	3	2	9300
PERSONAL DE APOYO	7.50	8	8	8	8	8	6	4	4	2	12800
ING. SUPERVISOR	20.00	1	1	1	1	1	1	1	1	1	5400
ASESORIA TECNICA	35.00	1	1	1	1	1	1	1	1	1	9450
PERSONAL DE OFICINA	15.00	1	1	1	1	1	1	1	1	1	4050
GERENTE CENTRAL	25.00	1	1	1	1	1	1	1	1	1	6750
		7850.00	7850.00	7850.00	7850.00	7850.00	6450.00	6000.00	6000.00	4800.00	61500.00

MAQUINAS EQUIPOS Y HERRAMIENTAS

	MENSUAL	DURACION DE LA OBRA - MESES	TOTAL
DEPRECIACION DE MAQUINAS EQUIPOS Y HERRAMIENTAS (6 AÑOS-US \$/ 20.000,00)	280.00	9	2520.00
RENOVACION Y CAMBIO DE RESPUESTOS	60.00	9	540.00
IMPLEMENTOS DE SEGURIDAD GUANTES, CASCOS DE SEGURIDAD, MANDIL DE SOLDAR, ETC	50.00	9	450.00
	390.00	9	3510.00

OFICINA

	MENSUAL	DURACION DE LA OBRA - MESES	TOTAL
ALQUILER	150.00	9	1350.00
MANTENIMIENTO	25.00	9	225.00
UTILES	15.00	9	135.00
DEPRECIACION DE LOS EQUIPOS (3 AÑOS-US \$/ 3.300,00)	92.00	9	828.00
SERVICIOS: TELEFONO, ELECTRICIDAD, AGUA, ETC.	65.00	9	585.00
	347.00	9	3123.00

COSTO MANO DE OBRA

Estos costos están relacionados al costo de la mano de obra directa de fabricación.

ACTIVIDAD	PERSONAL						TOTAL
	TEC. MAES	TEC.	PERS. APOYO	ING SUPER.	ASE TEC.	CAR. SER. PROF.	(US S/.)
A	1680.00	1120.00	1680.00	625.88	1095.29	1116.21	7317.39
B	1890.00	1260.00	1890.00	704.12	1232.21	1255.74	8232.06
C	2100.00	1400.00	2100.00	391.18	684.56	1201.63	7877.37
D	630.00	420.00	630.00	469.41	821.47	534.76	3505.64
E	2100.00	1400.00	2100.00	782.35	1369.12	1395.26	9146.74
F	840.00	560.00	840.00	625.88	1095.29	713.01	4674.19
G	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H	1260.00	840.00	1260.00	312.94	547.65	759.71	4980.29
I	420.00	280.00	210.00	312.94	547.65	318.71	2089.29
J	420.00	280.00	210.00	312.94	547.65	318.71	2089.29
K	630.00	420.00	630.00	469.41	821.47	534.76	3505.64
L	840.00	560.00	420.00	312.94	547.65	482.51	3163.09
M	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
							56581.00

5.3. COSTOS INDIRECTOS

Personal de oficina, gerencia central		10800,00
Oficina		2538,00
Servicios públicos (Agua, telefono, energía eléctrica)		585,00
Depreciación de equipos de fabricación		2520,00
Suministro de repuestos de equipos de fabricación		540,00
Implementos de seguridad		450,00
TOTAL	(US S/.)	17433,00

COSTO TOTAL (CT)

$$CT = CD + CI$$

Costos directos (CD): 138519,98

Costos indirectos (CI): 17433,00

$$CT = US S/. 155.952,98$$

5.4. COSTO DE PRODUCCION

RUBLO	MPD	MOD	CIF		TOTAL
			VARIABLES	FIJOS	
ACTIVIDAD A	5511.54	7317.39			12828.93
ACTIVIDAD B	6855.64	8232.06			15087.70
ACTIVIDAD C	578.10	7877.37			8455.47
ACTIVIDAD D	3565.48	3505.64			7071.12
ACTIVIDAD E	34676.25	9146.74			43822.99
ACTIVIDAD F	2940.86	4674.19			7615.05
ACTIVIDAD G					0.00
ACTIVIDAD H		4980.29			4980.29
ACTIVIDAD I		2089.29			2089.29
ACTIVIDAD J	11561.38	2089.29			13650.67
ACTIVIDAD K	4849.79	3505.64			8355.43
ACTIVIDAD L		3163.09			3163.09
ACTIVIDAD M					0.00
Exhaustor	4600.00				4600.00
Ventilador	6800.00				6800.00
Depreciación equipos fab.				2520.00	2520.00
Suministro de respuestos			540.00		540.00
Implementos de seguridad				450.00	450.00
Servicios públicos (Telf., Agua, Energía)				585.00	585.00
Oficina				2538.00	2538.00
Personal de oficina, Gerencia central				10800.00	10800.00
TOTAL US S/.	81939.04	56580.99	540.00	16893.00	155953.03

MPD: MATERIA PRIMA DIRECTA : US S/. 81939,04

MOD: MANO DE OBRA DIRECTA : US S/. 56580,99

CIF : COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACION : US S/. 17433,00

5.5. PROGRAMACION CPM AL COSTO MINIMO

Los fundamentos del sistema CPM es la representación gráfica del proyecto mediante diagramas de flechas ó red de flechas. Aplicar este método consiste en sustentar el proceso de planificación y programación a un costo total mínimo y con una duración óptima de las actividades relacionadas con el proyecto.

- PLANIFICACION:

Análisis de las actividades que deben intervenir en el proyecto y el orden o secuencia que han de tener.

ACTIVIDADES PREVISTAS:

Actividad A:

Construcción y soldadura totalmente terminado del cilindro interno, de diámetro interior: 2,60 m. y una longitud: 18,00 m.

Actividad B:

Construcción y soldadura totalmente terminado del cilindro exterior, de diámetro interior: 2,776 m. y una longitud: 17,50 m.

Actividad C:

Ensamblaje del cilindro externo con el cilindro interno; La alineación y unión de los cilindros se realizarán por medio de pequeños tramos de tubería Schu 40 - diámetro 3½ pulg. distribuidos ordenadamente, dicha disposición nos facilitará la transmisión de calor, vía el fenómeno físico de la turbulencia.

Actividad D:

Construcción y maquinado de las dos (2) pistas.

Actividad E:

Colocación, distribución y soldadura general de todo el sistema de tubería interna del secador.

Actividad F:

Construcción de los sistemas de apoyo del secador (Polines y descansos).

Actividad G:

Supervisión e inspección general y visto bueno de todas las actividades que preceden al suceso siete (7).

Actividad H:

Colocación de los dos (2) sistemas de apoyos a sus respectivas bases;
Alineación de las dos pistas y montaje del secador sobre sus sistemas de apoyo.

Actividad I:

Prueba hidráulica de la cámara y del sistema de tubería; Presión de prueba sugerida:

$$P_{\text{OPTIMA PRUEBA}} = 3 P_{\text{TRABAJO}}$$

Dicha igualdad no es rígida.

Actividad J:

Construcción, alineamiento y montaje del sistema de transmisión (Motor, reductor, piñón, catalina).

Actividad K:

Construcción de los siguientes elementos: funda de descarga, funda de carga, estructura del exhaustor, tornillo transportador y otros.

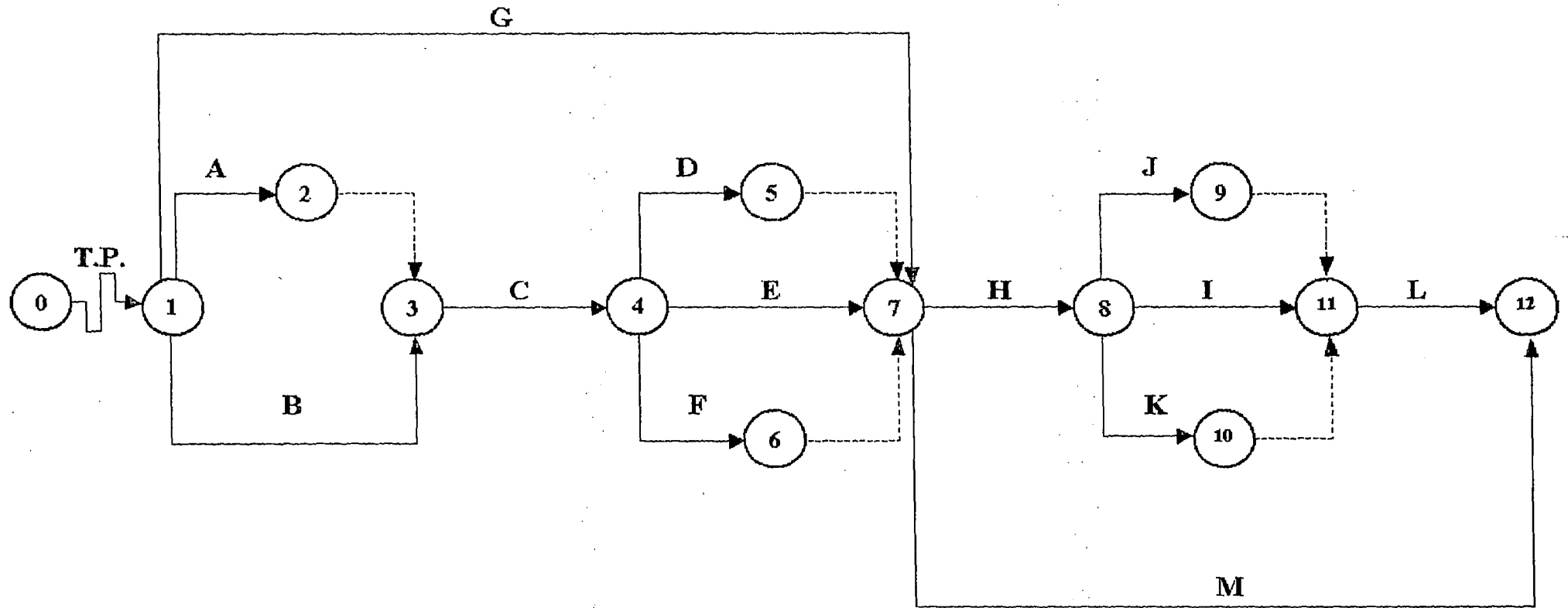
Actividad L:

Puesta en marcha y prueba general del secador.

Actividad M:

Inspección y control final del secador.

REPRESENTACION
GRAFICA
DEL
PROYECTO



- PROGRAMACION:

La programación consiste en estimar las duraciones de las actividades con el mínimo de recursos, es decir que el tiempo y el costo estén relacionados directamente con el proyecto. La duración de una actividad que se puede estimar de una manera determinística o probabilística, para nuestro caso optará por la estimación determinística en donde la duración será única y exacta.

En la figura N-H, esta representada el diagrama de flecha y la duración $t(i,j)$ de cada actividad, cada una de las actividades tienen calculada sus tiempos lo más pronto posible en que puede empezar $t(i)$ y terminar $t(j)$ cada una de ellas y lo más tarde permisible t^* , en que podemos terminar y comenzar.

Para una mejor comprensión de la figura N-H realizaremos algunos ejemplos.

Tiempo el más pronto posible

- Actividad (1,2), cuya denominación es actividad A

- . Tiempo lo más pronto posible de comenzar : $t(1) = 0$
- . Tiempo de duración de la actividad : $t(1,2) = 8$
- . Tiempo lo más pronto posible de terminar : $t(2) = t(1) + t(1,2) = 8$

- Actividad (1,3), cuya denominación es actividad B

- . Tiempo lo más pronto posible de comenzar : $t(1) = 0$
- . Tiempo de duración de la actividad : $t(1,3) = 9$
- . Tiempo lo más pronto posible de terminar : $t(3) = t(1) + t(1,3) = 9$

- Actividad (3,4), cuya denominación es actividad C

- . Tiempo lo más pronto posible de comenzar : $t(3) = 9$

Debemos aclarar que para llegar al suceso tres (3), existen dos caminos, por el camino A, el $t(3) = 9$, por el camino B, $t(3) = t(2) = 8$, por ser la actividad (2,3) ficticia, ante esta situación el suceso tres (3) toma el mayor valor.

- . Tiempo de duración de la actividad : $t(3,4) = 5$
- . Tiempo lo más pronto posible de terminar : $t(4) = t(3) + t(3,4) = 14$

Tiempo lo más tarde permisible

El análisis se hace desde el final del proyecto hacia el comienzo restando el tiempo de cada actividad.

- Actividad (11,12), cuya denominación es actividad L

. Tiempo lo más tarde permisible para terminar : $t^*(12) = 38$

Este tiempo también es el tiempo lo más pronto posible del suceso doce (12).

. Tiempo de duración de la actividad : $t(11,12) = 4$

. Tiempo lo más tarde permisible para empezar : $t^*(11) = t^*(12) - t(11,12) = 38$

- Actividad (9,11), por ser una actividad ficticia el $t^*(9) = t^*(11)$

- Actividad (8,9), cuya denominación es actividad J

. Tiempo lo más tarde permisible para terminar : $t^*(9) = 34$

. Tiempo de duración de la actividad : $t(8,9) = 4$

. Tiempo lo más tarde permisible para empezar : $t^*(8) = t^*(9) - t(8,9) = 30$

Empero si nos vamos por el camino I; $t^*(8) = t^*(11) - t(8,11) = 30$

y por el camino K; $t^*(8) = t^*(11) - t(8,10) = 28$, De los tres (3) valores obtenido para $t^*(8)$, siempre se toma el menor valor, por lo tanto $t^*(8) = 28$

Tiempo flotante total (Ft)

- Actividad (4,5), cuya denominación es actividad D

$$Ft = t^*(5) - t(4) - t(4,5) = 24 - 14 - 6 = 4$$

Tiempo flotante libre (Fl)

- Actividad (4,6), cuya denominación es actividad F

$$Fl = t^*(6) - t(4) - t(4,6) = 22 - 14 - 8 = 0$$

El cuadro N-J, muestra los resultados de los cálculos obtenidos para las diferentes actividades.

Toda actividad cuyo tiempo flotante total es igual a cero, es una actividad crítica y si es diferente de cero es no crítica.

Relación entre la duración y el costo directo de una actividad

Disminuir la duración de una determinada actividad implica un aumento de los costos directos y a su vez una disminución de los costos indirectos. El tiempo programado para una actividad viene a ser la duración normal (D), y a su costo respectivo costo normal (CN); La aceleración de una actividad hasta un cierto límite, porque es imposible que la disminución de duración pueda llegar a cero, viene a ser la duración tope (d) y a su costo respectivo costo tope (CT).

TIEMPOS FLOTANTES

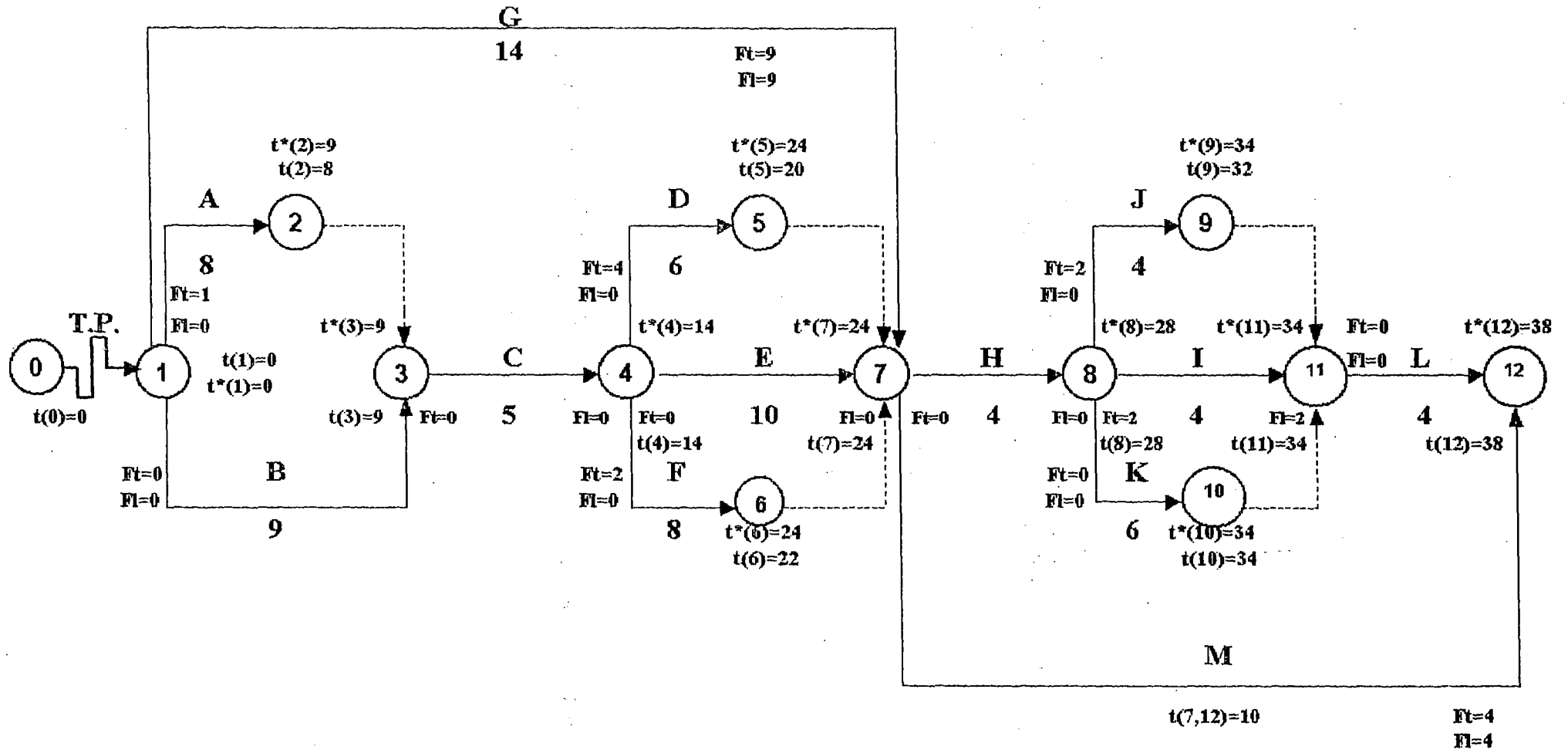


FIG. NJ

CUADRO N-J

ACTIVIDAD			NORMAL	TOPE	LO MAS PRONTO POSIBLE		LO MAS TARDE PERMISIBLE		FLOTANTE	
i	j	DENOMINACION	DURACION	SITUACION	COMIENZO	TERMINO	COMIENZO	TERMINO	Ft	Fi
1	2	A	8	No Critico	0	8	0	9	1	0
1	3	B	9	Critico	0	9	0	9	0	0
3	4	C	5	Critico	9	14	9	14	0	0
4	5	D	6	No Critico	14	20	14	24	4	0
4	7	E	10	Critico	14	24	14	24	0	0
4	6	F	8	No Critico	14	22	14	24	2	0
1	7	G	15	No Critico	0	24	0	24	9	9
7	8	H	4	Critico	24	28	24	28	0	0
8	11	I	4	No Critico	28	34	28	34	2	2
8	9	J	4	No Critico	28	31	28	34	2	0
8	10	K	6	Critico	28	34	28	34	0	0
11	12	L	4	Critico	34	38	34	38	0	0
7	12	M	10	No Critico	24	38	24	38	4	4

Unidad de tiempo = Semana

Ft: Tiempo flotante total; Es la holgura que permite el que una actividad se puede retrasar sin afectar el tiempo programado en el proyecto.

Fi: Tiempo flotante libre; Es la holgura disponible despues de realizar la actividad si todas las actividades del proyecto han comenzado en sus tiempos lo más pronto posible del comienzo.

El tiempo flotante libre, desde el punto de vista de la dirección es más interesante para el control del proyecto.

Realizaremos un ejemplo de una determinada actividad para evaluar sus costos y sus respectivas duraciones.

Actividad E:

- Costo directo (Normal) : US S/. 43.822,99
- Personal; 2 Técnicos maestros, 2 Técnicos, 4 Apoyos, Ing. supervisor y Asesoría técnica 9.146,74
- Costo de la materia prima directa 34.676,25
- Tiempo de duración de la actividad (Normal) : 10 semanas

Toda disminución del tiempo de duración de la actividad implica un recargo del 50%, el personal trabajará horas extras.

TIEMPO DE DURACION (Meses)	COSTO DIRECTO (US S/.)
9	44.280.327
8	44.737.664
7	45.195.001

Por lo tanto: CN:43.822,99 - D(i,j):10 - CT:45.195,001 - d(i,j):7

Cálculo del incremento de costo directo por semana c(i,j)

$$c(i,j) = \frac{CN - CT}{D(i,j) - d(i,j)} = \frac{43.822,99 - 45.195,001}{10 - 7} = - 457,34$$

La interpretación de este valor significa que disminuir la duración de la actividad en una semana los costos directos aumentan en 457,34 dólares.

El cuadro N, resume los resultados de los cálculos obtenidos para cada una de las actividades, dichos valores también nos permitirá realizar las cuatro (4) programaciones a posteriori.

CUADRO N

ACTIVIDAD			DURACION		COSTO DIRECTO		COSTO POR UNIDAD TIEMPO	OBSERVACIONES
			NORMAL	TOPE	NORMAL	TOPE		
DENOMINACION	i	j	D(i,j)	d(i,j)	CN(i,j)	CT(i,j)	-c(i,j)	
T.P.	0	1	0	0	0.00	0.00	0.00	TIEMPO PREPARACION
A	1	2	8	6	12828.93	14432.54	801.81	
B	1	3	9	7	15087.70	16764.11	838.21	
C	3	4	5	5	8455.47	8455.47	----	NO REDUCIBLE
D	4	5	6	3	7071.12	8838.90	589.26	
E	4	7	10	7	43822.99	45195.00	457.34	
F	4	6	8	6	7615.05	8199.32	292.14	
G	1	7	15	15	0.00	0.00	0.00	NO CONTINUA
H	7	8	4	4	4980.29	4980.29	---	NO REDUCIBLE
I	8	11	4	1	2089.29	2872.78	261.16	
J	8	9	4	3	13650.67	13911.84	261.16	
K	8	10	6	5	8355.37	8647.51	292.14	
L	11	12	4	2	3163.09	3953.87	395.39	
M	7	12	10	10	0.00	0.00	0.00	NO CONTINUA

Unidad de tiempo = Semana

Unidad monetaria = Doláres

PRIMERA PROGRAMACION

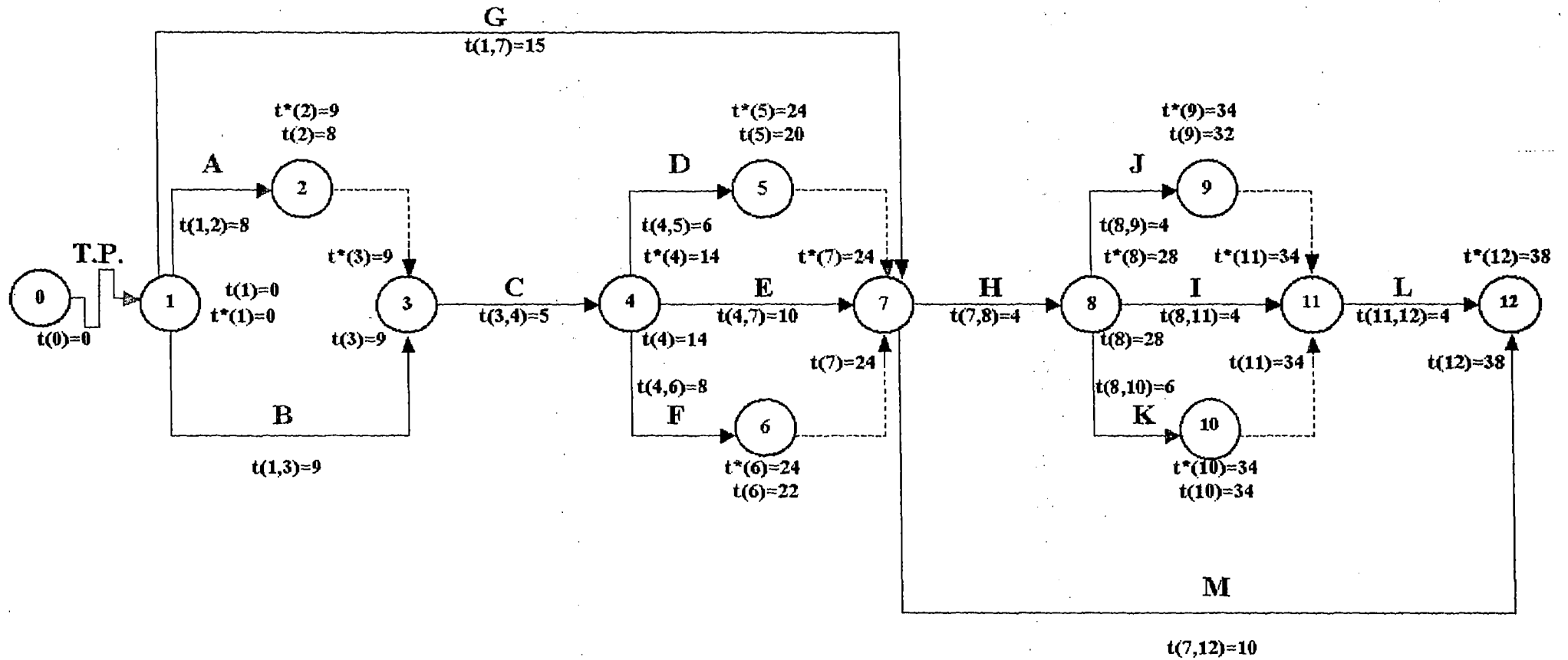


FIG. N-1

PRIMERA PROGRAMACION

ACTIVIDAD			DURACION		MODIFICACION DE DURACION		COSTO DIRECTO	MODIFICACION DE COSTOS DIRECTOS	
DENOMINACION	i	j	CRITICA	NO CRITICA	+	-		+	-
T.P.	0	1	0				0.00		
A	1	2		8			12828.93		
B	1	3	9				15087.70		
C	3	4	5				8455.47		
D	4	5		6			7071.12		
E	4	7	10				43822.99		
F	4	6		8			7615.05		
G	1	7		15			0.00		
H	7	8	4				4980.29		
I	8	11		4			2089.29		
J	8	9		4			13650.67		
K	8	10	6				8355.37		
L	11	12	4				3163.09		
M	7	12		10			0.00		
EXHAUSTOR - VENTILADOR							11400.00		
DURACION TOTAL DEL PROYECTO			38		COSTO DIRECTO TOTAL		138519.98		

Unidad de tiempo = Semana

Unidad monetaria = Doláres

SEGUNDA PROGRAMACION

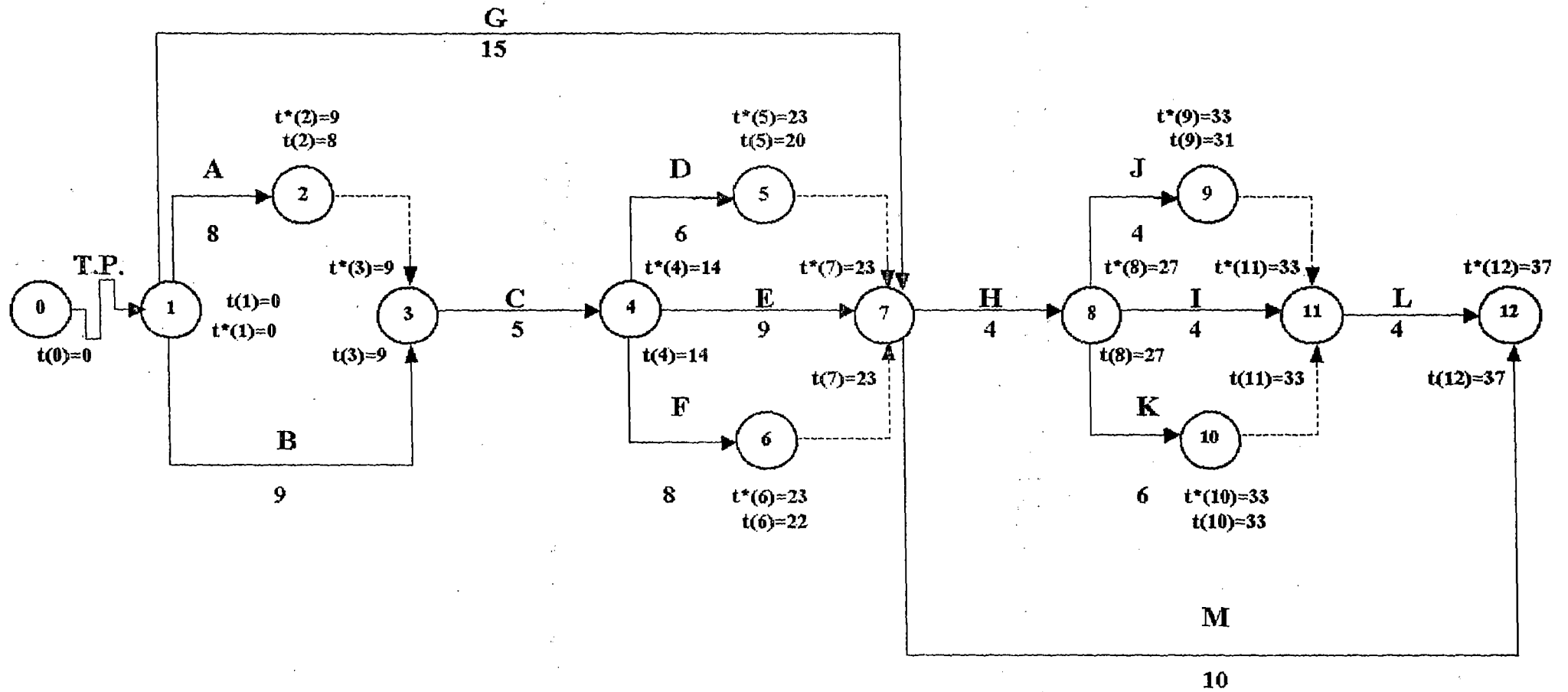


FIG. N-2

SEGUNDA PROGRAMACION

ACTIVIDAD			DURACION		MODIFICACION DE DURACION		COSTO DIRECTO	MODIFICACION DE COSTOS DIRECTOS	
DENOMINACION	i	j	CRITICA	NO CRITICA	+	-		+	-
T.P.	0	1	0				0.00		
A	1	2		8			12828.93		
B	1	3	9				15087.70		
C	3	4	5				8455.47		
D	4	5		6			7071.12		
E	4	7	9			1	44280.32	457.34	
F	4	6		8			7615.05		
G	1	7		15			0.00		
H	7	8	4				4980.29		
I	8	11		4			2089.29		
J	8	9		4			13650.67		
K	8	10	6				8355.37		
L	11	12	4				3163.09		
M	7	12		10			0.00		
EXHAUSTOR - VENTILADOR							11400.00		
DURACION TOTAL DEL PROYECTO			37		COSTO DIRECTO TOTAL		138977.32		

Unidad de tiempo = Semana

Unidad monetaria = Doláres

TERCERA PROGRAMACION

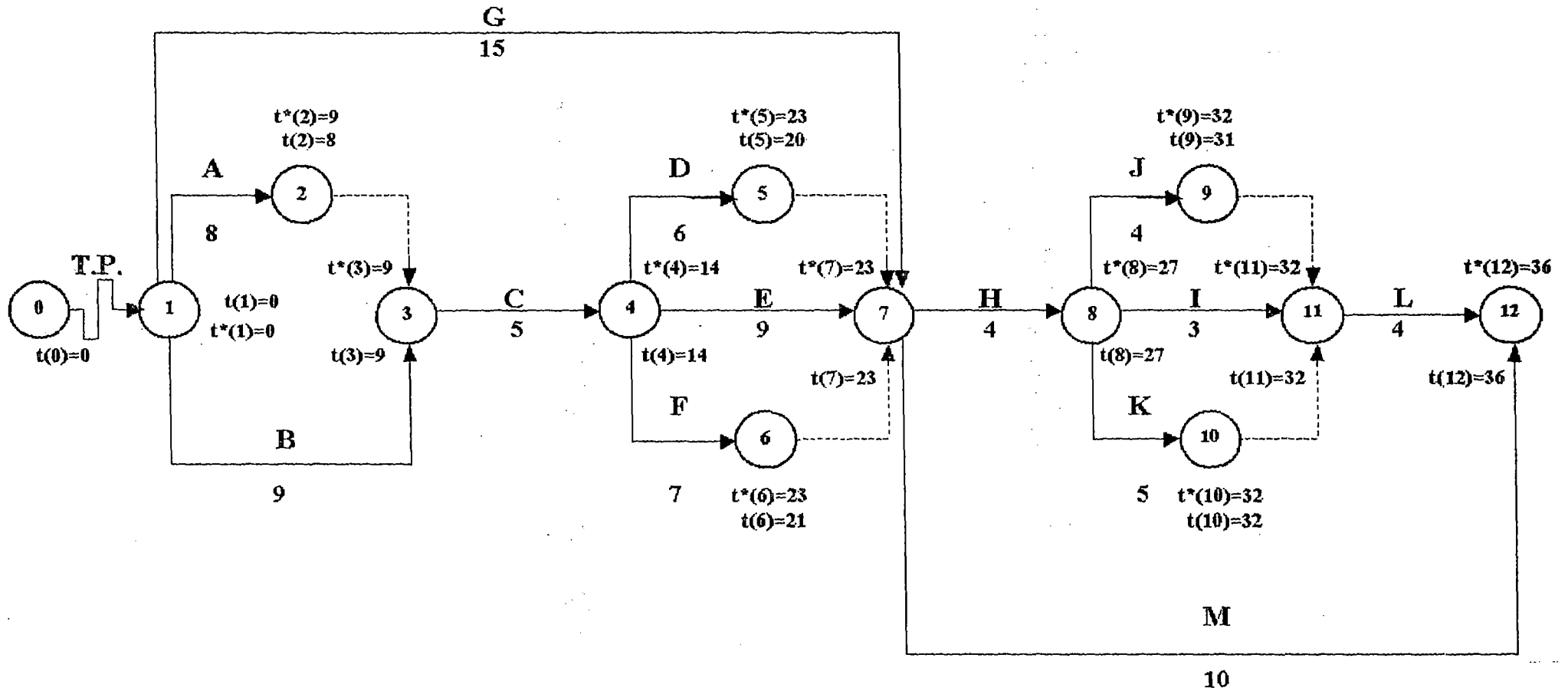


FIG. N-3

TERCERA PROGRAMACION

ACTIVIDAD			DURACION		MODIFICACION DE DURACION		COSTO DIRECTO	MODIFICACION DE COSTOS DIRECTOS	
DENOMINACION	i	j	CRITICA	NO CRITICA	+	-		+	-
T.P.	0	1	0				0.00		
A	1	2		8			12828.93		
B	1	3	9				15087.70		
C	3	4	5				8455.47		
D	4	5		6			7071.12		
E	4	7	9			1	44280.32	457.34	
F	4	6		7		1	7907.19	292.14	
G	1	7		15			0.00		
H	7	8	4				4980.29		
I	8	11		3		1	2350.46	261.16	
J	8	9		4			13650.67		
K	8	10	5			1	8647.51	292.14	
L	11	12	4				3163.09		
M	7	12		10			0.00		
EXHAUSTOR - VENTILADOR							11400.00		
DURACION TOTAL DEL PROYECTO			36		COSTO DIRECTO TOTAL		139822.75		

Unidad de tiempo = Semana

Unidad monetaria = Doláres

CUARTA PROGRAMACION

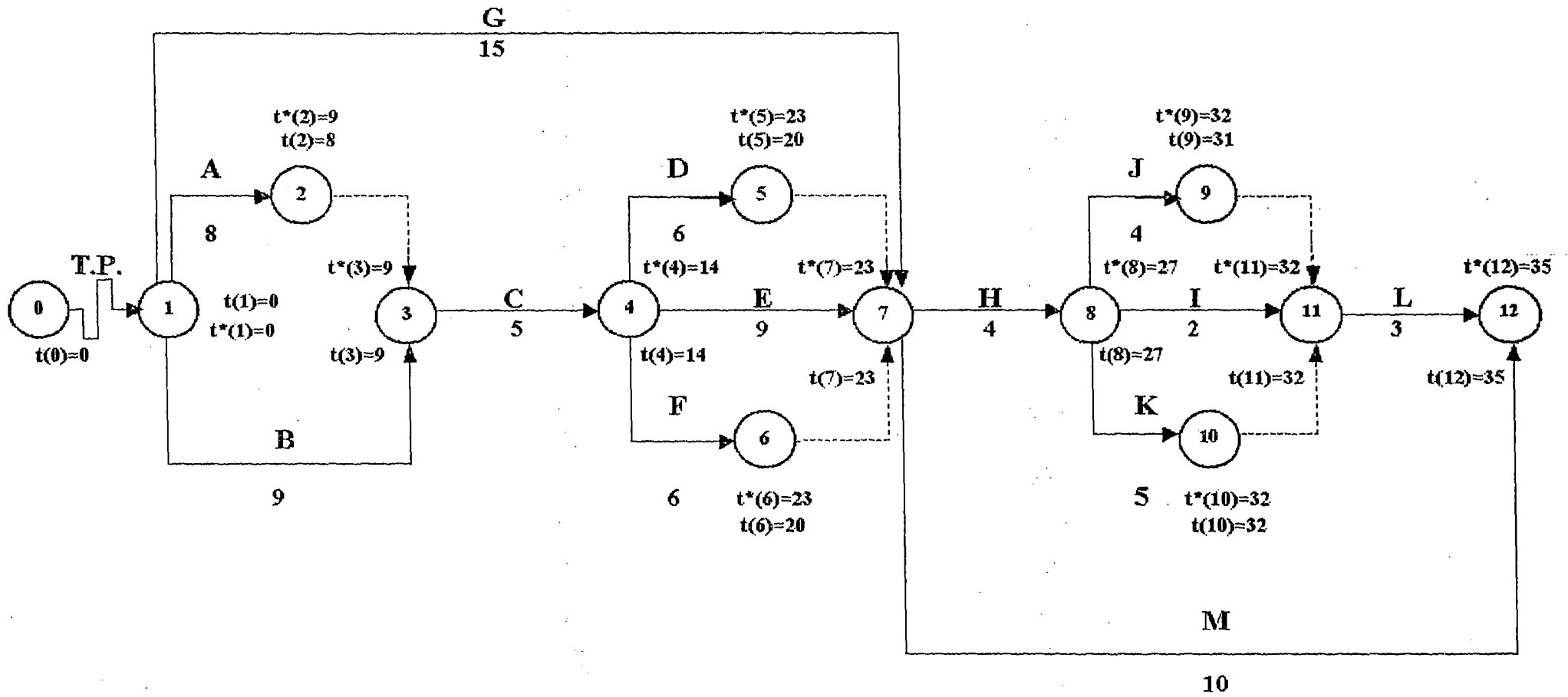


FIG. N-4

CUARTA PROGRAMACION

ACTIVIDAD		DURACION		MODIFICACION DE DURACION		COSTO DIRECTO	MODIFICACION DE COSTOS DIRECTOS		
DENOMINACION	i	j	CRITICA	NO CRITICA	+		-	+	-
T.P.	0	1	0				0.00		
A	1	2		8			12828.93		
B	1	3	9				15087.70		
C	3	4	5				8455.47		
D	4	5		6			7071.12		
E	4	7	9			1	44280.32	457.34	
F	4	6		6		2	8199.32	584.27	
G	1	7		15			0.00		
H	7	8	4				4980.29		
I	8	11		2		2	2611.62	522.02	
J	8	9		4			13650.67		
K	8	10	5			1	8647.51	292.14	
L	11	12	3			1	3558.48	395.39	
M	7	12		10			0.00		
EXHAUSTOR - VENTILADOR							11400.00		
DURACION TOTAL DEL PROYECTO			35	COSTO DIRECTO TOTAL			140771.44		

Unidad de tiempo = Semana

Unidad monetaria = Doláres

- PROGRAMACION OPTIMA:

La programación menos costosa, con referencia al costo directo total, es la de todo normal, que es la primera programación con 38 semanas de duración; Lógicamente que esto no significa que el costo total del proyecto sea mínimo. Si la duración es más importante que el costo directo total se elegiría la cuarta programación.

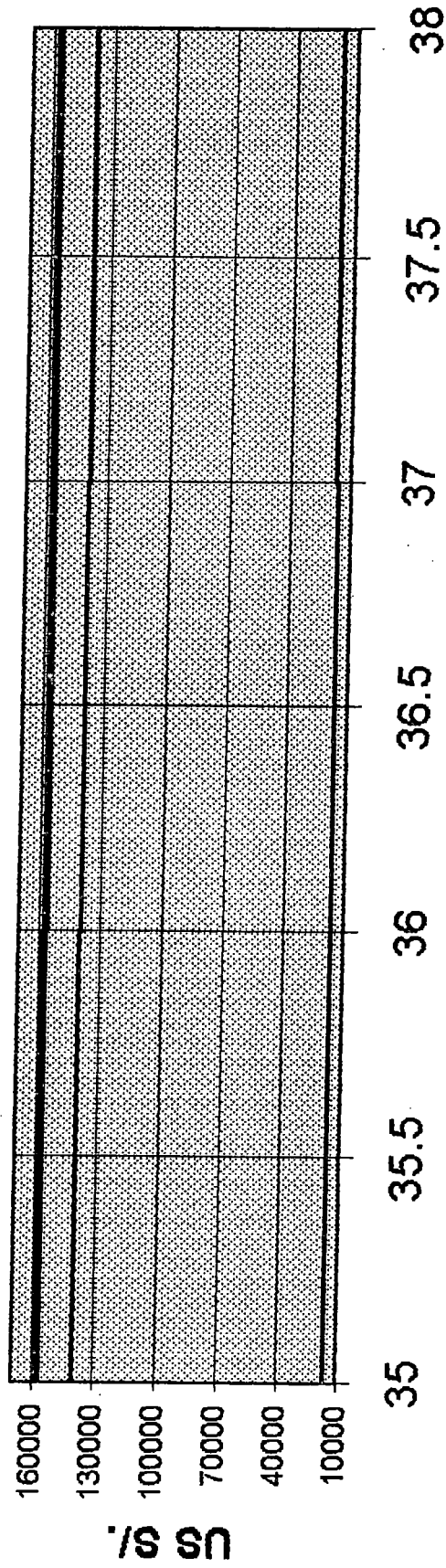
La programación más económico, se debe tener en consideración los costos indirectos que tiene un incremento aproximado constante de 381,63 dólares por semana. La suma de los costos directos e indirectos es el costo total del proyecto. El cuadro P-O, nos muestra los costos totales de las cuatro (4) programaciones expuestas.

CUADRO P-O

Nº DE SEMANAS	COSTO DIRECTO	COSTO INDIRECTO	COSTO TOTAL
38	138519.98	17433.00	155952.98
37	138977.32	17051.37	156028.69
36	139822.75	16669.74	156492.49
35	140771.44	16288.11	157059.55

Observando la curva del costo total del gráfico (Programación óptima), la programación óptima es aquella que corresponde al punto mínimo de la curva, la que representa una duración de 38 semanas con un costo total del proyecto de 155,952,98 dólares.

PROGRAMACION OPTIMA



— COSTO DIRECTO — COSTO INDIRECTO — COSTO TOTAL

5.6. INGRESOS REGISTRADOS

Son aquellos ingresos netos provenientes de la venta del producto a obtener, es decir de la venta de harina producida por el, SECADOR ROTATORIO INDIRECTO, menos el precio de la anchoveta adquirida como materia prima para la obtención de la harina de pescado; Por las características y condiciones de captura del recurso biológico (Anchoveta), optaremos un tiempo de operación promedio de 12 horas/día.

Los ingresos por venta de harina se muestra en el análisis siguiente:

▪ Capacidad de producción de harina	:	56 TM/Día
▪ Capacidad de producción promedio de harina	:	28 TM/Día
▪ Capacidad mensual de producción de harina	:	840 TM
▪ Capacidad anual de producción de harina	:	10.080 TM
▪ Precio de la harina por tonelada métrica	:	315 USS/.
▪ Total de Ingresos anual	:	3'175.200 USS/.

Los desembolsos o egresos por adquisición de la anchoveta (Materia prima), puesta en planta, más otros gastos se muestran a continuación:

- CANTIDAD DE ANCHOVETA A PROCESAR:

De acuerdo al balance de materia realizado en el ítem 3.7.1 (Pag. 79), significa disponer para un tiempo de operación 12 horas/día, de: 120 TM/día de anchoveta, para procesar 28 TM/día de harina.

- PRECIO DE LA ANCHOVETA PUESTO EN PLANTA: 35 USS/. / TM

- CANTIDAD ANUAL DE ANCHOVETA REQUERIDA: 43.200 TM/año

- TOTAL DE EGRESOS ANUALES POR ADQUISICION DE ANCHOVETA:

1'512.000 USS/./año

- OTROS GASTOS:

Comprende la energía eléctrica consumida para operar los equipos auxiliares del SECADOR ROTATORIO INDIRECTO, como son ventilador,

exhaustor, motor, etc; así como gastos directos indirectos de operación. De acuerdo a la experiencia, estos gastos están comprendidos entre 15 y 20% del costo total de anchoveta a procesar, tomando el 20% para este concepto se tiene un egreso de 302.400 US\$/./año.

- TOTAL DE EGRESO ANUALES: 1'814.400,00 US\$/./año.

En resumen, los ingresos registrados ó beneficios netos (BN), obtenidos en un período anual son:

$$BN = \text{INGRESOS} - \text{EGRESOS}$$

$$BN = 3'175.200,00 - 1'814.400,00$$

$$BN = 1'360.800,00 \text{ US}/./\text{año}$$

$$BN = 113.400,00 \text{ US}/./\text{mes}$$

5.7. INDICES DE RENTABILIDAD

Los índices de rentabilidad en proyectos de inversión están dirigidos a determinar las ventajas o desventajas de asignar recursos de inversión en función a las alternativas de uso de estos recursos.

Entre los principales índices de rentabilidad destacan por su aplicabilidad el Valor Actual Neto (VAN), la relación Beneficio - Costo, el Período de Recupero, y la Tasa Interna de Retorno.

La evaluación económica de las inversiones a realizar se hará utilizando el Valor Actual Neto.

VALOR ACTUAL NETO (VAN):

Representa el excedente generado por un proyecto, después de haber cubierto los costos de la inversión, operación y de uso de capital.

El VAN, se determina al momento cero y los periodos evaluables serán mensuales. La ecuación que determina el VAN, Es la siguiente:

$$VAN = -I_0 + \frac{\sum_{i=1}^n BN_i}{(1+i)^n}$$

Donde:

I_0 : Son las inversiones realizadas en el momento cero.

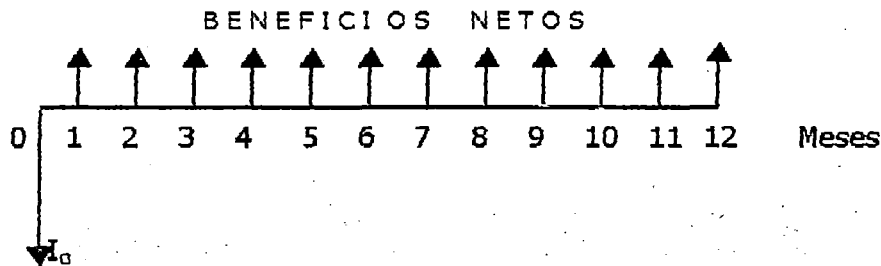
BN: Beneficios netos del periodo obtenido en la operación del proyecto.

$1 / (1+i)^n$: Factor de actualización.

i : Tasa de actualización mensual.

n : Número de periodos a evaluar (12 meses).

REPRESENTACION GRAFICA DEL FLUJO DE EFECTIVO



La tasa de actualización mensual se ha determinado en función a la tasa de interés de la banca privada nacional en moneda extranjera (Dólares Americanos), cuyo valor es: $i = 0,60\%$

En consecuencia, valorizando la ecuación del VAN tenemos:

$$\begin{aligned} \text{VAN} = & - 155.953,00 + \frac{113.400,00}{(1,006)} + \frac{113.400,00}{(1,006)^2} + \frac{113.400,00}{(1,006)^3} + \dots \\ & \dots + \frac{113.400,00}{(1,006)^4} + \frac{113.400,00}{(1,006)^5} + \frac{113.400,00}{(1,006)^6} + \frac{113.400,00}{(1,006)^7} + \frac{113.400,00}{(1,006)^8} + \dots \\ & \dots + \frac{113.400,00}{(1,006)^9} + \frac{113.400,00}{(1,006)^{10}} + \frac{113.400,00}{(1,006)^{11}} + \frac{113.400,00}{(1,006)^{12}} \end{aligned}$$

$$\text{VAN} = - 155.953,00 + 1'309.182,00$$

$$\text{VAN} = \text{USS}/. 1'153.229,00$$

Lo que significa excedentes generados de 1'153.229,00 USS/. Antes de impuestos en el período evaluado. Por lo tanto las inversiones realizadas son muy rentables, en consecuencia el proyecto debe ser ejecutado.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

1. AHORRO DE ENERGIA EN EL SECADOR ROTATORIO INDIRECTO CON RESPECTO A OTROS SECADORES SEMEJANTES

Todo tipo de secador ya sea Directo ó Indirecto necesariamente para su funcionamiento habrá que suministrarlo de una determinada sustancia portadora de energía calorífica ó proceso que suministre la energía calorífica suficiente para realizar el secado del producto.

Analicemos la generación de calor para los secadores a fuego directo, para ello necesitamos de todo un conjunto de equipos: Bomba de engranaje para obtener la presión necesaria del combustible, Intercambiador de calor alimentado por vapor que permite elevar la temperatura del combustible hasta: 80°C – 90°C, Ventilador centrífugo para suministrar el caudal de aire necesario para la combustión, El quemador propiamente dicho y lo primordial de un operador que inicie, controle y supervise la llama de la combustión.

Analicemos ahora la generación de calor para los secadores indirectos, para ello necesitamos de un caldero ó generador de vapor, el cual recibirá la energía calorífica liberada por el combustible durante el proceso de combustión y producir la evaporación del agua que contiene, entregando el vapor necesario a la temperatura y presión deseada por el equipo de producción.

Comparando estas dos alternativas, producir el vapor y suministrarlo al secador, es mucho más costoso que proporcionar al secador una llama de combustión para realizar el secado del producto.

El secador Rotatorio de tubos de gases y calor indirecto, que sé esta analizando no requiere de una llama de combustión, ni mucho menos de vapor - Sencillamente utilizará como energía calorífica el flujo de gases de escape de

los calderos, que representa aproximadamente en óptimas condiciones de operación de: 7% - 12% del calor contenido en el combustible - y en muchos casos llega hasta 25% cuando las condiciones de operabilidad son malas o defectuosas; Evidentemente este secador podría funcionar tranquilamente y con resultados satisfactorios en la planta de "UNION FISHING" S.A. por sus condiciones propias de funcionamiento y producción de vapor de su sala de calderos.

En conclusión la energía calorífica no nos cuesta sencillamente hay que recolectarla, transportarla y mediante el proceso adecuado explotarla.

2. A NIVEL DE HECHOS O SUCESOS COMPARATIVOS SE OBSERVA QUE MAYORES SON LAS VENTAJAS QUE LAS DESVENTAJAS DEL SECADOR

VENTAJAS:

- La gran ventaja de este secador es que no existe contacto directo del producto a secar con la sustancia que proporciona el calor, obteniendo así una mayor calidad y mejor presentación del producto con respecto a los secadores a fuego directo.
- El ahorro económico considerable de la producción y suministro de la energía calorífica que requiere el secador.

DESVENTAJAS:

- En el mantenimiento de estos secadores principalmente en la sección de la salida del producto los tubos internos tienden a corroerse mucho más rápido que el resto de la tubería, sencillamente porque en esa área existe el mayor grado de condensación de la sustancia calorífica, entonces se requiere de una inspección periódica de la tubería interna y así evitar un mayor porcentaje de humedad del producto a la salida del secador.

- La composición química propia de los gases y su circulación por la cámara y los tubos internos, ante una eminente parada de la línea de producción tendería a corroer los tubos y la cámara del secador mucho más rápido que el vapor y peor si la parada es prolongada, para aliviar este fenómeno estamos colocando una línea de vapor en Stand By para evacuar dichos gases.

3. APERTURA A NUEVAS FORMAS DE APROVECHAR LA ENERGIA CALORIFICA DE LOS GASES EN OTROS TIPOS DE EQUIPO

RECUPERADOR DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

El recuperador transfiere el calor que es derrochado por el proceso de combustión, al aire entrante frío de combustión.

El calor recuperado de derroche se recicla en el quemador y reduce el requerimiento de calor para ser abastecido con el combustible.

El recuperador reduce considerablemente el consumo de combustible, estos recuperadores ya son aplicados en muchas industrias en donde se ha logrado reducir el consumo de combustible hasta en 45% y su costo de instalación se amortizo en menos de un año - entonces es importante que la industria nacional opte é incentive el uso de este tipo de equipos y lograr un significativo ahorro de energía que es tan necesario en nuestro país.

TANQUES DE ALMACENAMIENTO:

En los tanques de almacenamiento de aceite de pescado ó de petróleo residual 6, generalmente se requiere que dichos productos estén a una temperatura mayor que la temperatura ambiente por sus características particulares de uso ó de comercialización, entonces podríamos hacer circular los gases calientes a través del serpentín interno existente en los tanques.

Lógicamente esto requiere de un análisis y de un balance de energía para determinar: El flujo de gas, longitud de tubería a utilizar en el serpentín y los parámetros de operación como presión y temperatura.

4. A NIVEL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El coeficiente global de transferencia de calor de los gases, $- U\Delta t = 2100 \text{ Kcal./hr. m}^2$. -, por los cálculos y resultados obtenidos es inferior al coeficiente global de transferencia de calor del vapor de agua, $- U\Delta t = 2818 \text{ Kcal./hr. m}^2$. -; Esta diferencia entre el coeficiente global de los gases con respecto al vapor de agua representa el 25,50%, esta variación porcentual es predecible porque el vapor de agua transfiere calor latente y calor sensible, mientras que los gases transfieren únicamente calor sensible, asimismo esta diferencia implica obtener una mayor superficie de calefacción del secador alimentado con los gases con respecto al secador alimentado con vapor de agua.

5. AHORRO DE COMBUSTIBLE

La utilización de la energía calorífica de los gases en el Secador Rotatorio Indirecto, implica sustituir ó suprimir el consumo de 2520 Kg./hr. de vapor de agua, y a la vez prescindir del consumo aproximado de 30 Gal./hr. de petróleo Bunker-6; Este flujo de combustible representa aproximadamente un consumo de 360 Gal./día. y un ahorro económico de 259 USS/./día.

6. OBTENCION DE ELEVADOS EXCEDENTES ECONOMICOS GENERADOS A PARTIR DE INVERSIONES MINIMAS REALIZADAS

Como consecuencia de reciclar los gases de escape producto de la combustión de los generadores de vapor existentes a través del SECADOR ROTATORIO INDIRECTO y aprovechar al máximo la energía disponible de las mismas, conlleva a realizar inversiones iniciales dirigidas únicamente a la fabricación del secador del orden de 155.953,00 US S/., Que comparado con los beneficios netos obtenidos se obtiene una rentabilidad del orden de 1'153.230,00 USS/. Y que hace que el proyecto sea muy rentable

dado que se ahorran las inversiones que se tendrían que realizar en equipos para generar la sustancia portadora de la energía calorífica utilizada en el proceso de secado de la harina de pescado.

7. CREACION DE NUEVAS TECNOLOGIAS PROPIAS A PARTIR DEL ESTUDIO Y ANALISIS DE ENERGIA RESIDUAL LOS GASES DE ESCAPE

Como consecuencia de los elevados costos de producción debido al constante alza del precio de los combustibles, necesarios en el proceso de producción de la harina de pescado, así como la crisis que enfrenta el sector pesquero y las exigencias competitivas de un mercado recesivo que empuja al sector productivo a reducir los precios de sus productos, es que se plantea como alternativa contar con equipos en la planta "UNION FISHING" S.A. que utilicen la energía residual que por muchos años viene desperdiciándose, hecho que ha permitido presentar el diseño de un nuevo equipo, para ser incorporado al proceso productivo, que aproveche la energía residual de los gases de escape de los calderos existentes a partir del estudio y análisis para determinar la capacidad calorífica del flujo de gases y determinar la capacidad de secado y el diseño propio del secador rotatorio indirecto.

8. MEJORAMIENTO DE LA PRODUCTIVIDAD DE LA PLANTA "UNION FISHING" S.A.

Debido a que la generación de la energía calorífica, requerida para producir las 56 TM/día de harina de pescado adicionales, no representa costo alguno es que a nivel global los costos de producción se reducen, aumentando los ingresos marginales, y por ende las utilidades marginales también se van incrementando, lo que hace que la productividad de la empresa se vea mejorada en forma significativa poniéndose en niveles competitivos en el mercado nacional y extranjero al tener la posibilidad de reducir el precio de la harina de pescado.

9. LA INFORMATICA COMO HERRAMIENTA DE TRABAJO OPTIMIZA EL TIEMPO EN EL DISEÑO DEL SECADOR

A través de los programas preparados en programación CLIPPER y utilizado en el diseño del secador rotatorio indirecto, se ha reducido considerablemente el tiempo en realizar los cálculos respectivos y que de otra manera resultarían tediosos en obtención, por lo que resulta ventajoso su utilización desde todo punto de vista.

6.2. RECOMENDACIONES

1. En todo proceso donde existe transferencia de calor debe realizarse previamente el - **BALANCE TERMICO** - fundamentado por el flujo de masa y la cantidad de calor que requiere el secador.
2. Es indispensable que el secador entre en funcionamiento primeramente en vacío y paulatinamente ir alimentándolo con los gases calientes hasta obtener su presión y temperatura de trabajo - Previa revisión de la salida de condensado de los gases - esto se lograra en un tiempo de: 15 - 20 minutos, después de este período recién se le alimenta al secador con carga.
3. Las condiciones óptimas de operación del secador, presión, temperatura de los gases, regulación del exhaustor, se logrará con el correr de las horas de trabajo de la línea de producción.
4. Por el análisis económico realizado y las ventajas comparativas del proyecto Es indispensable su ejecución a fin de lograr niveles competitivos en el mercado.
5. En la fabricación del Secador Rotatorio Indirecto, deben respetarse las especificaciones obtenidas en los cálculos con respecto a las planchas, perfiles, material aislante, potencia, etc. A fin de evitar problemas de operación y funcionamiento.
6. Puesto en operación el Secador Rotatorio Indirecto, se debe establecer el programa de mantenimiento, a fin de conservar la vida útil del mismo.

- Asociación Nacional de Ingenieros Industriales. Utilización Racional de los Combustibles. Acero y Energía – Revista Tecnológico Especial 12. España, 1968. Págs. 165
- Asociación Nacional de Ingenieros Industriales. Ingeniería Química. Acero y Energía – Revista Tecnológico Especial 26. España, 1965. Págs. 238
- Bustamante Gutierrez, Cesar A. Clipper: Tópicos Básicos de Programación. 1^{era} Edición. Lima, 1994. Págs. 156
- Beer, Ferdinand P. Russell Johnston, E. Mecánica Vectorial. Editorial Calypso S.A. 4^{ta} Edición. México, 1985. Págs. 421
- Belt, Link. Materials Handling and Processing Equipment. Catalogo 1000
- Chuen-Tao, Luis Yu. Aplicaciones Practicas del Pert y CPM. Ediciones Deusto, S.A. 6^{ta} Edición. España, 1983. Págs. 166
- Cossbu, Raúl. Análisis y Evaluación de Proyectos de Inversión. Editorial Limusa. 3^{ra} Edición. México, 1990. Págs. 430
- División of Kleinewefers. Recuperator Handling and Processing Equipment. Thermal Transfer. Pennsylvania 15146. Págs. 16
- Hori, Juan J. Diseño de Elementos de Maquinas. Ediciones Cefim. 7^{ma} Edición. Lima, 1989. Págs. 372
- Johnson W, Robert. Administración Financiera. Cia. Editorial Continental S.A. 8^{va} Edición. México, 1992. Págs. 680

- Kern, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Cia. Editorial Continental 22^{ava} Edición. México, 1990. Págs. 980
- Kneule, Friedrich. El Secado. Editorial Urmo 22^{ava} Edición. España, 1966. Págs. 980
- Miroliúbov, I. Problemas de Resistencia de Materiales. Editorial Mir Moscú, 5^{ta} Edición. URSS, 1985. Págs. 454
- Mendoza G, Eduardo - Villanueva V, Luis. Bombas Hidráulicas. Lima, 1988. Págs. 153
- Marks, Lionel S. Manual del Ingeniero Mecánico. Editorial Uteha, 8^{va} Edición. México, 1979. Págs. 454
- Postigo, Jaime A. Termodinámica Aplicada. W.H. Editores. 2^{da} Edición. Lima, 1986. Págs. 289
- Perry, John. Manual del Ingeniero Químico. Editorial Uteha 2^{da} Edición. México, 1966. Págs. 289
- Paylov, K. F. - RomanKov, P.G. Problemas y Ejemplos para el curso de Operaciones Basicas y Aparatos de Tecnología Química. Editorial Mir Moscú, 5^{ta} Edición. URSS, 1976. Págs. 454
- Sánchez Soto, Rubén Gómez. Nuevas Técnicas de Gestión de Mantenimiento. Ingeniería y Servicios Tecnológicos S.A. Lima, 1995. Págs. 138
- Singer, F. L. Resistencia de Materiales. Editorial Harla, 5^{ta} Edición. México, 1980. Págs. 138

A. PROGRAMAS INFORMATICOS

INTRODUCCION

La incorporación de la informática a la ingeniería en general, atraído como consecuencia un enorme beneficio para todos los profesionales del área y carreras afines.

El beneficio radica en la simplificación y rapidez de los cálculos que se lograría aplicando los lenguajes de programación y los paquetes informáticos, a una determinada secuencia lógica, en donde simplemente optaríamos a alimentar al programa con los datos de entrada y obtener inmediatamente los parámetros de salida deseados.

Cabe resaltar también que el Dibujo Asistido por Ordenador (AUTOCAD), prácticamente a desterrado al Dibujo Técnico en todas sus modalidades y al Dibujo Mecánico, este programa tiene la particularidad de realizar los dibujos o planos ya sea Bidimensional o Tridimensional de una manera rápida y eficaz.

Con lo que respecta a los programas realizados hemos optado por utilizar el "LENGUAJE DE PROGRAMACION CLIPPER", Porque permite al programador reducir sensiblemente la compilación, enlazados de sus aplicaciones y además es una herramienta esencial en la fase de ajustes y de depuración de la aplicación.

Entre sus características más esencial es que cuenta con su propio compilador y trabaja con base de datos, en donde nos permite almacenar sin mucha dificultad la variedad de tablas ó tabulaciones a utilizar en la programación, lo cual se hace un poco complicado y a la vez tedioso en otros lenguajes de programación.

Entre sus ventajas tenemos que sus programas son rápidos (velocidad en su proceso), fácil de entender y mantener, programación estructurada y sobre todo crea sus propios ejecutables.

El programa del tornillo transportador tiene como parámetros constantes los sgts. Clases de material: A26, B26, C26, para un porcentaje de llenado de 30% ; Estas características para cualquier valor de entrada que se Ingrese al programa permanecerán invariables.

A.1. PROGRAMA DEL TORNILLO TRANSPORTADOR

```
Public vm_factory
clear
set softseek on
set scoreboard off
set decimals to 6
sele 1
if !file('base01.ntx')
    use base01 alias b1
    inde on bd1_cmr to base01
else
    use base01 inde base01 alias b1
endif
sele 2
if !file('base02.ntx')
    use base02 alias b2
    inde on bd2_pe to base02
else
    use base02 inde base02 alias b2
endif
sele 3
if !file('base03.ntx')
    use base03 alias b3
    inde on bd3_pot to base03
else
    use base03 inde base03 alias b3
endif
sele 1
do while .t.
    clear
    store 0 to vm_pe,vm_cat,vm_lt
    @24,0 SAY PADC('Presione ESC para finalizar',80)
    @0,0 to 6,79 bouble
    @2,0 say 'L'+repl('M',78)+'9'
    @1,1 say padc('DATO DE ENTRADA',78)
    @03,10 say 'Peso Especifico...:'get vm_pe pict '@z 999' valid
    lempy(vm_pe)
    @03,51 say 'Lb/pie3'
    @04,10 say 'Capacidad a Transportar...:'get vm_lt pict '@z 9999.99'
    valid lastkey()=5 .or. lempy(vm_cat) @04,51 say 'Pie3/Hrs.'
```

```

@05,10 say 'Longitud a Transportar...:'get vm_lt pict '@z 999' valid lastkey(
)=5 .or. lempy(vm_lt)
@05,51 say 'Pies.'
read
if lastkey( )=27
    exit
endif
@24,0
sele 1
seek vm_cat
if vm_cat>bd1_cmr
    @24,0 say padc('Capacidad a Transportar Excede la Tabla de Valores.
ENTER para continuar',80)
    inkey(0)
    loop
endif
vm_vt =vm_cat/bd1_c
vm_dt =bd1_dito
vm_vmr =bd1_mvr
vm_vmrp=(vm_vt/vm_vmr)*100
@ 8,0 to 16,79 double
@10,0 say 'L'+repl('M',78)+'9'
@09,1 say padc('VALORES OBTENIDOS',78)
@11,10 say 'Diámetro del Tornillo      :'
@11,42 say vm_dt pict '@z 9999'
@11,51 say 'Pulg.'
@12,10 say 'Velocidad del Tornillo      :'
@12,42 say vm_vt pict '@z 9999.99'
@12,51 say 'RPM.'
@13,10 say 'Velocidad Máxima Recomendada :'
@13,42 say vm_vmr pict '@z 9999'
@13,51 say 'RPM.'
@14,10 say 'Velocidad Máx. Recomendada (%):'
@14,42 say vm_vmrp pict '@z 9999.99'
@15,10 say 'Porcentaje de Llenado (%)      :30'
if vm_vmrp>100
    @24,0 say padc('Velocidad Máx. Recomendada Porcentual Excede al
100%. Verificar Valores',80)
    inkey(0)
    loop
endif

```

```

@18,0 TO 23,79 DOUBLE
@20,0 say 'L'+repl('M',78)+'9'
@19.1 say padc('VALOR DE POTENCIA',78)
sele 2
seek vm_pe
if vm_pe>bd2_pe
    @24,0 say padc('Peso Especifico Excede la Tabla de Valores.      ENTER
    para continuar',80)
    inkey (0)
    loop
endif
px_dt=strzero(vm_dt,2)
vm_pot=(vm_cat*vm_lt*bd2_fk&px_dt)/1000000
if vm_dt=6 .or. vm_dt=16 .or. vm_dt=18
    if vm_lt>bd2_dt&px_dt
        @24,0 say padc('longitud de Transporte excede la Tabla de
        valores',80)
        inkey(0)
        loop
    endif
elseif vm_dt=12
    if vm_lt>bd2_dt123
        @24,0 say padc('Longitud de Transporte excede la Tabla de
        valores',80)
        inkey(0)
        loop
    endif
else
    if vm_lt>bd2_dt&px_dt.2
        @24,0 say padc('Longitud de Transporte excede la Tabla de
        valores',80)
        inkey(80)
        loop
    endif
endif
if vm_pot<5
    @21,10 SAY 'Potencia Inicial      :'
    @21,43 say vm_pot pict '@z 99.99'
    @21,51 say 'Hp.'
    calculo_pot(vm_pot)
    @22,10 SAY 'Potencia Recalculada  :'

```

```

        @22,43 say vm_pot pict '@z 99.99'
        @22,51 say 'Hp.'
    else
        @21,10 SAY 'Potencia Verdadera . .'
        @21,43 say vm_pot pict '@z 99.99'
        @21,51 say 'Hp.'
    endif
    @24,0 say padc ('Presione cualquier tecla para continuar',80)
        inkey(0)
    enddo
    clos all
    clear
    quit
    *****
    static procedure calculo_pot
    parameter px_pot
    sele 3
    seek px_pot
    if vm_vmrp<=28
        vm_factory=bd3_vmrp01
    elseif vm_vmrp<=32
        vm_factory=bd3_vmrp02
    elseif vm_vmrp<=36
        vm_factory=bd3_vmrp03
    elseif vm_vmrp<=40
        vm_factory=bd3_vmrp04
    elseif vm_vmrp<=46
        vm_factory=bd3_vmrp05
    elseif vm_vmrp<=52
        vm_factory=bd3_vmrp06
    elseif vm_vmrp<=58
        vm_factory=bd3_vmrp07
    elseif vm_vmrp<=64
        vm_factory=bd3_vmrp07
    elseif vm_vmrp<=64
        vm_factory=bd3_vmrp08
    elseif vm_vmrp<=72
        vm_factory=bd3_vmrp09
    elseif vm_vmrp<=80
        vm_factory=bd3_vmrp10
    elseif vm_vmrp<=90

```

```

        vm_factory=bd3_vmrp11
elseif vm_vmrp<=100
        vm_factory=bd3_vmrp12
else
        vm_factory=0
endif
vm_pot=vm_pot*vm_factory
sele 2
return

```

RESULTADOS EN PANTALLA

DATOS DE PANTALLA	
Peso especifico.....	: 70 Lb./Pie ³
Capacidad a transportar.....	: 150 Pie ³ /Hrs.
Longitud a transportar.....	: 10 Pies.

VALORES OBTENIDOS	
Diametro del tornillo.....	: 9 Pulg.
Velocidad del tornillo.....	: 26,78 RPM
Tamaño maximo del terron.....	: 1,50 Pulg.
Velocidad maximo recomendada.....	: 50 RPM
Velocidad maxima recomendada (%).....	: 53,57
Porcentaje de llenado.....	: 30

VALOR DE LA POTENCIA	
Potencia inicial.....	: 0,25 HP
Potencia recálculada.....	: 0,64HP

Presione cualquier tecla para continuar

A.2. PROGRAMA DEL SECADOR

```
Clear
set softseek on
set scoreboard off
set decimals to 6
sele 1
if !file('tabla01.ntx')
    use tabla01 alias t1
    inde on t01_tge to tabla01
else
    use tabla01 inde tabla01 alias t1
endif
sele 2
if !file('tabla02.ntx')
    use tabla02 alias t2
    inde on t02_tgs to tabla02
else
    use tabla02 inde tabla02 alias t2
endif
sele 3
if !file('tabla03.ntx')
    use tabla03 alias t3
    inde on t03_tgs to tabla03
else
    use tabla03 inde tabla03 alias t3
endif
sele 4
if !file('tabla04a.ntx')
    use tabla04a alias t4a
    inde on t04_ths to tabla04a
else
    use tabla04a inde tabla04a alias t4a
endif
sele 5
if !file('tabla04b.ntx')
    use tabla04b alias t4b
    inde on t04_ths to tabla04b
else
    use tabla04b inde tabla04b alias t4b
endif
```



```

sele 6
if !file('tabla05.ntx')
    use tabla05 alias t5
    inde on t05_tge to tabla05
else
    use tabla05 inde tabla05 alias t5
endif
sele 7
if !file('tabla06.ntx')
    use tabla06 alias t6
    inde on t06_tge to tabla06
else
    use tabla06 inde tabla06 alias t6
endif
sele 1
store0to
vm_tgs,vm_hgs,vm_tpe,vm_mp,vm_hpe,vm_tge,vm_hge,vm_tps,vm_hps,vm
_cem
do while .t.
    clear
    vm_cea=0.60
vm_cev=0.45
vm_cem=22
@24,0 SAY PADC('Presione ESC para finalizar',80)
@0,0 to 12,79 double
@2,0 say 'L'+repl('M',78)+'9'
@1,1 say padc('DATOS DE ENTRADA',78)
@03,10 say 'Temperatura del gas de salida.: ' get vm_tgs pict '@z 999.99'
valid lempy(vm_tgs)
@03,50 say 'C'
@04,10 say 'Prod. del producto iMat.Seco2.: ' get vm_mp pict '@z 999.99' valid
lastkey()=5 .or. lempy(vm_mp)
@04,50 say 'Kg/Hr'
@05,10 say 'Humedad del Prod. Entrada Sec.: ' get vm_hpe pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. lempy(vm_hpe)
@05,50 say '% '
@06,10 say 'Temperatura del gas de Entrada: ' get vm_tge pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. lempy(vm_hge)
@06,50 say 'C'
@07,10 say 'Humedad del prod. Salida Secad: ' get vm_hps pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. lempy(vm_hps)

```

```

@07,50 say '%'
@08,10 say 'Humedad del gas de salida.....: ' get vm_hgs pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. !empty(vm_hgs)
@08,50 say '%'
@09,10 say 'Temperatura Prod. Salida Sec.: ' get vm_tps pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. !empty(vm_tps)
@09,50 say 'C'
@10,10 say 'Temp. del Producto Entrada Sec: ' get vm_tpe pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. !empty(vm_tpe)
@10,50 say 'C'
@11,10 say 'Humedad del Gas de Entrada.....: ' get vm_hge pict '@z 999.99'
valid lastkey()=5 .or. !empty(vm_hge)
@10,50 say '%'
read
if lastkey()=27
    exit
endif
@24,0
vm_cae=vm_mp*((vm_hpe/100)-(vm_hps/100)
vm_pr=((100+vm_hps)/100)*vm_mp
sele 1
vm_hrta01=str(vm_hge,2)
seek vm_tge
vm_hrta01=t01_hr&vm_hrta01
sele 2
vm_hrta02=srt(vm_hgs,2)
seek vm_tgs
vm_hrta02=t02_hr&vm_hrta02
vm_evs=vm_hrta02-vm_hrta01
vm_pa =vm_cae/vm_evs
vm_q =vm_mp*(vm_cem/100)*(vm_tps-vm_tpe)
sele 3
vm_hrta03=str(vm_hgs,2)
seek vm_tgs
vm_ths=t03_hr&vm_hrta03
vm_q1 =vm_mp*vm_cea*(vm_ths-vm_tge)
if vm_hgs=40
    sele 4
    seek vm_ths
    vm_clv=t04_hr40
else

```

```

    sele 5
    seek vm_ths
    vm_clv=t04_hr50
endif
vm_q2 =vm_cae*vm_clv
vm_q3 =vm_cae*vm_cev*(vm_tgs-vm_ths)
vm_q4 =0.02*vm_q2
vm_qt =vm_q+vm_q1+vm_q2+vm_q3+vm_q4
sele 6
vm_hrta05=str(vm_hge,2)
seek vm_tge
vm_ch =t05_hr&vm_hrta05
vm_v =vm_qt/(vm_ch*(vm_tgs-vm_tge))
if vm_v>3*vm_pa
    @24,0 say padc('Cambiar valores de entrada',80)
    inkey(1)
    loop
endif
sele 7
seek vm_tge
vm_v1 =vm_v*t06_vas
vm_q5 =vm_pa*vm_ch*(vm_tgs-vm_tge)
vm_q5 =vm_qt+vm_q5
@15,0 to 21,79 double
@17,0 say 'L'+repl('M',78)+'9'
@16,1 say padc('VALORES OBTENIDOS',78)
@18,10 say 'Producción Real      :'
@18,42 say vm_pr pict '@z 9,999,999.999'
@18,56 say 'Kg/Hr'
@19,10 say 'Caudal del Ventilador  :'
@19,42 say vm_v1 pict '@z 9,999,999.999'
@19,56 say 'M³/Hr'
@20,10 say 'Flujo de Calor Total   :'
@20,42 say vm_q5 pict '@z 9,999,999.999'
@20,56 say 'Kcal/Hr'
@24,0 say padc('Presione cualquier tecla para continuar',80)
tore 0 tovm_tgs,vm_hgs,vm_tpe,vm_mp,vm_hpe,vm_tge,vm_
hge,vm_tps,vm_hps,vm_cem
enddo

```

close all
clear
quit

RESULTOS EN PANTALLA

DATOS DE ENTRADA	
Temperatura del gas de salida.....	: 64,00 °C
Producción del producto (Mat. Seco).....	: 2.157 Kg./hr.
Humedad del Producto, Entrada del secador.....	: 118,42 %
Temperatura del gas de entrada.....	: 25 °C
Humedad del producto, Salida del secador.....	: 8,79 %
Humedad del gas de salida.....	: 75 %
Temperatura del producto, salida del secador.....	: 72 °C
Temperatura del producto, entrada del secador.....	: 62 °C
Humedad del gas de entrada.....	: 60 %

VALORES OBTENIDOS	
Producción real.....	: 2.346 Kg./hr.
Caudal del ventilador.....	: 119.954 m ³ /hr.
Flujo de calor total.....	: 1'375.096 Kcal./hr.

Presione cualquier tecla para continuar

B. TABLAS Y DIAGRAMAS

VELOCIDAD RECOMENDADA EN TUBERIAS

Los valores que siguen pueden dar una idea para una primera estimación de las velocidades en tuberías.

FLUIDO	TUBERIAS	VELOCIDAD
PETROLEO	- En tuberías	1 hasta 2
	- En tuberías largas	0,5 hasta 1
	- En tuberías cortas	1 hasta 3
	- Antes de bombas de pistón	1 hasta 2
Agua hasta 5m/seg. promedio	- Antes de bombas centrífugas	1,5 hasta 3
	- Para turbinas	2 hasta 7
	- A baja presión	5 hasta 30
Gases	- A media presión	5 hasta 20
	- A alta presión	3 hasta 6
Aire comprimido	- En tuberías	2 hasta 4
	- 1 hasta 10 atm.	15 hasta 20
	- 10 hasta 40 atm.	20 hasta 40
	- 10 hasta 125 atms.	30 hasta 60

Sin embargo, la velocidad más favorable ha de determinarse en cada caso individual, a base de un cálculo económico donde frecuentemente las características de la instalación total son de frecuencia decisiva.

PLANCHAS NEGRAS GRADO COMERCIAL

LAMINADAS EN CALIENTE

TIPO	DIMENSIONES	KILOS POR PLANCHA
0PLANCHAS DELGADAS		
1/40" (24 BG)	4' x 8'	14,80
1/32" (22 BG)	4' x 8'	18,60
1/16" (16 BG)	3' x 6'	20,90
	4' x 8'	37,10
(14 BG)	4' x 8'	46,80
3/32"	4' x 8'	56,60
PLANCHAS MEDIANAS		
1/8"	4' x 8'	75,40
	5' x 10'	116,80
5/32"	4' x 8'	94,25
	5' x 10'	147,30
PLANCHAS GRUESAS		
3/16"	4' x 8'	113,10
	5' x 10'	176,80
	5' x 12'	212,16
	5' x 20'	353,60
	6' x 16'	339,45
1/4"	4' x 8'	150,80
	5' x 10'	235,60
	5' x 12'	282,80
	5' x 20'	471,20
	6' x 12'	339,30
	6' x 16'	452,40
6' x 20'	564,44	
5/16"	4' x 8'	188,50
	5' x 10'	294,60
	5' x 12'	589,20
3/8"	4' x 8'	226,20
	5' x 10'	353,50
	5' x 12'	707,00
1/2"	4' x 8'	301,60
	5' x 10'	471,30
	5' x 20'	942,60

PLANCHAS NEGRAS GRADO COMERCIAL

LAMINADAS EN CALIENTE

TIPO	DIMENSIONES	KILOS POR PLANCHA
PLANCHAS GRUESAS	4' x 8'	377,00
	5' x 10'	589,10
	5' x 20'	1.178,20
	4' x 8'	452,20
	5' x 10'	707,00
	5' x 20'	1,414,00
	4' x 8'	527,80
	5' x 10'	824,70
	5' x 20'	1.649,40
	4' x 8'	603,20
	5' x 10'	942,50
	5' x 20'	1.885,00
	4' x 8'	678,60
	5' x 10'	1.059,30
	4' x 8'	745,00
	5' x 10'	1.178,00
	5' x 10'	1.413,70
	5' x 10'	1.885,00

PLANCHAS DE ACERO INOXIDABLE

TIPOS:

AISI 302
SAE 30915
17,0% Cromo
7,0% Niquel
0,08-0,15% Carbón

AISI 304
SAE 30905
18,0% Cromo
8,0% Niquel
0,08% max. carbón

ESPEJOR PULGADAS	CALIBRE USSG	ESPEJOR mm.	ANCHO x LARGO	ACABADO	KILOS x PLANCHA
1/64"	28	0,40	3' x 8'	2B	7,00
1/40"	24	0,64	3' x 8'	2B	11,40
			3' x 8'	4 un lado	11,40
1/32"	22	0,794	3' x 8'	2B	14,30
1/27"	20	0,95	3' x 8'	2B	17,10
			3' x 8'	100 GRIT	17,10
1/20"	18	1,27	4' x 8'	2B	30,50
1/16"	16	1,59	4' x 8'	2B	38,20
3/32"	13	2,40	4' x 8'	2B	57,30
1/8"	11	3,17	4' x 8'	2B	76,20

ACABADO:

2B = Es un acabado semi brillante, algo lustroso y reflectante. Es muy adecuado para trabajos de estampado y/o modelado en frío - incluyendo aquellos que requieren pulido y también se puede usar en muchos casos donde no se necesita ningún acabado final.

4 - Es un acabado pulido, brillante y reflectante - es muy apropiado para todas las aplicaciones donde se requiere facilidad de limpieza, buena apariencia y alto grado de resistencia a la corrosión. Este acabado no se usa mucho para modelado en frío.

100 GRIT = Es un acabado centellante - esmerilado - de mucha aceptación entre los fabricantes americanos.

DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)

TAMAÑO NOMINAL DEL TUBO IPS Pulg.	DE Pulg.	CEDULA N°	DI Pulg.	AREA DE FLUJO POR TUBO Pulg.	SUPERFICIE POR PIE LINEAL Pies ² /Pie		PESO POR PIE LINEAL Lb. De ACERO
					EXTERIOR	INTERIOR	
1/8	0,405	40*	0,269	0,058	0,106	0,070	0,25
		80+	0,215	0,036		0,056	0,32
1/4	0,540	40*	0,364	0,104	0,141	0,095	0,43
		80+	0,302	0,072		0,079	0,54
3/8	0,675	40*	0,493	0,192	0,177	0,129	0,57
		80+	0,423	0,141		0,111	0,74
1/2	0,840	40*	0,622	0,304	0,220	0,163	0,85
		80+	0,546	0,235		0,143	1,09
3/4	1,05	40*	0,824	0,534	0,275	0,216	1,13
		80+	0,742	0,432		0,194	1,48
1	1,32	40*	1,049	0,864	0,344	0,274	1,68
		80+	0,957	0,718		0,250	2,17
1 ¼	1,66	40*	1,380	1,50	0,435	0,362	2,28
		80+	1,278	1,28		0,335	3,00
1 ½	1,90	40*	1,610	2,04	0,498	0,422	2,72
		80+	1,500	1,76		0,393	3,64
2	2,38	40*	2,067	3,35	0,622	0,542	3,66
		80+	1,939	2,95		0,508	5,03
2 ½	2,88	40*	2,469	4,79	0,753	0,647	5,80
		80+	2,323	4,23		0,609	7,67
3	3,50	40*	3,068	7,38	0,917	0,804	7,58
		80+	2,900	6,61		0,760	10,3
4	4,50	40*	4,026	12,7	1,178	1,055	10,8
		80+	3,826	11,5		1,002	15,0
6	6,625	40*	6,065	28,9	1,734	1,590	19,0
		80+	5,761	26,1		1,510	28,6
8	8,625	40*	7,981	50,0	2,258	2,090	28,6
		80+	7,625	45,7		2,000	43,4

* Comúnmente conocido como estándar.

+ Comúnmente conocido como extragrueso.

TABLA DE PROPIEDADES DE LOS GASES

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
320.0	1.10320	1.75770	0.70300	2.77850	1.00730	19.39100	99.41000
320.5	1.10158	1.76264	0.70290	2.78224	1.00733	19.41373	98.80025
321.0	1.09995	1.76758	0.70280	2.78599	1.00736	19.43645	98.19050
321.5	1.09833	1.77252	0.70270	2.78973	1.00739	19.45918	97.58075
322.0	1.09670	1.77746	0.70260	2.79347	1.00742	19.48190	96.97100
322.5	1.09508	1.78240	0.70250	2.79721	1.00745	19.50463	96.36125
323.0	1.09345	1.78734	0.70240	2.80096	1.00748	19.52735	95.75150
323.5	1.09183	1.79228	0.70230	2.80470	1.00751	19.55008	95.14175
324.0	1.09020	1.79722	0.70220	2.80844	1.00754	19.57280	94.53200
324.5	1.08858	1.80216	0.70210	2.81218	1.00757	19.59553	93.92225
325.0	1.08695	1.80710	0.70200	2.81593	1.00760	19.61825	93.31250
325.5	1.08533	1.81204	0.70190	2.81967	1.00763	19.64098	92.70275
326.0	1.08370	1.81698	0.70180	2.82341	1.00766	19.66370	92.09300
326.5	1.08208	1.82192	0.70170	2.82715	1.00769	19.68643	91.48325
327.0	1.08045	1.82686	0.70160	2.83090	1.00772	19.70915	90.87350
327.5	1.07883	1.83180	0.70150	2.83464	1.00775	19.73188	90.26375
328.0	1.07720	1.83674	0.70140	2.83838	1.00778	19.75460	89.65400
328.5	1.07558	1.84168	0.70130	2.84212	1.00781	19.77733	89.04425
329.0	1.07395	1.84662	0.70120	2.84587	1.00784	19.80005	88.43450
329.5	1.07233	1.85156	0.70110	2.84961	1.00787	19.82278	87.82475
330.0	1.07070	1.85650	0.70100	2.85335	1.00790	19.84550	87.21500
330.5	1.06908	1.86144	0.70090	2.85709	1.00793	19.86823	86.60525
331.0	1.06745	1.86638	0.70080	2.86084	1.00796	19.89095	85.99550
331.5	1.06583	1.87132	0.70070	2.86458	1.00799	19.91368	85.38575
332.0	1.06420	1.87626	0.70060	2.86832	1.00802	19.93640	84.77600
332.5	1.06258	1.88120	0.70050	2.87206	1.00805	19.95913	84.16625
333.0	1.06095	1.88614	0.70040	2.87581	1.00808	19.98185	83.55650
333.5	1.05933	1.89108	0.70030	2.87955	1.00811	20.00458	82.94675
334.0	1.05770	1.89602	0.70020	2.88329	1.00814	20.02730	82.33700
334.5	1.05608	1.90096	0.70010	2.88703	1.00817	20.05003	81.72725
335.0	1.05445	1.90590	0.70000	2.89078	1.00820	20.07275	81.11750
335.5	1.05283	1.91084	0.69990	2.89452	1.00823	20.09548	80.50775
336.0	1.05120	1.91578	0.69980	2.89826	1.00826	20.11820	79.89800
336.5	1.04958	1.92072	0.69970	2.90200	1.00829	20.14093	79.28825
337.0	1.04795	1.92566	0.69960	2.90575	1.00832	20.16365	78.67850
337.5	1.04633	1.93060	0.69950	2.90949	1.00835	20.18638	78.06875
338.0	1.04470	1.93554	0.69940	2.91323	1.00838	20.20910	77.45900
338.5	1.04308	1.94048	0.69930	2.91697	1.00841	20.23183	76.84925
339.0	1.04145	1.94542	0.69920	2.92072	1.00844	20.25455	76.23950
339.5	1.03983	1.95036	0.69910	2.92446	1.00847	20.27728	75.62975
340.0	1.03820	1.95530	0.69900	2.92820	1.00850	20.30000	75.02000
340.5	1.03676	1.96041	0.69890	2.93194	1.00854	20.32188	74.41050
341.0	1.03532	1.96552	0.69880	2.93569	1.00858	20.34375	74.18300
341.5	1.03387	1.97062	0.69870	2.93943	1.00861	20.36563	73.76450
342.0	1.03243	1.97573	0.69860	2.94317	1.00865	20.38750	73.34600
342.5	1.03099	1.98084	0.69850	2.94691	1.00869	20.40938	72.92750
343.0	1.02955	1.98595	0.69840	2.95066	1.00873	20.43125	72.50900

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
343.5	1.02810	1.99105	0.69830	2.95440	1.00876	20.45313	72.09050
344.0	1.02666	1.99616	0.69820	2.95814	1.00880	20.47500	71.67200
344.5	1.02522	2.00127	0.69810	2.96188	1.00884	20.49688	71.25350
345.0	1.02378	2.00638	0.69800	2.96563	1.00888	20.51875	70.83500
345.5	1.02233	2.01148	0.69790	2.96937	1.00891	20.54063	70.41650
346.0	1.02089	2.01659	0.69780	2.97311	1.00895	20.56250	69.99800
346.5	1.01945	2.02170	0.69770	2.97685	1.00899	20.58438	69.57950
347.0	1.01801	2.02681	0.69760	2.98060	1.00903	20.60625	69.16100
347.5	1.01656	2.03191	0.69750	2.98434	1.00906	20.62813	68.74250
348.0	1.01512	2.03702	0.69740	2.98808	1.00910	20.65000	68.32400
348.5	1.01368	2.04213	0.69730	2.99182	1.00914	20.67188	67.90550
349.0	1.01224	2.04724	0.69720	2.99557	1.00918	20.69375	67.48700
349.5	1.01079	2.05234	0.69710	2.99931	1.00921	20.71563	67.06850
350.0	1.00935	2.05745	0.69700	3.00305	1.00925	20.73750	66.65000
350.5	1.00791	2.06256	0.69690	3.00679	1.00929	20.75938	66.23150
351.0	1.00647	2.06767	0.69680	3.01054	1.00933	20.78125	65.81300
351.5	1.00502	2.07277	0.69670	3.01428	1.00936	20.80313	65.39450
352.0	1.00358	2.07788	0.69660	3.01802	1.00940	20.82500	64.97600
352.5	1.00214	2.08299	0.69650	3.02176	1.00944	20.84688	64.55750
353.0	1.00070	2.08810	0.69640	3.02551	1.00948	20.86875	64.13900
353.5	0.99925	2.09320	0.69630	3.02925	1.00951	20.89063	63.72050
354.0	0.99781	2.09831	0.69620	3.03299	1.00955	20.91250	63.30200
354.5	0.99637	2.10342	0.69610	3.03673	1.00959	20.93438	62.88350
355.0	0.99493	2.10853	0.69600	3.04048	1.00963	20.95625	62.46500
355.5	0.99348	2.11363	0.69590	3.04422	1.00966	20.97813	62.04650
356.0	0.99204	2.11874	0.69580	3.04796	1.00970	21.00000	61.62800
356.5	0.99060	2.12385	0.69570	3.05170	1.00974	21.02188	61.20950
357.0	0.98916	2.12896	0.69560	3.05545	1.00978	21.04375	60.79100
357.5	0.98771	2.13406	0.69550	3.05919	1.00981	21.06563	60.37250
358.0	0.98627	2.13917	0.69540	3.06293	1.00985	21.08750	59.95400
358.5	0.98483	2.14428	0.69530	3.06667	1.00989	21.10938	59.53550
359.0	0.98339	2.14939	0.69520	3.07042	1.00993	21.13125	59.11700
359.5	0.98194	2.15449	0.69510	3.07416	1.00996	21.15313	58.69850
360.0	0.98050	2.15960	0.69500	3.07790	1.01000	21.17500	58.28000
360.5	0.97927	2.16499	0.69493	3.08149	1.01005	21.19603	58.00850
361.0	0.97804	2.17038	0.69485	3.08508	1.01011	21.21705	57.73700
361.5	0.97681	2.17577	0.69478	3.08867	1.01016	21.23808	57.46550
362.0	0.97559	2.18117	0.69470	3.09226	1.01021	21.25910	57.19400
362.5	0.97436	2.18656	0.69463	3.09585	1.01026	21.28013	56.92250
363.0	0.97313	2.19195	0.69455	3.09944	1.01032	21.30115	56.65100
363.5	0.97190	2.19734	0.69448	3.10303	1.01037	21.32218	56.37950
364.0	0.97067	2.20273	0.69440	3.10662	1.01042	21.34320	56.10800
364.5	0.96944	2.20812	0.69433	3.11021	1.01047	21.36423	55.83650
365.0	0.96821	2.21351	0.69425	3.11380	1.01053	21.38525	55.56500
365.5	0.96698	2.21890	0.69418	3.11739	1.01058	21.40628	55.29350
366.0	0.96576	2.22430	0.69410	3.12098	1.01063	21.42730	55.02200
366.5	0.96453	2.22969	0.69403	3.12457	1.01068	21.44833	54.75050
367.0	0.96330	2.23508	0.69395	3.12816	1.01074	21.46935	54.47900
367.5	0.96207	2.24047	0.69388	3.13175	1.01079	21.49038	54.20750

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m ² °K)	Cp (KJ/Kg ² °K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
368.0	0.96084	2.24586	0.69380	3.13534	1.01084	21.51140	53.93600
368.5	0.95961	2.25125	0.69373	3.13893	1.01089	21.53243	53.66450
369.0	0.95838	2.25664	0.69365	3.14252	1.01095	21.55345	53.39300
369.5	0.95715	2.26203	0.69358	3.14611	1.01100	21.57448	53.12150
370.0	0.95593	2.26743	0.69350	3.14970	1.01105	21.59550	52.85000
370.5	0.95470	2.27282	0.69343	3.15329	1.01110	21.61653	52.57850
371.0	0.95347	2.27821	0.69335	3.15688	1.01116	21.63755	52.30700
371.5	0.95224	2.28360	0.69328	3.16047	1.01121	21.65858	52.03550
372.0	0.95101	2.28899	0.69320	3.16406	1.01126	21.67960	51.76400
372.5	0.94978	2.29438	0.69313	3.16765	1.01131	21.70063	51.49250
373.0	0.94855	2.29977	0.69305	3.17124	1.01137	21.72165	51.22100
373.5	0.94732	2.30516	0.69298	3.17483	1.01142	21.74268	50.94950
374.0	0.94610	2.31056	0.69290	3.17842	1.01147	21.76370	50.67800
374.5	0.94487	2.31595	0.69283	3.18201	1.01152	21.78473	50.40650
375.0	0.94364	2.32134	0.69275	3.18560	1.01158	21.80575	50.13500
375.5	0.94241	2.32673	0.69268	3.18919	1.01163	21.82678	49.86350
376.0	0.94118	2.33212	0.69260	3.19278	1.01168	21.84780	49.59200
376.5	0.93995	2.33751	0.69253	3.19637	1.01173	21.86883	49.32050
377.0	0.93872	2.34290	0.69245	3.19996	1.01179	21.88985	49.04900
377.5	0.93749	2.34829	0.69238	3.20355	1.01184	21.91088	48.77750
378.0	0.93627	2.35369	0.69230	3.20714	1.01189	21.93190	48.50600
378.5	0.93504	2.35908	0.69223	3.21073	1.01194	21.95293	48.23450
379.0	0.93381	2.36447	0.69215	3.21432	1.01200	21.97395	47.96300
379.5	0.93258	2.36986	0.69208	3.21791	1.01205	21.99498	47.69150
380.0	0.93135	2.37525	0.69200	3.22150	1.01210	22.01600	47.42000
380.5	0.93012	2.38064	0.69193	3.22509	1.01215	22.03703	47.14850
381.0	0.92889	2.38603	0.69185	3.22868	1.01221	22.05805	46.87700
381.5	0.92766	2.39142	0.69178	3.23227	1.01226	22.07908	46.60550
382.0	0.92644	2.39682	0.69170	3.23586	1.01231	22.10010	46.33400
382.5	0.92521	2.40221	0.69163	3.23945	1.01236	22.12113	46.06250
383.0	0.92398	2.40760	0.69155	3.24304	1.01242	22.14215	45.79100
383.5	0.92275	2.41299	0.69148	3.24663	1.01247	22.16318	45.51950
384.0	0.92152	2.41838	0.69140	3.25022	1.01252	22.18420	45.24800
384.5	0.92029	2.42377	0.69133	3.25381	1.01257	22.20523	44.97650
385.0	0.91906	2.42916	0.69125	3.25740	1.01263	22.22625	44.70500
385.5	0.91783	2.43455	0.69118	3.26099	1.01268	22.24728	44.43350
386.0	0.91661	2.43995	0.69110	3.26458	1.01273	22.26830	44.16200
386.5	0.91538	2.44534	0.69103	3.26817	1.01278	22.28933	43.89050
387.0	0.91415	2.45073	0.69095	3.27176	1.01284	22.31035	43.61900
387.5	0.91292	2.45612	0.69088	3.27535	1.01289	22.33138	43.34750
388.0	0.91169	2.46151	0.69080	3.27894	1.01294	22.35240	43.07600
388.5	0.91046	2.46690	0.69073	3.28253	1.01299	22.37343	42.80450
389.0	0.90923	2.47229	0.69065	3.28612	1.01305	22.39445	42.53300
389.5	0.90800	2.47768	0.69058	3.28971	1.01310	22.41548	42.26150
390.0	0.90678	2.48308	0.69050	3.29330	1.01315	22.43650	41.99000
390.5	0.90555	2.48847	0.69043	3.29689	1.01320	22.45753	41.71850
391.0	0.90432	2.49386	0.69035	3.30048	1.01326	22.47855	41.44700

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
391.5	0.90309	2.49925	0.69028	3.30407	1.01331	22.49958	41.17550
392.0	0.90186	2.50464	0.69020	3.30766	1.01336	22.52060	40.90400
392.5	0.90063	2.51003	0.69013	3.31125	1.01341	22.54163	40.63250
393.0	0.89940	2.51542	0.69005	3.31484	1.01347	22.56265	40.36100
393.5	0.89817	2.52081	0.68998	3.31843	1.01352	22.58368	40.08950
394.0	0.89695	2.52621	0.68990	3.32202	1.01357	22.60470	39.81800
394.5	0.89572	2.53160	0.68983	3.32561	1.01362	22.62573	39.54650
395.0	0.89449	2.53699	0.68975	3.32920	1.01368	22.64675	39.27500
395.5	0.89326	2.54238	0.68968	3.33279	1.01373	22.66778	39.00350
396.0	0.89203	2.54777	0.68960	3.33638	1.01378	22.68880	38.73200
396.5	0.89080	2.55316	0.68953	3.33997	1.01383	22.70983	38.46050
397.0	0.88957	2.55855	0.68945	3.34356	1.01389	22.73085	38.18900
397.5	0.88834	2.56394	0.68938	3.34715	1.01394	22.75188	37.91750
398.0	0.88712	2.56934	0.68930	3.35074	1.01399	22.77290	37.64600
398.5	0.88589	2.57473	0.68923	3.35433	1.01404	22.79393	37.37450
399.0	0.88466	2.58012	0.68915	3.35792	1.01410	22.81495	37.10300
399.5	0.88343	2.58551	0.68908	3.36151	1.01415	22.83598	36.83150
400.0	0.88220	2.59090	0.68900	3.36510	1.01420	22.85700	36.56000
400.5	0.88120	2.59662	0.68894	3.36857	1.01427	22.87695	36.40225
401.0	0.88020	2.60234	0.68888	3.37204	1.01434	22.89690	36.24450
401.5	0.87920	2.60806	0.68881	3.37551	1.01441	22.91685	36.08675
402.0	0.87820	2.61379	0.68875	3.37898	1.01448	22.93680	35.92900
402.5	0.87719	2.61951	0.68869	3.38245	1.01454	22.95675	35.77125
403.0	0.87619	2.62523	0.68863	3.38592	1.01461	22.97670	35.61350
403.5	0.87519	2.63095	0.68856	3.38939	1.01468	22.99665	35.45575
404.0	0.87419	2.63667	0.68850	3.39286	1.01475	23.01660	35.29800
404.5	0.87319	2.64239	0.68844	3.39633	1.01482	23.03655	35.14025
405.0	0.87219	2.64811	0.68838	3.39980	1.01489	23.05650	34.98250
405.5	0.87119	2.65383	0.68831	3.40327	1.01496	23.07645	34.82475
406.0	0.87019	2.65956	0.68825	3.40674	1.01503	23.09640	34.66700
406.5	0.86918	2.66528	0.68819	3.41021	1.01509	23.11635	34.50925
407.0	0.86818	2.67100	0.68813	3.41368	1.01516	23.13630	34.35150
407.5	0.86718	2.67672	0.68806	3.41715	1.01523	23.15625	34.19375
408.0	0.86618	2.68244	0.68800	3.42062	1.01530	23.17620	34.03600
408.5	0.86518	2.68816	0.68794	3.42409	1.01537	23.19615	33.87825
409.0	0.86418	2.69388	0.68788	3.42756	1.01544	23.21610	33.72050
409.5	0.86318	2.69960	0.68781	3.43103	1.01551	23.23605	33.56275
410.0	0.86218	2.70533	0.68775	3.43450	1.01558	23.25600	33.40500
410.5	0.86117	2.71105	0.68769	3.43797	1.01564	23.27595	33.24725
411.0	0.86017	2.71677	0.68763	3.44144	1.01571	23.29590	33.08950
411.5	0.85917	2.72249	0.68756	3.44491	1.01578	23.31585	32.93175
412.0	0.85817	2.72821	0.68750	3.44838	1.01585	23.33580	32.77400
412.5	0.85717	2.73393	0.68744	3.45185	1.01592	23.35575	32.61625
413.0	0.85617	2.73965	0.68738	3.45532	1.01599	23.37570	32.45850
413.5	0.85517	2.74537	0.68731	3.45879	1.01606	23.39565	32.30075
414.0	0.85417	2.75110	0.68725	3.46226	1.01613	23.41560	32.14300
414.5	0.85316	2.75682	0.68719	3.46573	1.01619	23.43555	31.98525

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
415.0	0.85216	2.76254	0.68713	3.46920	1.01626	23.45550	31.82750
415.5	0.85116	2.76826	0.68706	3.47267	1.01633	23.47545	31.66975
416.0	0.85016	2.77398	0.68700	3.47614	1.01640	23.49540	31.51200
416.5	0.84916	2.77970	0.68694	3.47961	1.01647	23.51535	31.35425
417.0	0.84816	2.78542	0.68688	3.48308	1.01654	23.53530	31.19650
417.5	0.84716	2.79114	0.68681	3.48655	1.01661	23.55525	31.03875
418.0	0.84616	2.79687	0.68675	3.49002	1.01668	23.57520	30.88100
418.5	0.84515	2.80259	0.68669	3.49349	1.01674	23.59515	30.72325
419.0	0.84415	2.80831	0.68663	3.49696	1.01681	23.61510	30.56550
419.5	0.84315	2.81403	0.68656	3.50043	1.01688	23.63505	30.40775
420.0	0.84215	2.81975	0.68650	3.50390	1.01695	23.65500	30.25000
420.5	0.84115	2.82547	0.68644	3.50737	1.01702	23.67495	30.09225
421.0	0.84015	2.83119	0.68638	3.51084	1.01709	23.69490	29.93450
421.5	0.83915	2.83691	0.68631	3.51431	1.01716	23.71485	29.77675
422.0	0.83815	2.84264	0.68625	3.51778	1.01723	23.73480	29.61900
422.5	0.83714	2.84836	0.68619	3.52125	1.01729	23.75475	29.46125
423.0	0.83614	2.85408	0.68613	3.52472	1.01736	23.77470	29.30350
423.5	0.83514	2.85980	0.68606	3.52819	1.01743	23.79465	29.14575
424.0	0.83414	2.86552	0.68600	3.53166	1.01750	23.81460	28.98800
424.5	0.83314	2.87124	0.68594	3.53513	1.01757	23.83455	28.83025
425.0	0.83214	2.87696	0.68588	3.53860	1.01764	23.85450	28.67250
425.5	0.83114	2.88268	0.68581	3.54207	1.01771	23.87445	28.51475
426.0	0.83014	2.88841	0.68575	3.54554	1.01778	23.89440	28.35700
426.5	0.82913	2.89413	0.68569	3.54901	1.01784	23.91435	28.19925
427.0	0.82813	2.89985	0.68563	3.55248	1.01791	23.93430	28.04150
427.5	0.82713	2.90557	0.68556	3.55595	1.01798	23.95425	27.88375
428.0	0.82613	2.91129	0.68550	3.55942	1.01805	23.97420	27.72600
428.5	0.82513	2.91701	0.68544	3.56289	1.01812	23.99415	27.56825
429.0	0.82413	2.92273	0.68538	3.56636	1.01819	24.01410	27.41050
429.5	0.82313	2.92845	0.68531	3.56983	1.01826	24.03405	27.25275
430.0	0.82213	2.93418	0.68525	3.57330	1.01833	24.05400	27.09500
430.5	0.82112	2.93990	0.68519	3.57677	1.01839	24.07395	26.93725
431.0	0.82012	2.94562	0.68513	3.58024	1.01846	24.09390	26.77950
431.5	0.81912	2.95134	0.68506	3.58371	1.01853	24.11385	26.62175
432.0	0.81812	2.95706	0.68500	3.58718	1.01860	24.13380	26.46400
432.5	0.81712	2.96278	0.68494	3.59065	1.01867	24.15375	26.30625
433.0	0.81612	2.96850	0.68488	3.59412	1.01874	24.17370	26.14850
433.5	0.81512	2.97422	0.68481	3.59759	1.01881	24.19365	25.99075
434.0	0.81412	2.97995	0.68475	3.60106	1.01888	24.21360	25.83300
434.5	0.81311	2.98567	0.68469	3.60453	1.01894	24.23355	25.67525
435.0	0.81211	2.99139	0.68463	3.60800	1.01901	24.25350	25.51750
435.5	0.81111	2.99711	0.68456	3.61147	1.01908	24.27345	25.35975
436.0	0.81011	3.00283	0.68450	3.61494	1.01915	24.29340	25.20200
436.5	0.80911	3.00855	0.68444	3.61841	1.01922	24.31335	25.04425
437.0	0.80811	3.01427	0.68438	3.62188	1.01929	24.33330	24.88650
437.5	0.80711	3.01999	0.68431	3.62535	1.01936	24.35325	24.72875
438.0	0.80611	3.02572	0.68425	3.62882	1.01943	24.37320	24.57100
438.5	0.80510	3.03144	0.68419	3.63229	1.01949	24.39315	24.41325

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
439.0	0.80410	3.03716	0.68413	3.63576	1.01956	24.41310	24.25550
439.5	0.80310	3.04288	0.68406	3.63923	1.01963	24.43305	24.09775
440.0	0.80210	3.04860	0.68400	3.64270	1.01970	24.45300	23.94000
440.5	0.80126	3.05464	0.68396	3.64605	1.01978	24.47188	23.84413
441.0	0.80043	3.06068	0.68393	3.64940	1.01987	24.49075	23.74825
441.5	0.79959	3.06672	0.68389	3.65275	1.01995	24.50963	23.65238
442.0	0.79875	3.07277	0.68385	3.65610	1.02003	24.52850	23.55650
442.5	0.79791	3.07881	0.68381	3.65945	1.02011	24.54738	23.46063
443.0	0.79708	3.08485	0.68378	3.66280	1.02020	24.56625	23.36475
443.5	0.79624	3.09089	0.68374	3.66615	1.02028	24.58513	23.26888
444.0	0.79540	3.09693	0.68370	3.66950	1.02036	24.60400	23.17300
444.5	0.79456	3.10297	0.68366	3.67285	1.02044	24.62288	23.07713
445.0	0.79373	3.10901	0.68363	3.67620	1.02053	24.64175	22.98125
445.5	0.79289	3.11505	0.68359	3.67955	1.02061	24.66063	22.88538
446.0	0.79205	3.12110	0.68355	3.68290	1.02069	24.67950	22.78950
446.5	0.79121	3.12714	0.68351	3.68625	1.02077	24.69838	22.69363
447.0	0.79038	3.13318	0.68348	3.68960	1.02086	24.71725	22.59775
447.5	0.78954	3.13922	0.68344	3.69295	1.02094	24.73613	22.50188
448.0	0.78870	3.14526	0.68340	3.69630	1.02102	24.75500	22.40600
448.5	0.78786	3.15130	0.68336	3.69965	1.02110	24.77388	22.31013
449.0	0.78703	3.15734	0.68333	3.70300	1.02119	24.79275	22.21425
449.5	0.78619	3.16338	0.68329	3.70635	1.02127	24.81163	22.11838
450.0	0.78535	3.16943	0.68325	3.70970	1.02135	24.83050	22.02250
450.5	0.78451	3.17547	0.68321	3.71305	1.02143	24.84938	21.92663
451.0	0.78368	3.18151	0.68318	3.71640	1.02152	24.86825	21.83075
451.5	0.78284	3.18755	0.68314	3.71975	1.02160	24.88713	21.73488
452.0	0.78200	3.19359	0.68310	3.72310	1.02168	24.90600	21.63900
452.5	0.78116	3.19963	0.68306	3.72645	1.02176	24.92488	21.54313
453.0	0.78033	3.20567	0.68303	3.72980	1.02185	24.94375	21.44725
453.5	0.77949	3.21171	0.68299	3.73315	1.02193	24.96263	21.35138
454.0	0.77865	3.21776	0.68295	3.73650	1.02201	24.98150	21.25550
454.5	0.77781	3.22380	0.68291	3.73985	1.02209	25.00038	21.15963
455.0	0.77698	3.22984	0.68288	3.74320	1.02218	25.01925	21.06375
455.5	0.77614	3.23588	0.68284	3.74655	1.02226	25.03813	20.96788
456.0	0.77530	3.24192	0.68280	3.74990	1.02234	25.05700	20.87200
456.5	0.77446	3.24796	0.68276	3.75325	1.02242	25.07588	20.77613
457.0	0.77363	3.25400	0.68273	3.75660	1.02251	25.09475	20.68025
457.5	0.77279	3.26004	0.68269	3.75995	1.02259	25.11363	20.58438
458.0	0.77195	3.26609	0.68265	3.76330	1.02267	25.13250	20.48850
458.5	0.77111	3.27213	0.68261	3.76665	1.02275	25.15138	20.39263
459.0	0.77028	3.27817	0.68258	3.77000	1.02284	25.17025	20.29675
459.5	0.76944	3.28421	0.68254	3.77335	1.02292	25.18913	20.20088
460.0	0.76860	3.29025	0.68250	3.77670	1.02300	25.20800	20.10500
460.5	0.76776	3.29629	0.68246	3.78005	1.02308	25.22688	20.00913
461.0	0.76693	3.30233	0.68243	3.78340	1.02317	25.24575	19.91325
461.5	0.76609	3.30837	0.68239	3.78675	1.02325	25.26463	19.81738
462.0	0.76525	3.31442	0.68235	3.79010	1.02333	25.28350	19.72150

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-6}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
462.5	0.76441	3.32046	0.68231	3.79345	1.02341	25.30238	19.62563
463.0	0.76358	3.32650	0.68228	3.79680	1.02350	25.32125	19.52975
463.5	0.76274	3.33254	0.68224	3.80015	1.02358	25.34013	19.43388
464.0	0.76190	3.33858	0.68220	3.80350	1.02366	25.35900	19.33800
464.5	0.76106	3.34462	0.68216	3.80685	1.02374	25.37788	19.24213
465.0	0.76023	3.35066	0.68213	3.81020	1.02383	25.39675	19.14625
465.5	0.75939	3.35670	0.68209	3.81355	1.02391	25.41563	19.05038
466.0	0.75855	3.36275	0.68205	3.81690	1.02399	25.43450	18.95450
466.5	0.75771	3.36879	0.68201	3.82025	1.02407	25.45338	18.85863
467.0	0.75688	3.37483	0.68198	3.82360	1.02416	25.47225	18.76275
467.5	0.75604	3.38087	0.68194	3.82695	1.02424	25.49113	18.66688
468.0	0.75520	3.38691	0.68190	3.83030	1.02432	25.51000	18.57100
468.5	0.75436	3.39295	0.68186	3.83365	1.02440	25.52888	18.47513
469.0	0.75353	3.39899	0.68183	3.83700	1.02449	25.54775	18.37925
469.5	0.75269	3.40503	0.68179	3.84035	1.02457	25.56663	18.28338
470.0	0.75185	3.41108	0.68175	3.84370	1.02465	25.58550	18.18750
470.5	0.75101	3.41712	0.68171	3.84705	1.02473	25.60438	18.09163
471.0	0.75018	3.42316	0.68168	3.85040	1.02482	25.62325	17.99575
471.5	0.74934	3.42920	0.68164	3.85375	1.02490	25.64213	17.89988
472.0	0.74850	3.43524	0.68160	3.85710	1.02498	25.66100	17.80400
472.5	0.74766	3.44128	0.68156	3.86045	1.02506	25.67988	17.70813
473.0	0.74683	3.44732	0.68153	3.86380	1.02515	25.69875	17.61225
473.5	0.74599	3.45336	0.68149	3.86715	1.02523	25.71763	17.51638
474.0	0.74515	3.45941	0.68145	3.87050	1.02531	25.73650	17.42050
474.5	0.74431	3.46545	0.68141	3.87385	1.02539	25.75538	17.32463
475.0	0.74348	3.47149	0.68138	3.87720	1.02548	25.77425	17.22875
475.5	0.74264	3.47753	0.68134	3.88055	1.02556	25.79313	17.13288
476.0	0.74180	3.48357	0.68130	3.88390	1.02564	25.81200	17.03700
476.5	0.74096	3.48961	0.68126	3.88725	1.02572	25.83088	16.94113
477.0	0.74013	3.49565	0.68123	3.89060	1.02581	25.84975	16.84525
477.5	0.73929	3.50169	0.68119	3.89395	1.02589	25.86863	16.74938
478.0	0.73845	3.50774	0.68115	3.89730	1.02597	25.88750	16.65350
478.5	0.73761	3.51378	0.68111	3.90065	1.02605	25.90638	16.55763
479.0	0.73678	3.51982	0.68108	3.90400	1.02614	25.92525	16.46175
479.5	0.73594	3.52586	0.68104	3.90735	1.02622	25.94413	16.36588
480.0	0.73510	3.53190	0.68100	3.91070	1.02630	25.96300	16.27000
480.5	0.73439	3.53826	0.68099	3.91393	1.02640	25.98124	16.21113
481.0	0.73369	3.54463	0.68098	3.91716	1.02649	25.99948	16.15225
481.5	0.73298	3.55099	0.68096	3.92039	1.02659	26.01771	16.09338
482.0	0.73228	3.55736	0.68095	3.92362	1.02668	26.03595	16.03450
482.5	0.73157	3.56372	0.68094	3.92684	1.02678	26.05419	15.97563
483.0	0.73086	3.57008	0.68093	3.93007	1.02687	26.07243	15.91675
483.5	0.73016	3.57645	0.68091	3.93330	1.02697	26.09066	15.85788
484.0	0.72945	3.58281	0.68090	3.93653	1.02706	26.10890	15.79900
484.5	0.72874	3.58917	0.68089	3.93976	1.02716	26.12714	15.74013
485.0	0.72804	3.59554	0.68088	3.94299	1.02725	26.14538	15.68125
485.5	0.72733	3.60190	0.68086	3.94622	1.02735	26.16361	15.62238
486.0	0.72663	3.60827	0.68085	3.94945	1.02744	26.18185	15.56350

T (°K)	δ (Kg/m ³)	$\gamma \times 10^4$ (m ² /s)	Pr	$K \times 10^{-2}$ (W/m.°K)	Cp (KJ/Kg.°K)	$\mu \times 10^{-5}$ (Pa.s)	$\delta^2 \text{Bg}/\mu^2 \times 10^6$ (1/K.m ³)
486.5	0.72592	3.61463	0.68084	3.95267	1.02754	26.20009	15.50463
487.0	0.72521	3.62099	0.68083	3.95590	1.02763	26.21833	15.44575
487.5	0.72451	3.62736	0.68081	3.95913	1.02773	26.23656	15.38688
488.0	0.72380	3.63372	0.68080	3.96236	1.02782	26.25480	15.32800
488.5	0.72309	3.64008	0.68079	3.96559	1.02792	26.27304	15.26913
489.0	0.72239	3.64645	0.68078	3.96882	1.02801	26.29128	15.21025
489.5	0.72168	3.65281	0.68076	3.97205	1.02811	26.30951	15.15138
490.0	0.72098	3.65918	0.68075	3.97528	1.02820	26.32775	15.09250
490.5	0.72027	3.66554	0.68074	3.97850	1.02830	26.34599	15.03363
491.0	0.71956	3.67190	0.68073	3.98173	1.02839	26.36423	14.97475
491.5	0.71886	3.67827	0.68071	3.98496	1.02849	26.38246	14.91588
492.0	0.71815	3.68463	0.68070	3.98819	1.02858	26.40070	14.85700
492.5	0.71744	3.69099	0.68069	3.99142	1.02868	26.41894	14.79813
493.0	0.71674	3.69736	0.68068	3.99465	1.02877	26.43718	14.73925
493.5	0.71603	3.70372	0.68066	3.99788	1.02887	26.45541	14.68038
494.0	0.71533	3.71009	0.68065	4.00111	1.02896	26.47365	14.62150
494.5	0.71462	3.71645	0.68064	4.00433	1.02906	26.49189	14.56263
495.0	0.71391	3.72281	0.68063	4.00756	1.02915	26.51013	14.50375
495.5	0.71321	3.72918	0.68061	4.01079	1.02925	26.52836	14.44488
496.0	0.71250	3.73554	0.68060	4.01402	1.02934	26.54660	14.38600
496.5	0.71179	3.74190	0.68059	4.01725	1.02944	26.56484	14.32713
497.0	0.71109	3.74827	0.68058	4.02048	1.02953	26.58308	14.26825
497.5	0.71038	3.75463	0.68056	4.02371	1.02963	26.60131	14.20938
498.0	0.70968	3.76100	0.68055	4.02694	1.02972	26.61955	14.15050
498.5	0.70897	3.76736	0.68054	4.03016	1.02982	26.63779	14.09163
499.0	0.70826	3.77372	0.68053	4.03339	1.02991	26.65603	14.03275
499.5	0.70756	3.78009	0.68051	4.03662	1.03001	26.67426	13.97388
500.0	0.70685	3.78645	0.68050	4.03985	1.03010	26.69250	13.91500
500.5	0.70614	3.79281	0.68049	4.04308	1.03020	26.71074	13.85613
501.0	0.70544	3.79918	0.68048	4.04631	1.03029	26.72898	13.79725
501.5	0.70473	3.80554	0.68046	4.04954	1.03039	26.74721	13.73838
502.0	0.70403	3.81191	0.68045	4.05277	1.03048	26.76545	13.67950
502.5	0.70332	3.81827	0.68044	4.05599	1.03058	26.78369	13.62063
503.0	0.70261	3.82463	0.68043	4.05922	1.03067	26.80193	13.56175
503.5	0.70191	3.83100	0.68041	4.06245	1.03077	26.82016	13.50288
504.0	0.70120	3.83736	0.68040	4.06568	1.03086	26.83840	13.44400
504.5	0.70049	3.84372	0.68039	4.06891	1.03096	26.85664	13.38513
505.0	0.69979	3.85009	0.68038	4.07214	1.03105	26.87488	13.32625
505.5	0.69908	3.85645	0.68036	4.07537	1.03115	26.89311	13.26738
506.0	0.69838	3.86282	0.68035	4.07860	1.03124	26.91135	13.20850
506.5	0.69767	3.86918	0.68034	4.08182	1.03134	26.92959	13.14963
507.0	0.69696	3.87554	0.68033	4.08505	1.03143	26.94783	13.09075
507.5	0.69626	3.88191	0.68031	4.08828	1.03153	26.96606	13.03188
508.0	0.69555	3.88827	0.68030	4.09151	1.03162	26.98430	12.97300
508.5	0.69484	3.89463	0.68029	4.09474	1.03172	27.00254	12.91413
509.0	0.69414	3.90100	0.68028	4.09797	1.03181	27.02078	12.85525
509.5	0.69343	3.90736	0.68026	4.10120	1.03191	27.03901	12.79638
510.0	0.69273	3.91373	0.68025	4.10443	1.03200	27.05725	12.73750
510.5	0.69202	3.92009	0.68024	4.10765	1.03210	27.07549	12.67863