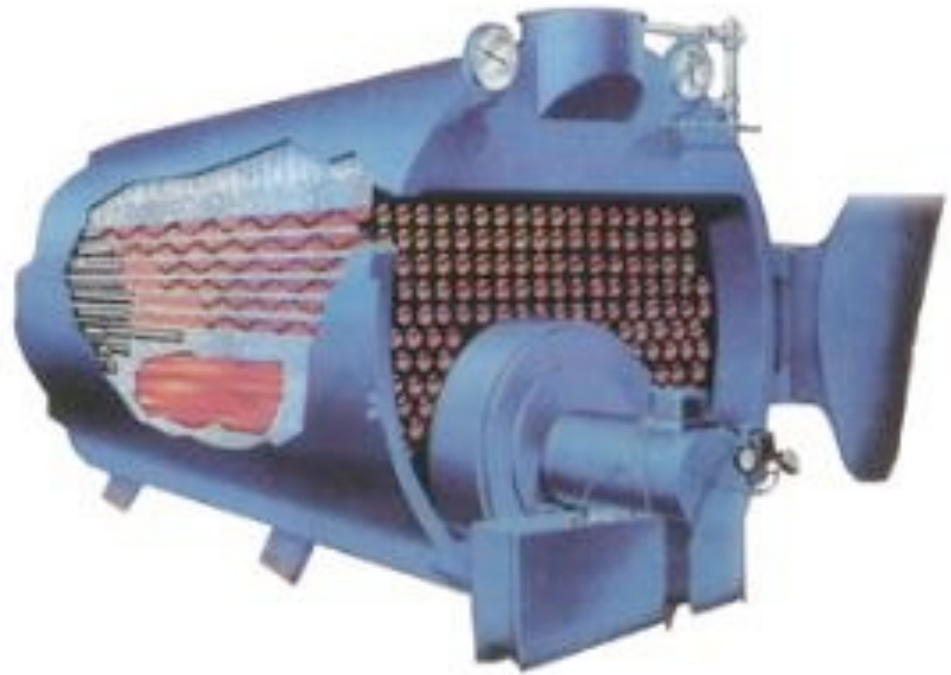


CALCULOS DE LA CAPACIDAD DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE UNA PLANTA DE HARINA DE PESCADO

Ing. Telmo Becerra
Gerente de Ventas
ATI
Soluciones de Ingeniería
Plantas y Equipos de Proceso



CALDEROS DE VAPOR



**La capacidad de producir Vapor
de un caldero se mide en caballos
de calderos = BHP
(Boiler Horse Power).**



1 BHP = La evaporación de 34.5 Lbs de agua, en 1 hora desde y hasta 212 ° F.



En otras palabras corresponde a un agua de alimentación a 100 ° C. y vapor a presión atmosférica, que equivale a 8,436 Kcal./hora.

Estas condiciones no se dan en la práctica.



El agua de alimentación ingresa a menos de 100 ° C y el vapor tiene presiones mucho más elevadas que la atmosférica. Por esta razón es preferible considerar un cifra inferior a 34.5 Lbs.



Regla de Bolsillo

**1 BHP = 33 Lbs. de vapor/hora ó
15 Kgs. de vapor por hora**

**Un caldero de 600 BHP puede
producir :**

$600 \times 15 = 9000$ Kgs /hora de vapor.



CONSUMO DE PETROLEO

Un caldero en óptimas condiciones tiene una eficiencia de 84%.

Un galón de petróleo tiene un calor de combustión de 37,800 Kcal.



La cantidad de vapor que puede producirse quemando un galón de petróleo es:

$$0.84 \times \frac{37,800}{8,436} \times 15 = 56 \text{ Kgs de Vapor}$$



Debido a que no todos los calderos están en optimas condiciones, es mejor considerar que un galón de petróleo puede producir 50 Kgs de vapor/hora.

El consumo de petróleo de un caldero de 600 BHP a plena carga es igual a:
9000 = 180 Gal/h.
50



PURGAS DE CALDERO

El agua de reposición de un caldero tiene sales disueltas que se miden en partes por millón o PPM.

1 PPM = 1 gramo/m³.



Los ablandadores de agua no eliminan estas sales. Sólo cambian sales incrustantes por sales no incrustantes, pero el conteo total de sólidos disueltos TSD en el agua, sigue siendo prácticamente el mismo.



Cuando se realiza la evaporación en el caldero, el vapor sale libre de sólidos (salvo que haya arrastre de agua).

Los sólidos disueltos permanecen el agua del caldero, y cada vez que ingresa agua de reposición para compensar el condensado no recuperado, el nivel sólidos aumenta.



Si los sólidos disueltos pasan de cierto nivel se produce espuma y arrastre de agua en el vapor.

El límite máximo aceptable es 5000 PPM, y las purgas que se hagan deben tener la frecuencia y duración necesarias para mantener los sólidos disueltos por debajo del límite.



El análisis de agua de purga determinará si las purgas se están haciendo correctamente o hay que aumentarlas.

Hay que notar que es inconveniente purgar en exceso, ya que las purgas botan al desagüe parte del calor y representan un consumo de combustible irrecuperable.



3 RAZONES PARA RECUPERAR EL CONDENSADO DE LA PLANTA



1. El condensado recuperado no tiene que tratarse químicamente.

El agua tratada es cara.



2. El condensado recuperado eleva la temperatura del agua de alimentación, ahorrando combustible.



3. El retorno de condensado no tiene sólidos disueltos por lo que disminuye la necesidad de purgar el caldero.

Si el retorno fuera el 100% no habría necesidad de hacer purgas.



Arranque de un caldero

Es conveniente hacerlo lentamente para evitar problemas tales como rajaduras en el refractario y aflojamiento de tubos.



Secuencia de arranque del caldero en 6 pasos:



- 1. Prender el quemador en fuego bajo por 5 minutos.**
- 2. Apagar el quemador por 5 minutos.**
- 3. Repetir 1 y 2 hasta que empiece a mostrarse presión en el manómetro.**



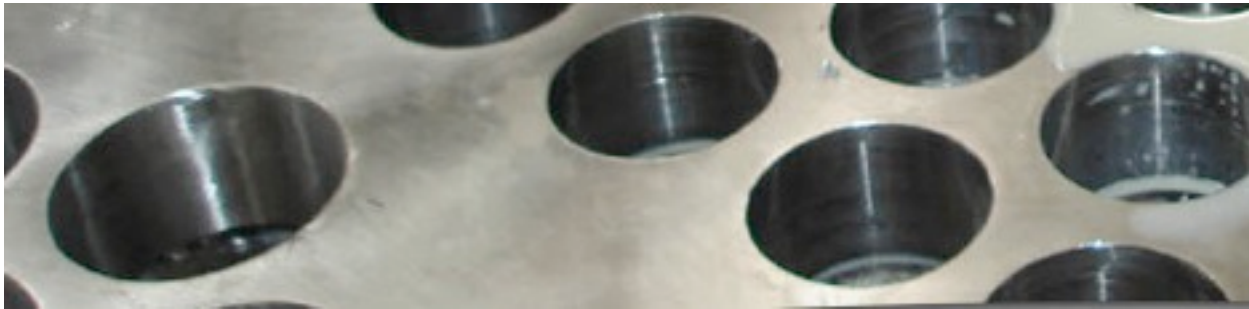
4. Poner fuego bajo continuado hasta llegar a 20 Lbs/Pulg²

5. Poner fuego alto hasta llegar a la presión de trabajo.

6. Abrir la válvula principal de vapor.



INTERCAMBIADORES DE CALOR



**En una planta de harina de pescado
hay varios equipos que
corresponden a la descripción de
intercambiadores de calor.**



- **Cocinadores**
- **Secadores a vapor**
- **Secadores de aire caliente**
- **Secadores de aceite térmico**
- **Evaporadores**
- **Condensadores indirectos**
- **Intercambiadores de placas**



Un intercambiador de calor es un equipo que calienta una sustancia, usando un medio de calefacción – generalmente vapor – transmitiendo el calor a través de paredes metálicas sin contacto directo entre el vapor y la sustancia a calentar.



La cantidad de calor que puede transmitir un intercambiador depende de una serie de factores:

- 1. Diferencias máxima y mínima de temperatura entre el vapor y la sustancia a calentar.**
- 2. Tipo de sustancia que se calienta.**
- 3. Área de transferencia.**



En una planta de harina de pescado se fijan las condiciones de trabajo, de modo que en un intercambiador dado, siempre se calienta el mismo producto usando vapor a las mismas condiciones de presión y temperatura, etc.



La capacidad de los intercambiadores de calor en las plantas de harina puede calcularse directamente a partir del Área de transferencia de calor.



CALCULOS DE CONSUMO DE VAPOR DE DIFERENTES EQUIPOS



Tablas de vapor

Estas tablas están basadas en la presión absoluta y por lo general los valores están dados en unidades inglesas.

Los manómetros no indican la presión absoluta, lo que obliga a hacer conversiones para poder usar las tablas.



La tabla de vapor siguiente indica las presiones manométricas en Lbs/pulgada², estando los demás valores dados en unidades métricas.

Esta tabla sólo es válida al nivel del mar.



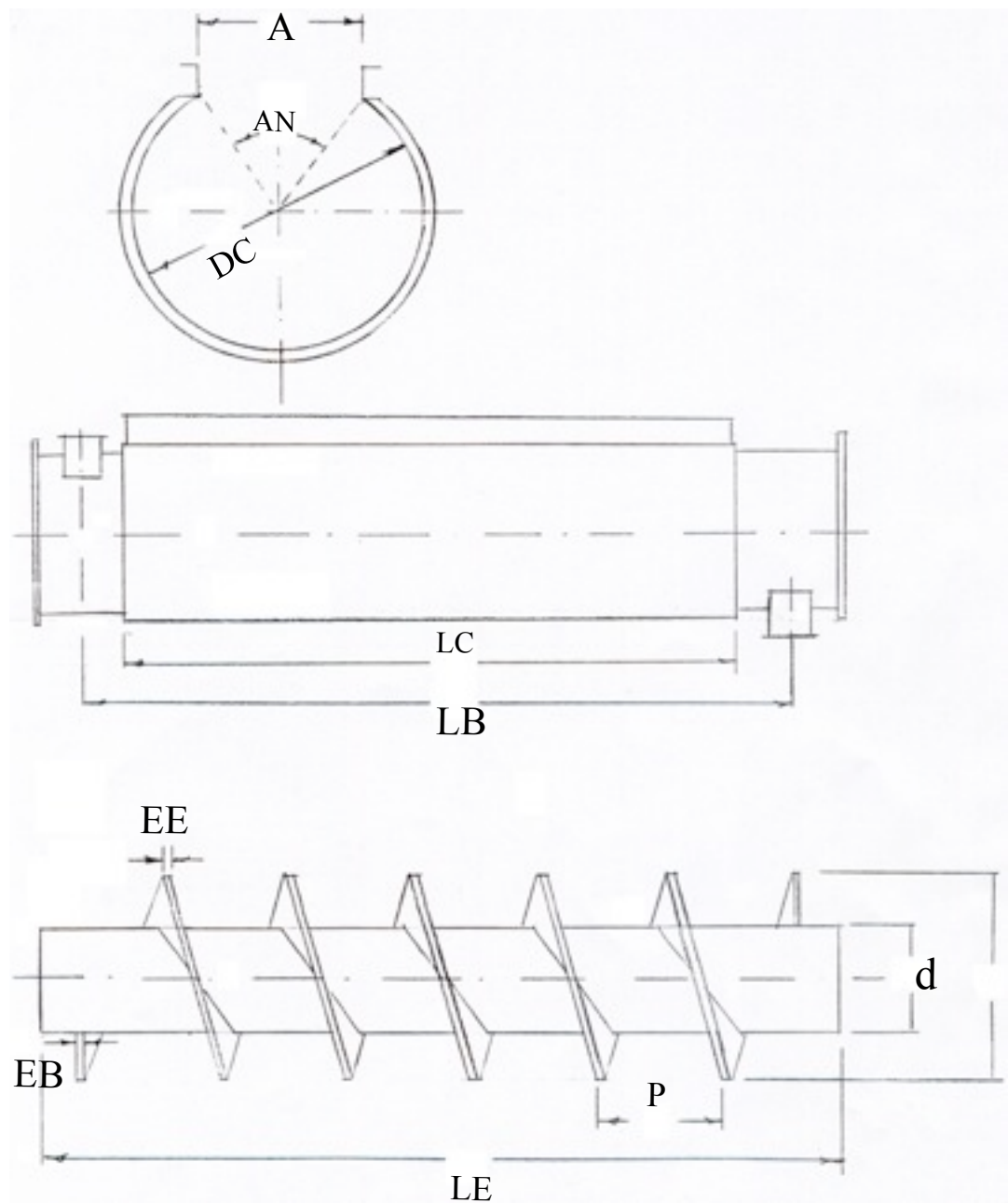
TABLA DE VAPOR (PRESION MANOMETRICA)

PRESION		TEMPERATURA	ENTALPIA KCAL/KG		
LBS/PULG2	KGS/CM2	°C	LIQUIDO	VAPORIZACION	VAPOR
0	0	100	100	539	639
5	0.35	109	109	533	642
10	0.70	116	116	529	645
15	1.05	121	121	525	646
20	1.41	126	126	522	648
25	1.76	131	131	518	649
30	2.11	135	135	516	651
35	2.46	138	138	514	652
40	2.81	142	142	511	653
45	3.16	145	145	508	653
50	3.51	148	148	506	655
55	3.87	151	151	504	655
60	4.22	153	153	502	655
65	4.57	156	156	501	657
70	4.92	158	158	499	657
75	5.27	160	160	497	657
80	5.62	162	163	494	657
85	5.98	164	165	492	657
90	6.33	166	167	491	658
95	6.68	168	170	489	659
100	7.03	170	172	487	659
105	7.38	172	174	485	659
110	7.73	174	176	484	660
115	8.08	175	177	483	660
120	8.44	177	179	482	661
125	8.79	178	180	481	661
130	9.14	180	182	479	661
140	9.84	183	185	477	662
150	10.55	186	188	474	662



COCINADORES





La Capacidad de un Cocinador depende de 3 factores:

- 1. Capacidad de Transporte**
- 2. Capacidad de Calentamiento**
- 3. Tiempo de Retención**



Tanto para cocinadores como para el resto de equipos, todas las dimensiones se consignarán en metros.



DATOS DEL COCINADOR



A	Ancho de boca de inspección
DC	Diámetro Interior de Cilindro
LC	Longitud de Chaqueta
LB	Distancia entre centros de bocas.
D	Diámetro del Gusano
d	Diámetro del Eje
LE	Longitud del Eje
P	Paso



EE **Espesor en Exterior de Helicoide**
EB **Espesor en Base de Helicoide**
NH **Número de Helicoides**
N **RPM**
F **Factor de cocimiento.**
 0.95 para Cocinadores Indirectos
 0.90 para Cocinadores Mixtos
PE **Densidad de Pescado = 1.011**
 para Anchoqueta.



CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE CALENTAMIENTO



AN **Angulo**
AN **$2 \times \text{Arco Seno } (A/DC)$**
C **Desarrollo de Chaqueta**
C **$\Pi \times DC \times (360 - AN)/360$**
AC **Area de Chaqueta**
AC **$C \times LC$**
L **Desarrollo Exterior de Helicoide**
L **$(P2 + \Pi^2 \times D2) 0.5$**
I **Desarrollo Interior de Helicoidal**
I **$(P2 + \Pi^2 \times D2) 0.5$**



AH Área de Helicoide (2 caras)
AH $(D - d) \times (L + l)/2 + L \times EE$
AE Área de Eje
AE $\Pi \times d \times LE - l \times EB \times NH$
AT Área Total de Cocinador
AT $NH \times AH + AE + AC$
CC Capacidad de Calentamiento
CC $AT/3.5$ - Cocinadores Indirectos
CC $AT/2.6$ - Cocinadores Mixtos



CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE TRANSPORTE



V Velocidad en Mts/Hora

$$V = N \times 60 \times (P - (EE + EB) / 2)$$

AR Área Transversal de Gusano

$$A = \frac{\pi \times (D^2 - d^2)}{4}$$

**TH Capacidad de Transporte en
Toneladas/hora**

$$TH = V \times AR \times F \times PE$$



CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN



T = Tiempo de Retención

T = LB / (P x N)

El tiempo de retención no es el mismo para todos los cocinadores.



Los cocinadores modernos con ejes de gran diámetro donde el calor tiene que recorrer poca distancia para llegar al centro de la masa de pescado, requieren de menos tiempo que los cocinadores de eje de poco diámetro.



Regla de Bolsillo

En ningún caso el tiempo de retención debe ser inferior a 10 minutos, según el PRODUCE, y no necesita ser mayor de 15 minutos.



CALCULO DE CAPACIDAD DE UN COCINADOR INDIRECTO

DATOS:

A	=	0.5
DC	=	1.1
LC	=	12.2
LB	=	13.04
D	=	1.053
d	=	0.605
LE	=	13.7
P	=	0.30
EE	=	0.05
EB	=	0.05
NH	=	44.5
N	=	4
F	=	0.95
PE	=	1.011



$$\begin{aligned}
 AN &= 2 \times \text{ARC SEN} (0.5/1.1) = 27^\circ \\
 C &= \Pi \times 1.1 \times (360 - 27)/360 = 3.196 \text{ Mts.} \\
 AC &= 3.916 \times 12.2 = 39 \text{ M2} \\
 L &= (0.32 + \Pi^2 \times 1.0532) 0.5 = 3.321 \text{ Mts.} \\
 I &= (0.32 + \Pi^2 \times 0.6052) 0.5 = 1.924 \text{ Mts.} \\
 AH &= (1.053 - 0.605) \times (3.321 + 1.924)/2 = 1.341 \text{ Mts.2} \\
 AE &= \Pi \times 0.605 \times 13.7 - 1.924 \times 0.05 \times 44.5 = 21.758 \text{ Mts.2} \\
 AT &= 44.5 \times 1.341 + 21.758 + 39 = 120.433 \text{ Mts.2} \\
 CC &= 120.433/ 3.5 = 34.4 \text{ Ton/Hr.} \\
 V &= 4 \times 60 \times (0.3 - 0.05) = 60 \text{ Mts/Hr} \\
 AR &= \Pi/4 \times (1.0532 - 0.6052) = 0.583 \text{ mts.2} \\
 TH &= 60 \times 0.583 \times 0.95 \times 1.011 = 33.6 \text{ Ton/Hr} \\
 T &= 13.04/ (0.3 \times 4) = 10.86 \text{ minutos}
 \end{aligned}$$



Resultado:

La Capacidad del Cocinador = 33.6 Tons/Hora



CONSUMO DE VAPOR DE UN COCINADOR



Presión de vapor de 50 PSI

Calor de vaporización de 506 Kcal/Kg.

Presión de 90 PSI

Calor de vaporización de 491 Kcal / Kg.

Usaremos 500 K cal / Kg. como valor promedio.



Los demás valores a usarse son:

C_p = Calor específico del pescado = 1

**T_1 = Temperatura inicial del pescado =
20°C**

**T_2 = Temperatura final del pescado =
100°C**

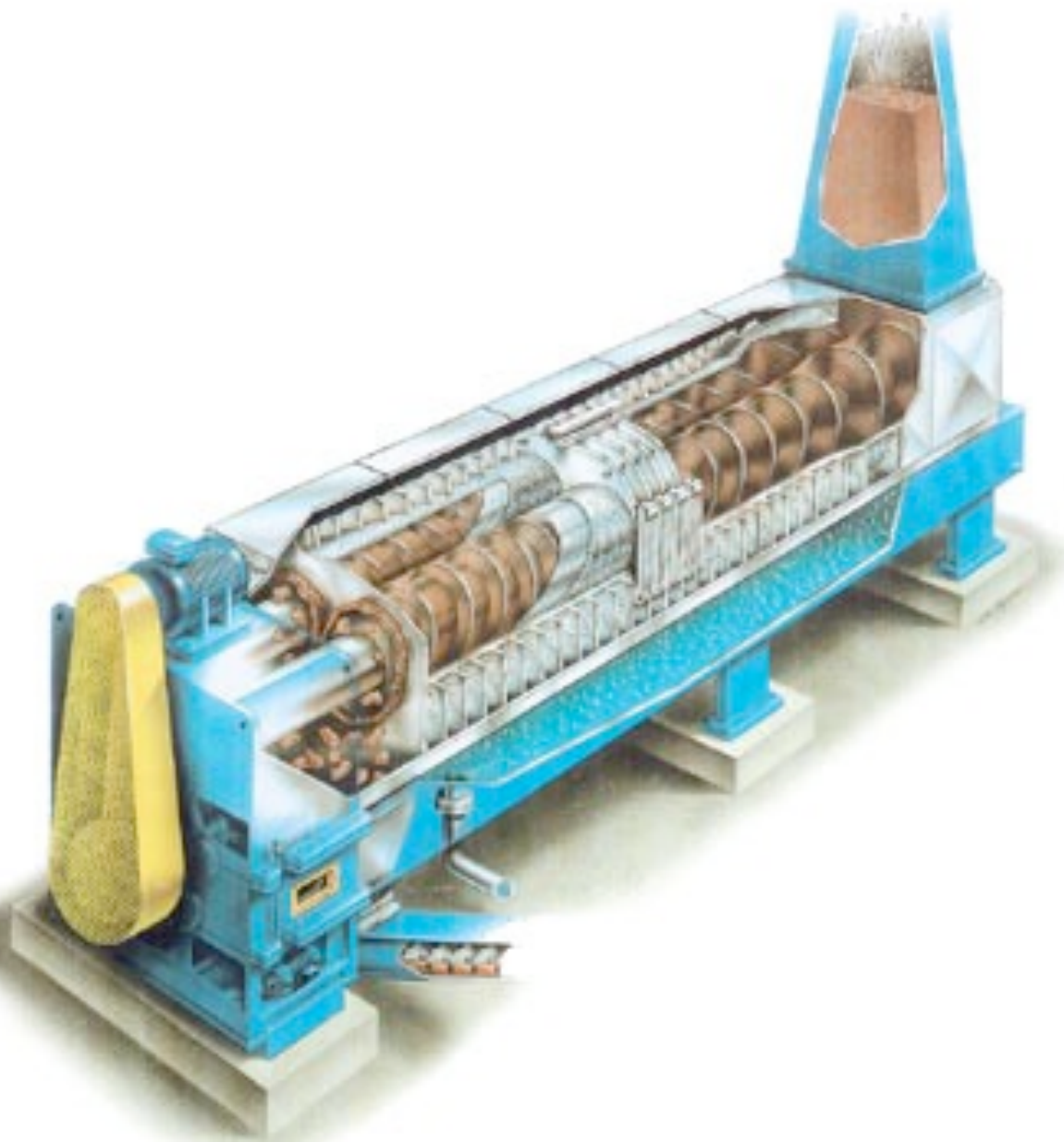


**Q = Calor necesario para calentar
1 tonelada de pescado**

$$\begin{aligned} Q &= (T_2 - T_1) \times C_p \times 1,000 = \\ &(100 - 20) \times 1 \times 1,000 = 80,000 \text{ Kcal.} \end{aligned}$$

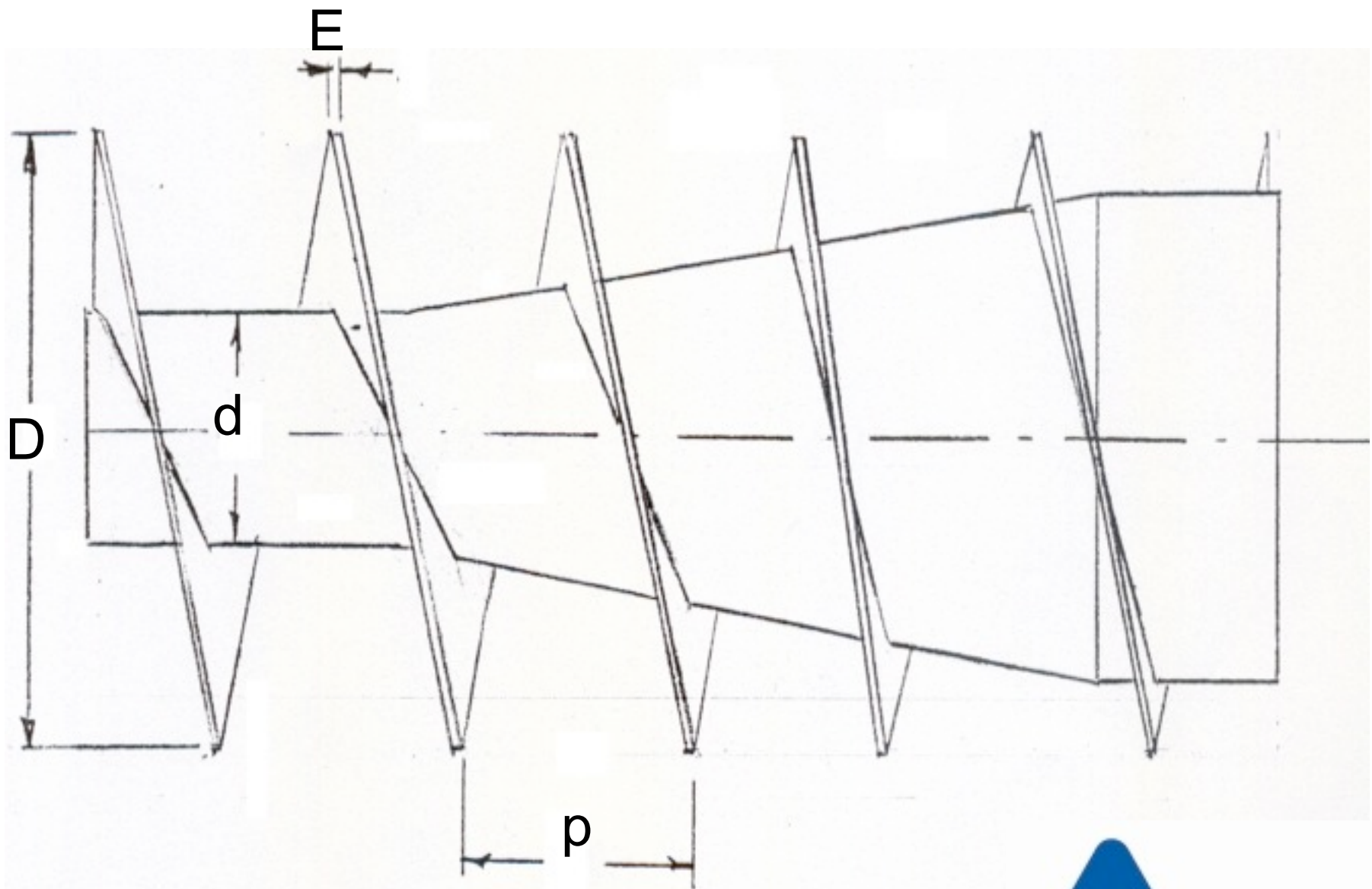
$$\begin{aligned} V &= \text{Vapor requerido} = 80,000/500 \\ &= 160 \text{ Kgs. de vapor / tonelada de} \\ &\text{pescado} \end{aligned}$$





PRENSA





CALCULO DE CAPACIDAD DE LA PRENSA



NT	Cantidad de Tornillos	
D	Diámetro de gusanos en entrada	
d	Diámetro de eje en entrada	
p	Paso	
E	Espesor de Helicoide	
N	RPM	
F	Disminución de volumen por traslape	
	Prensas de Simple Tornillo	F = 1
	Prensas de Doble Tornillo	F = 0.98



Factor FE = 0.90

Relaciona el volumen en M3 /hora que ingresa a la prensa con la cantidad de pescado en toneladas/hora que ingresa al cocinador.

CP Capacidad de Prensa en Ton/hora

**CP $NT \times \pi/4 \times (D^2 - d^2) \times (P-E) \times F \times$
 $N \times 60 \times FE$**



Regla de Bolsillo:

Para Prensas de Simple Tornillo:

$$CP = 41.94 \times (D2 - d2) \times (P - E) \times N$$

Para Prensas de Doble Tornillo :

$$CP = 82.2 \times (D2 - d2) \times (P - E) \times N$$



CALCULO DE CAPACIDAD DE UNA PRENSA DOBLE TORNILLO

DATOS:

D 0.74

d 0.45

P 0.27

E 0.019

N 5

CP $82.2 \times (0.742 - 0.452) \times (0.27 - 0.019) \times 5$

CP = 35.82 Toneladas de Pescado/hora



SECADORES A VAPOR



Los secadores a vapor extraen agua con gran facilidad mientras la humedad de la harina sea alta.

Conforme la humedad de la harina disminuye, la evaporación se hace más difícil. Por esta razón algunos sistemas de secado son en dos pasos con secadores a vapor que trabajan con humedades de salida hasta de 22%, finalizando el secado con un secador de aire caliente.



Una regla de bolsillo es evaluar la capacidad de estos secadores a vapor relacionando su Superficie con su Ratio de evaporación y luego encontrar el equivalente en Toneladas de pescado.

$$CE = A \text{ (m}^2\text{)} \times Ce \text{ (Kg/h.m}^2\text{)}$$

$$CE \text{ (Kg/h)} = 230 \times CP \text{ (Ton/h)}$$



Secador entregando harina a 25% de humedad

Ratio de Evaporación $C_e = 8.6 \text{ Kg/h. m}^2$

Entregando harina a 20% de humedad

Ratio de Evaporación $C_e = 7.5 \text{ Kg/h.m}^2$

Entregando harina a 12% de humedad

Ratio de Evaporación $C_e = 6.8 \text{ Kg/h.m}^2$



EJEMPLO:

Una planta tiene cuatro secadores, cada uno con 400 m² de superficie y quieren procesar 70 toneladas de pescado / hora.

Los secadores entregan harina a 20% de humedad.



La cantidad de agua a ser extraída en el secado es: $70 \times 230 = 16,100$ Kg. / hora.

La capacidad de cada secador en las condiciones establecidas es $400 \times 7.5 = 3,000$ Kg. / h de capacidad.

Los cuatro secadores tienen $3,000 \times 4 = 12,000$ Kg./h de capacidad.



La Capacidad equivalente de pescado
 $CP = 12,000 / 230 = 52.2$ toneladas/h

El nuevo secador en la segunda etapa
debe ser capaz de evaporar 4,100 Kg. /
Hora equivalente a 17.8 toneladas de
pescado / hora.



SECADOR ROTATUBOS



AREA DE SECADOR ROTATUBOS

d = Diámetro de Tubos

D = Diámetro de cilindro

LT = Largo de Tubos

LC = Largo de Chaqueta

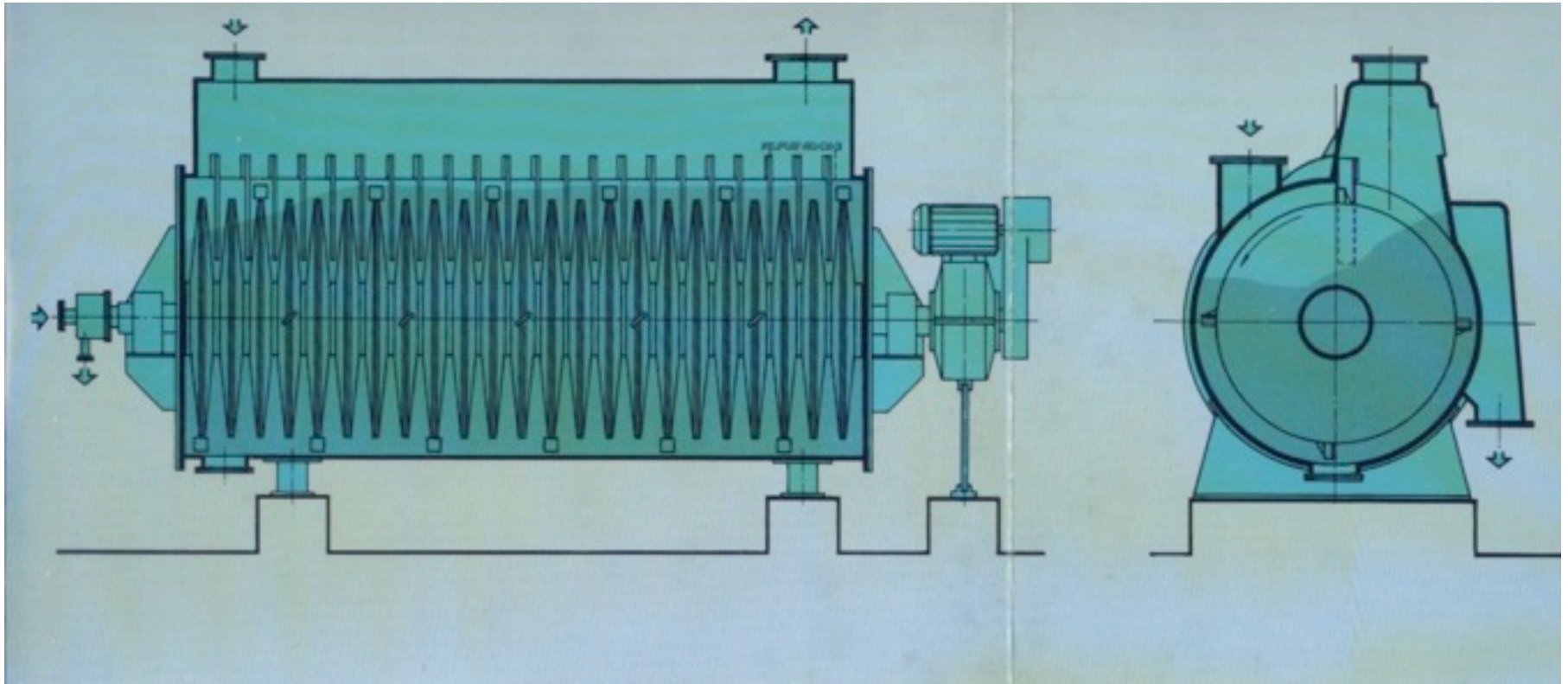
N = Número de tubos

$$\text{Área} = \pi \times d \times LT \times N + \pi \times D \times LC$$

(*) Chaqueta concéntrica a lo largo de todo el tambor



SECADOR ROTADISCOS



AREA DE SECADOR ROTADISCOS

D = Diámetro de Disco

d = Diámetro de Eje

EE = Espesor en el exterior del disco

EB = Espesor en la base del disco

LE = Largo del Eje

DC = Desarrollo de Chaqueta

LC = Largo de Chaqueta

$$\begin{aligned}\text{Área} = & \pi / 4 \times (D^2 - d^2) \times 2 \times N \\ & + N \times \pi \times D \times EE \\ & + \pi \times d \times LE \\ & - \pi \times d \times EB \times N\end{aligned}$$



CONSUMO DE VAPOR DE UN SECADOR



Balance de Masas de Planta

Anchoveta

Sólidos 19%

Grasa 5%

Relación pescado/harina ~ 4.3 a 1
232 Kgs. de Harina/Tonelada de pescado.



La cantidad de agua evaporada de un secador es sensiblemente igual a la harina, por consiguiente al secador ingresan $232 \times 2 = 464$ Kgs. de harina húmeda, a una temperatura que puede considerarse como 90°C .



La cantidad de calor requerida es:

Para calentar la harina

$$Q1 = 464 \times C_p \times \Delta t = 464 \times 1 \times 10 = 4640 \text{ Kcal / Ton/ h.}$$

C_p = Calor específico del pescado = 1

El agua a presión atmosférica tiene un calor de vaporización de 539 Kcal / K.

Para evaporar agua:

$$Q2 = 232 \times 539 = 125048 \text{ K cal.}$$

$$\text{Total} = 4640 + 125048 = 129680 \text{ K cal.}$$



Un secador a vapor tiene una gran superficie por lo que la cifra anterior debe aumentarse en 5% por pérdida de calor

$$Q = 129680 \times 1.05 = 136160 \text{ K cal}$$

A una presión de vapor de 90 Lbs., el calor de vaporización es 491.0 K cal / Kg.

**La cantidad de vapor necesaria es:
 $136160 / 491 = 277 \text{ Kgs. de vapor / tonelada de pescado}$**

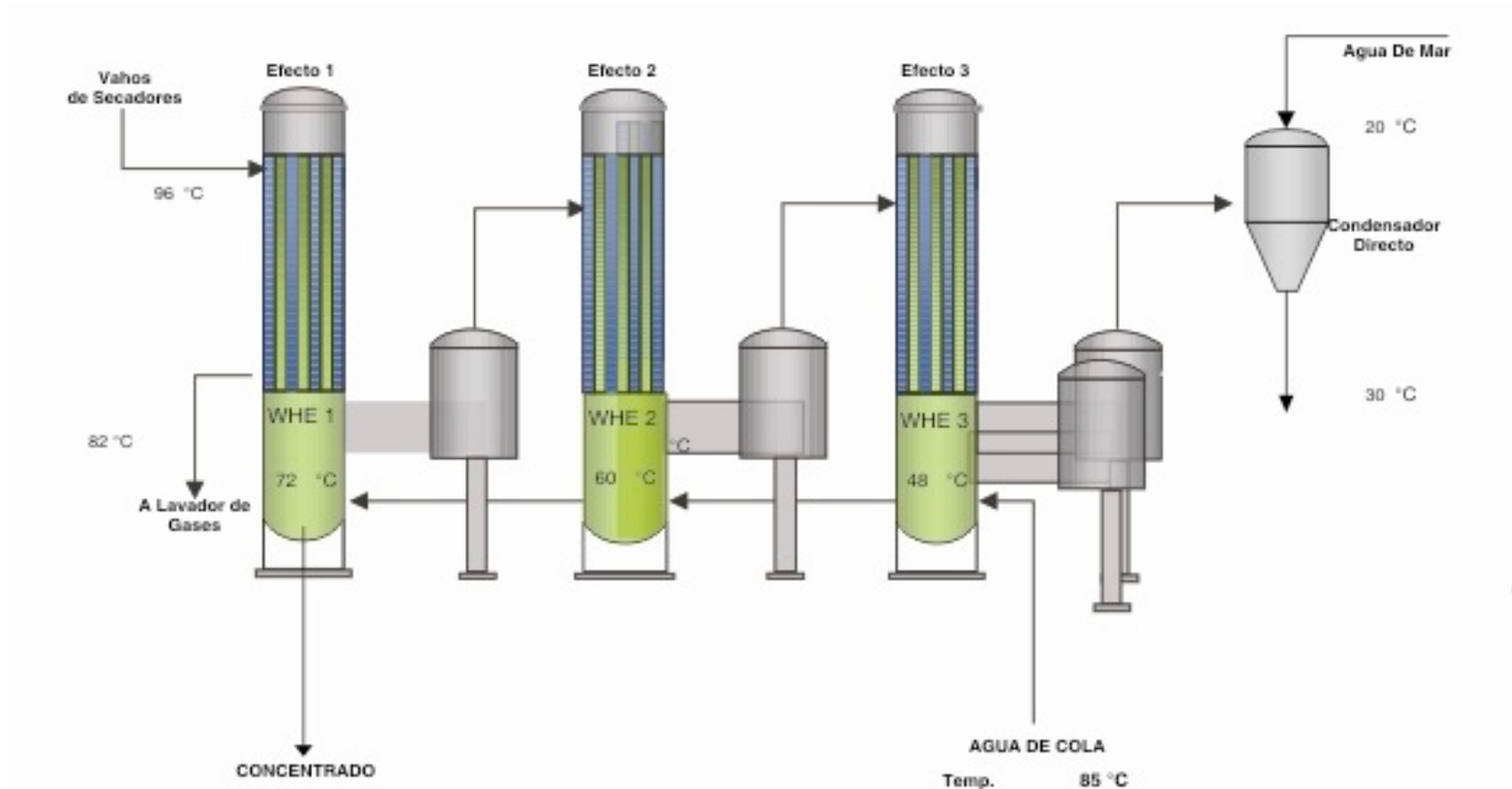


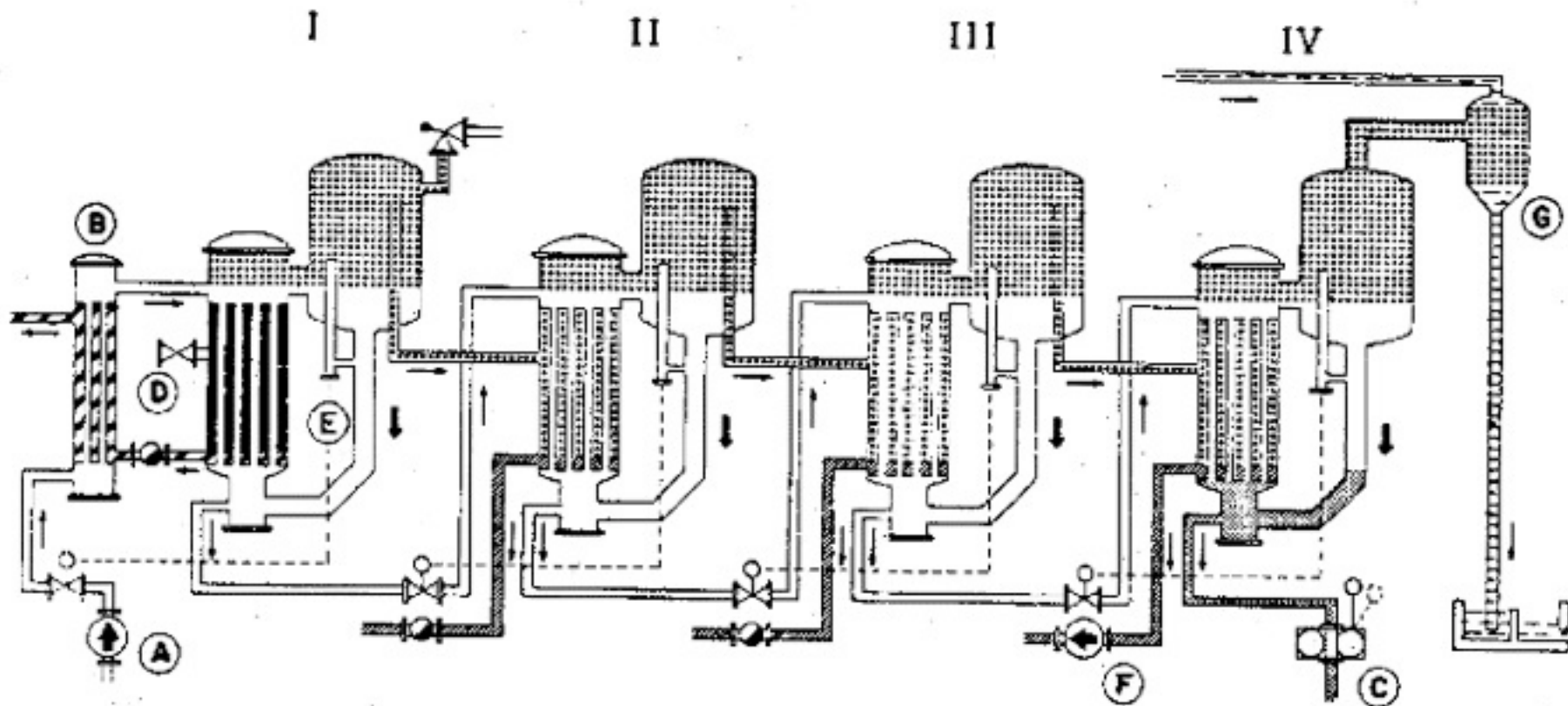


PLANTA EVAPORADORA DE AGUA DE COLA



PELICULA DESCENDENTE WHE





	Steam
	Exhaust steam
	Condensate
	Condensate impure
	Cooling water
	Stickwater
	Concentrate (solubles)

(A)	Stickwater feed pump
(B)	Heat exchanger
(C)	Concentrate extraction pump
(D)	Steam inlet
(E)	Level control
(F)	Condensate extraction pump
(G)	Barometric condenser

Energía del calor residual WHE

Los evaporadores de calor residual son preferentemente usados en plantas que tienen calor residual proveniente de secadores a vapor.

El calor residual debe contener mucho vapor porque así se logra obtener bastante energía cuando el vapor condense.



ENTALPIA "h" Y VALORES "x"

**Calculos de Entalpia de mezcla vapor/
aire no saturado basados en 1 kG de aire
seco**

$$h = C_{pA} \cdot T + x \cdot (h_{eo} + C_{pV} \cdot T) \text{ kJ/kg aire}$$

$$C_{pA} = 1.005 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$H_{eo} = 2500 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{pV} = 1.842 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

Para Aire y Agua $T = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$h = 0$$



Vapor considerado como Gas ideal

$$x = 0.622 P_v / (P - P_v)$$

P = Presión absoluta

P_v = Presión de vapor saturado

Ej.: T = 75 °C

P_v = 385 mbar; P = 1014 mbar

$$x = 0.622 \times 385 / (1014 - 385) = 0.381 \text{ kg/kg}$$

Tabla

x = 0.390 kg/kg

H = 1105 kJ/kg



Desde los secadores a vapor se tiene aire húmedo saturado con temperatura aprox. 92°C.

Este aire contiene 2.094 kg agua por kg de aire seco con una presión de 735.5 mmHg.

**Mayores valores de "x" a Mayores Temperaturas =
Mejor utilización de la energía de los Vahos**



Si la temperatura del aire a la salida del evaporador es 77°C , entonces el contenido de aire es sólo 0.463 kg de agua por kg de aire seco a la misma presión. Se ha condensado 1631 kg de agua por kg de aire seco ingresando 4,381 kJ al efecto.



CONSUMO DE VAPOR PLANTA EVAPORADORA AGUA DE COLA



Las plantas de 3 efectos que trabajan con vapor de caldero tienen un consumo de vapor de 0.44 kgs. de vapor / Kg. de agua evaporada o lo que es lo mismo de 220 Kg. de vapor por tonelada de pescado.

100 Ton de pescado consumen 22,000 Kg/h de vapor (aprox. 440 Gal/h de petróleo)



Una planta de 4 efectos que trabaja con vapor de caldero tiene un consumo de vapor de 0.35 Kgs. de vapor / Kg. de agua evaporada, igual a 175 Kg. de vapor / tonelada de pescado.

100 Ton de pescado consumen 17,500 Kg/h de vapor (aprox. 350 Gal/h de petróleo)



EVAPORACION PRINCIPIOS BASICOS



Las plantas evaporadoras de modelo Antiguo (tubos inundados), trabajan con un mayor volumen de agua de cola y demoran alrededor de *4 horas* antes que la concentración llegue alrededor del 40%.

Las plantas evaporadoras de Película Descendente WHE tienen menor volumen de agua de cola. (Concentran mucho más rápido y necesitan menor cantidad de soda cáustica o ácido para lavado.)



**La planta de película descendente
WHE pueden usar como fuente de
calor los vahos de secadores a vapor,
o vapor de caldero a presión
atmosférica**

Datos:

D = Diámetro interior de tubos – m.

L = Largo de tubos – m.

N = Número de tubos

**A = Área de transferencia
= $\prod \times D \times L \times N$ (m²)**

L mínimo recomendado= 6 m.



EVAPORACION PRINCIPIOS BASICOS



Principios de Transferencia de calor

El promedio de transferencia de calor “ q ” a través de la superficie de calor de un evaporador, por la definición de coeficiente global de transferencia de calor es el producto de tres factores:



- 1.El área de la superficie de transferencia de calor (A)**
- 2.El coeficiente global de transferencia de calor (U)**
- 3.La diferencia total de temperatura ΔT**

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

$$q = C \cdot \Delta H_{fg}$$



Unidades de medida

Area de la superficie de transferencia de calor (A) m²

El Coeficiente global de transferencia de calor (U) W/m².°C

La diferencia total de temperatura (ΔT) °C

Capacidad de Evaporación (C) kg/h

Calor de Vaporización = Calor Latente (ΔH_{fg}) kJ/kg



La caída de temperatura a través de la superficie de calentamiento, depende de:

- **El líquido que es evaporado**
- **La película de líquido sobre la superficie de calentamiento**
- **La velocidad del líquido al interior de los tubos porque la pérdida por fricción en los tubos incrementa la presión efectiva del líquido.**
- **La formación de “caliche” en los tubos incrementa la resistencia térmica**



Punto de ebullición, tabla de vapor:

Temperatura [°C]	Presión [bar a]	Volumen Específico [m3]	Calor Latente [kJ/kg]
45	0.095	15.28	2394
55	0.157	9.58	2370
65	0.250	6.20	2345
75	0.386	4.13	2321
85	0.578	2.83	2295
95	0.845	1.98	2270
105	1.208	1.42	2243



SECADORES CON GASES CALIENTES



1. Secadores a fuego directo convencionales.

Tienen temperaturas de ingreso a secador de 500 °C o más y cámaras de fuego con un volumen interior del orden de 0.25 m³/Gal. de petróleo por hora.



2. Secadores de baja temperatura de ingreso de alrededor de 350 °C, con cámaras generadoras de gases calientes con un volumen interior del orden de 0.1 m³/Gal. de petróleo por hora.



3. Secadores con aire calentado indirectamente por medio de un sistema de aceite térmico KONUS- INTEC con temperaturas de ingreso a secador de hasta 290 °C.

Estos secadores se usan como segunda etapa después de secadores a vapor.



4. Secadores con aire calentado indirectamente por medio de un intercambiador de aire caliente (aire/gas) con temperaturas de ingreso a secador de 350 - 380 °C.

Estos secadores se usan como segunda etapa después de secadores a vapor.



SECADORES A FUEGO DIRECTO – CALCULO DE VOLUMENES

$$V1 = (\pi/4) \times d1^2 \times L1$$

$$V2 = (\pi \times L2/12) \times (d1^2 + d1 \times D + D^2)$$

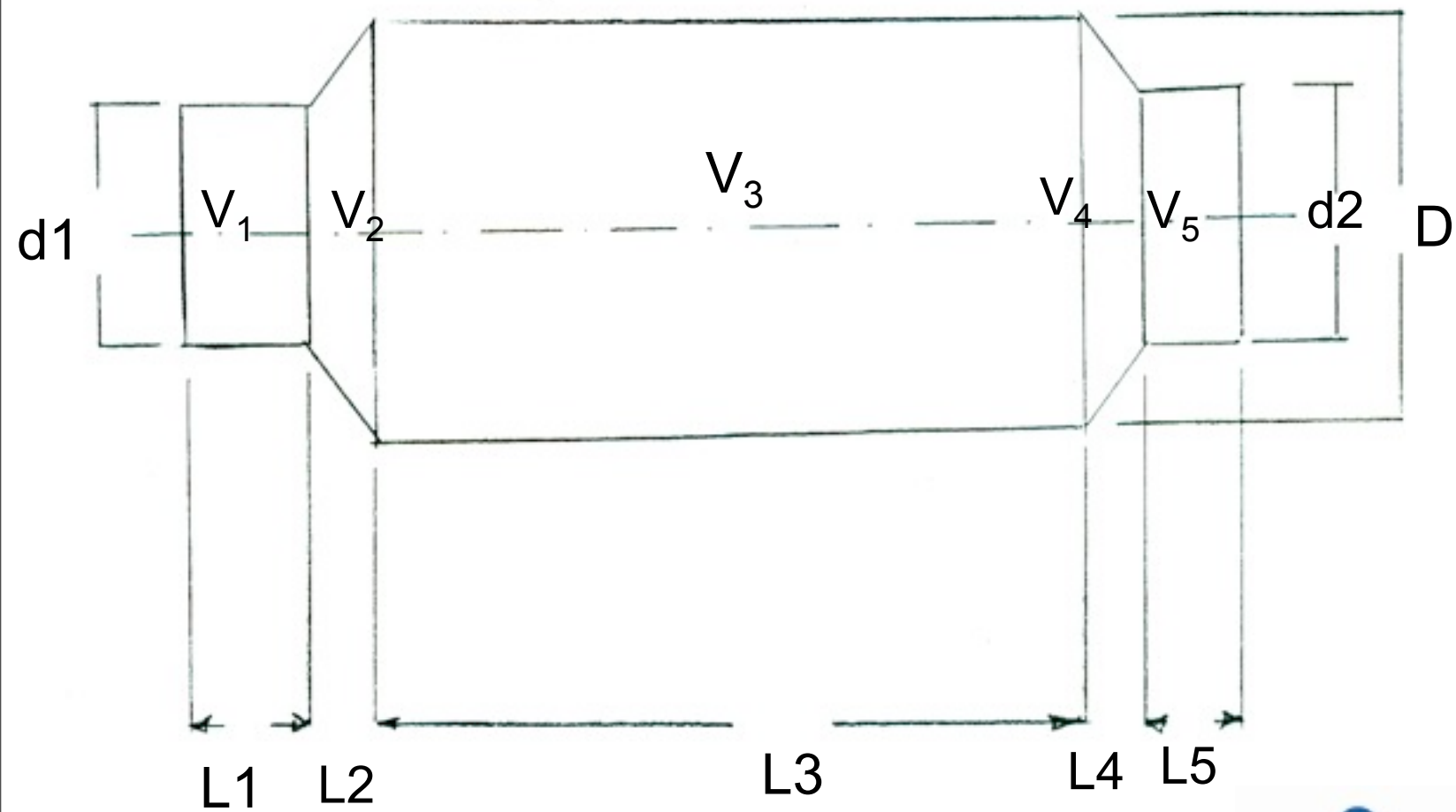
$$V3 = (\pi/4) \times D^2 \times L3$$

$$V4 = (\pi \times L4/12) \times (d2^2 + d2 \times D + D^2)$$

$$V5 = (\pi/4) \times d2^2 \times L5$$

$$\text{Volumen total} = V1 + V2 + V3 + V4 + V5$$





SECADORES CONVENCIONALES A FUEGO DIRECTO

La capacidad de los secadores está directamente relacionada a su volumen interior.

Las cifras que relacionan el volumen interior a la capacidad varían según el diseñador. El Ministerio de Producción reconocía un volumen de 2.5 mts³/ tonelada de pescado, cifra que después fue reajustada a 2,875 mts³/ tonelada.



Los mejores resultados se obtienen con una relación de 3.6mts³/ tonelada y se puede considerar que no debería usarse una cifra inferior a 3 mts³/ tonelada.

Las temperaturas de ingreso de gases al secador son de 500 a 600 °C y las temperaturas de salida de 90 a 100 °C. Requieren un flujo de aire de 1000 a 1100 pies³/minuto/tonelada de pescado y una presión total a través del sistema de 10 a 11" de columna de agua.



La Potencia del motor del exhaustor debe corresponder a 2.6 HP/Ton de pescado/hora. Como ejemplo, consideremos un secador de 120 mts³ de volumen interior y aceptemos la cifra de 3 mts³/tonelada.

La capacidad equivalente será:

$$120/3 = 40 \text{ toneladas / hora}$$

El flujo de aire será de 40000 a 44000 pies³/min con una presión de 10 a 11" de columna de agua.

$$\text{Potencia} = 40 \times 2.6 = 104 \text{ HP (usar 120 HP).}$$



SECADORES CON CAMARA GENERADORA DE GASES CALIENTES

El volumen interior de estos secadores es el mismo que el de los convencionales, es decir de 3 a 3.6 mts³ / tonelada.

La temperatura de ingreso al secador es de 350°C y la de salida, alrededor de 70°.

El flujo de aire requerido es de 1400 a 1600 pies³ / minuto / tonelada contra una presión de 8 a 10" de columna de agua. La potencia es del orden de 3.5 HP /tonelada.



Al evaluar estos secadores con cámara generadora de gases hay que tener en cuenta que la mayor parte de los existentes son secadores convencionales modificados para usar cámaras de gases calientes, consistiendo las modificaciones, en cambio de ventilador o aumento de la velocidad del exhaustor existente, cambio de paletas al secador y ocasionalmente cambio de ciclón.



SECADORES DE AIRE CALENTADO INDIRECTAMENTE

Estos secadores por lo general terminan de secar la harina correspondiente a varios secadores a vapor.

**Las temperaturas de ingreso y salida son de hasta 290°C (fluido térmico) y 380 °C (HLT-
aire caliente).**

**La temperatura de salida aprox.
60 °C**



La pérdida de presión del sistema es entre 9 y 11" de columna de agua.

Debido a la alta concentración de harina, su volumen no debe ser inferior a 6 m³ / tonelada de pescado/hora

Deben tener un flujo de aire aprox. de 2,300 pies³/minuto/tonelada

El exhaustor demandará una potencia de 5 a 5.5 HP / tonelada de pescado.



El Intercambiador de Calor para el calentamiento indirecto del aire de secado con los gases de combustión debe tener conservadoramente una Ratio de evaporación de $\sim 10.5 - 11.5 \text{ Kg/h.m}^2$

**Está compuesta de cuatro (4) módulos de acero inoxidable especial AISI 321 (2 1/2")
Longitud: 2 m. Espesor de pared: 1,5 mm**

La estructura soporte está fabricada en acero al carbono.

El intercambiador de calor está aislado con material refractario.



CALCULO DE UN TRANSPORTADOR NEUMATICO



TERMINOS BASICOS

Aire Estándar: Aire seco a nivel del mar a 70°F (21°C) con una densidad de 0.075 Lbs./Pie³ (1.2 Kgs/m³) .

El aire ambiente se puede considerar como estándar.

PE = Presión Estática: Presión expresada en pulgadas de columna de agua que se ejerce en todas las direcciones.



Vp = Presión de Velocidad: También expresada en pulgadas de agua, se ejerce solo en el sentido del flujo.

$VP = (V/4005)^2$, siendo V la velocidad del flujo en pies/minuto.

Q = Flujo de Aire en pies³/minuto.

EF = Eficiencia. A falta de datos del fabricante, para hacer estimados de potencia, se puede considerar EF igual a 0.6

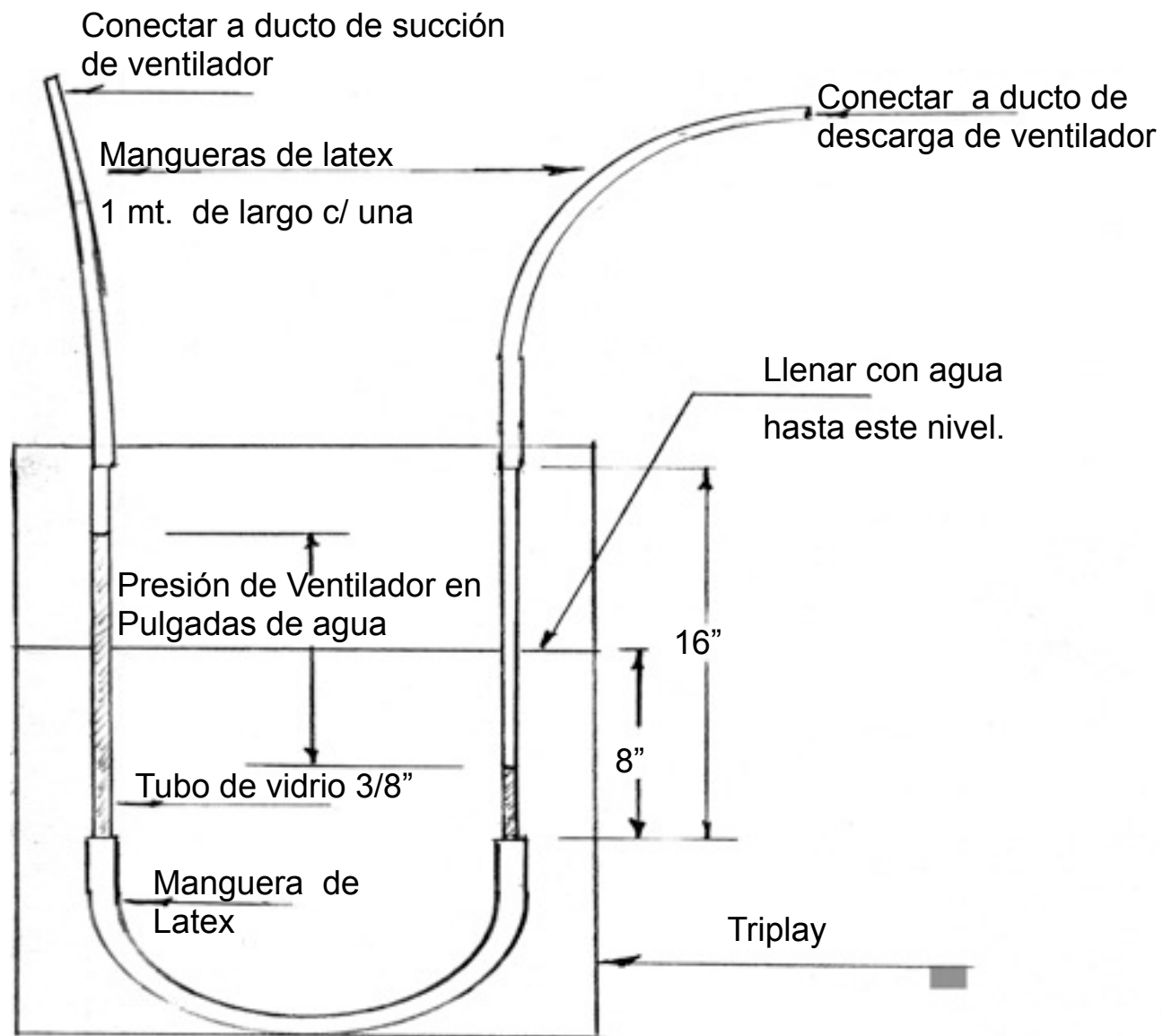


Pot. = Potencia consumida por un ventilador en HP

$$= \frac{Q \times PE}{6356 \times EF}$$

Para medir la presión estática de un ventilador hay que usar un manómetro “U” conectando un ramal a un agujero practicado en la succión y el otro ramal a un agujero en la descarga del ventilador.

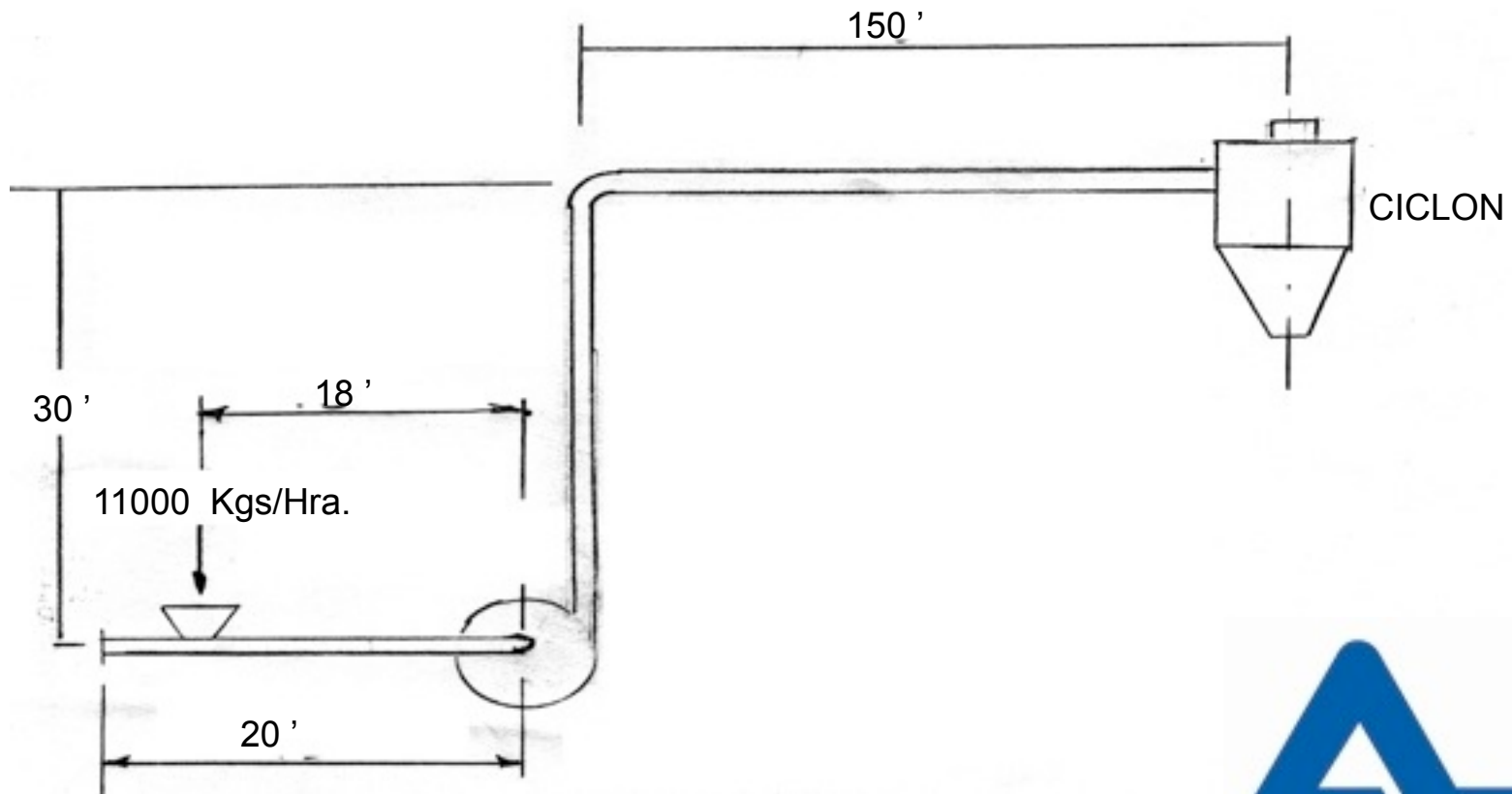




MANOMETRO "U"



CALCULO DEL TRANSPORTE NEUMATICO DESCRITO EN EL SIGUIENTE CROQUIS



Datos:

**H = Longitud horizontal de tubo = 20' +
150' = 170'**

L = Longitud vertical de tubo = 30'

N = Número de codos = 1

**W = Peso de material = 11000 Kgs / Hr.
= 24200 Lbs / Hora**

R = $\frac{\text{Peso de Aire}}{\text{Peso de material}}$ = 2 (Estimado)



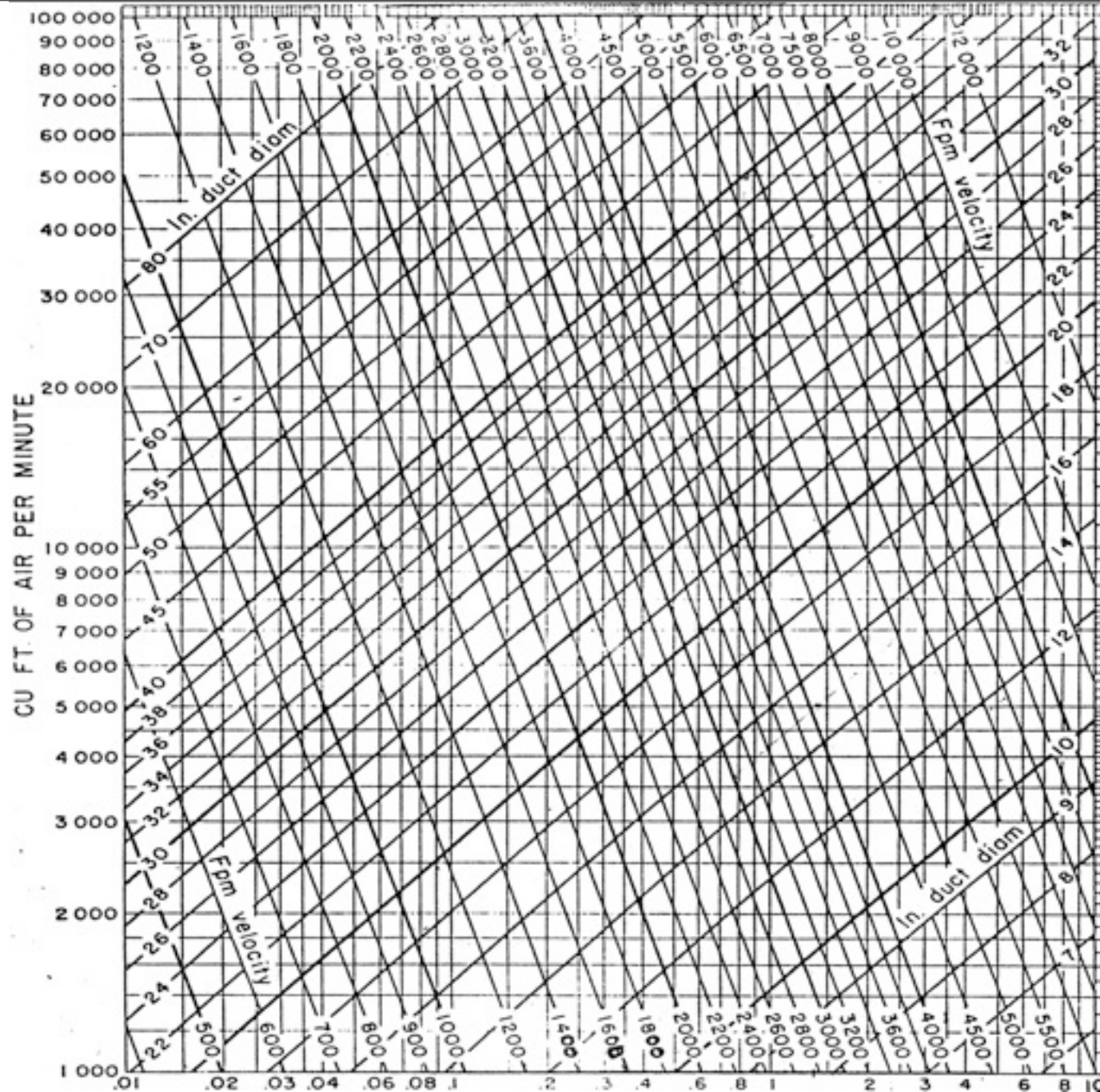
Peso de aire / hora = 48,400 Lbs / Hora

**$Q = \text{Flujo de aire} = 48000 / (0.075 \times 60)$
 $= 10,666 \text{ pies}^3/\text{minuto}$**

Velocidad de aire = $V_A = 5000 \text{ pies/ minuto}$

Tabla adjunta: para 10,666 pies³/minuto y 5000 pies/minuto corresponde un tubo de 20" de diámetro. También vemos que el aire requerirá de 1.6 pulgadas de columna de agua por cada 100' de tubo.





Cálculo de pérdida de presión a través del sistema para aire solo en pulgadas de agua.

Cálculo de pérdida de presión, debida al material.

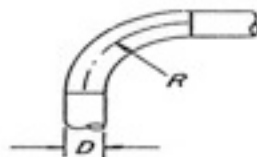
La pérdida total será la suma de ambas presiones.

La longitud total de tubo de 20" = $20' + 30' + 150' = 200'$

Según se puede ver en la tabla adjunta, un codo de 20" de diámetro y 40" de radio tiene una pérdida equivalente a 32' de tubo.



EQUIVALENT RESISTANCE IN FEET OF STRAIGHT PIPE



Pipe D	90° Elbow * Centerline Radius		
	1.5 D	2.0 D	2.5 D
3"	5	3	3
4"	6	4	4
5"	9	6	5
6"	12	7	6
7"	13	9	7
8"	15	10	8
10"	20	14	11
12"	25	17	14
14"	30	21	17
16"	36	24	20
18"	41	28	23
20"	46	32	26
24"	57	40	32
30"	74	51	41
36"	93	64	52
40"	105	72	59
48"	130	89	73



Se considera entonces una longitud total de 232' que tendrá una pérdida de $2.32 \times 1.6 = 3.94''$

A esto hay que sumar la perdida que hay en la entrada de aire al sistema que es igual a $0.5 \times VP$

Pérdida de entrada = $0.5 (5000/4005)^2 = 0.78''$

La pérdida en el ciclón puede considerarse igual a $3''$

La pérdida total del sistema debido a aire solo es de $3.94'' + 0.78'' + 3'' = 7.72''$



CALCULO DE PERDIDA DE PRESION DEBIDA AL MATERIAL

Es la suma de 4 cálculos independientes que se hacen para un peso de material de 1000 Lbs/ hora, ajustándola al final para el peso real.

E1 = Energía para acelerar el material

E1 = 1800 pie Lbs / minuto

E2 = Energía para elevar el material

E2 = $L \times 16.67 = 30 \times 16.67 = 500$ pie Lbs / minuto

E3 = Energía para transporte horizontal del material

E3 = $H \times 11.67 = 168 \times 11.67 = 1960$ pie Lbs / minuto

E4 = Energía para vencer la resistencia de los codos

E4 = $N^{\circ} \text{ de codos} \times 3954 = 3954$ pie Lbs / minuto



Energía total para mover 1000 Lbs / Hora a través del transportador

$$ET = E1 + E2 + E3 + E4 = 1800 + 500 + 1960 + 3954 = 8214 \text{ pie Lbs / minuto}$$

Energía para transportar 24200 Lbs / hora a través del sistema = $24.2 \times 8214 = 198780$ pie Lbs / minuto

Para transformar esta energía a pérdida de presión hay que usar el factor 5.2:

$$\begin{aligned} \text{Pérdida de presión} &= 198780 / (Q \times 5.2) \\ &= 198780 / (10666 \times 5.2) = 3.58'' \end{aligned}$$

La presión total que deberá vencer el ventilador será $= 7.72 + 3.58 = 11.3''$



Si en lugar de usar una velocidad de 5000 pies/minuto se usa una diferente, hay que hacer correcciones.

E2 y E3 son independientes de la velocidad.

E1 y E4 varían con el cuadrado de la velocidad.

Siendo los demás datos iguales, si en el ejemplo que estamos tratando la velocidad fuera 5500 pies / minuto se tendría:

$$\text{ET} = \text{E2} + \text{E3} + (\text{E1} + \text{E4}) (5500 / 5000)^2$$

$$\begin{aligned}\text{ET} &= 500 + 1960 + (1800 + 3954) \times 1.21 \\ &= 9422 \text{ pie Lbs. / minuto}\end{aligned}$$

Y para 24200 Lbs / hora, la energía total sería:

$$24.2 \times 9422 = 228000 \text{ pie Lbs / minuto}$$

La pérdida en pulgadas de agua será (sólo por material):

$$228000 / (10666 \times 5.2) = 4.11''$$



VELOCITY PRESSURES FOR DIFFERENT VELOCITIES - STANDARD AIR

FROM: $V = 4005 \sqrt{VP}$

V = VELOCITY FPM

VP = VELOCITY PRESSURE, INCHES OF WATER

VP	V	VP	V	VP	V	VP	V	VP	V	VP	V
0.01	400	0.52	2888	1.03	4064	1.54	4970	2.05	5734	3.10	7051
0.02	566	0.53	2916	1.04	4084	1.55	4986	2.06	5748	3.20	7164
0.03	694	0.54	2943	1.05	4103	1.56	5002	2.07	5762	3.30	7275
0.04	801	0.55	2970	1.06	4123	1.57	5018	2.08	5776	3.40	7385
0.05	896	0.56	2997	1.07	4142	1.58	5034	2.09	5790	3.50	7492
0.06	981	0.57	3024	1.08	4162	1.59	5050	2.10	5804	3.60	7599
0.07	1060	0.58	3050	1.09	4181	1.60	5066	2.11	5817	3.70	7704
0.08	1133	0.59	3076	1.10	4200	1.61	5082	2.12	5831	3.80	7807
0.09	1201	0.60	3102	1.11	4219	1.62	5098	2.13	5845	3.90	7909
0.10	1266	0.61	3127	1.12	4238	1.63	5114	2.14	5859	4.00	8010
0.11	1328	0.62	3153	1.13	4257	1.64	5129	2.15	5872	4.10	8109
0.12	1387	0.63	3179	1.14	4276	1.65	5144	2.16	5886	4.20	8208
0.13	1444	0.64	3204	1.15	4295	1.66	5160	2.17	5899	4.30	8305
0.14	1498	0.65	3229	1.16	4314	1.67	5175	2.18	5913	4.40	8401
0.15	1551	0.66	3254	1.17	4332	1.68	5191	2.19	5927	4.50	8496
0.16	1602	0.67	3279	1.18	4350	1.69	5206	2.20	5940	4.60	8590
0.17	1651	0.68	3303	1.19	4368	1.70	5222	2.21	5954	4.70	8683
0.18	1699	0.69	3327	1.20	4386	1.71	5237	2.22	5967	4.80	8774
0.19	1746	0.70	3351	1.21	4405	1.72	5253	2.23	5981	4.90	8865
0.20	1791	0.71	3375	1.22	4423	1.73	5268	2.24	5994	5.00	8955
0.21	1835	0.72	3398	1.23	4442	1.74	5283	2.25	6008	5.10	9044
0.22	1879	0.73	3422	1.24	4460	1.75	5298	2.26	6021	5.20	9133
0.23	1921	0.74	3445	1.25	4478	1.76	5313	2.27	6034	5.30	9220
0.24	1962	0.75	3468	1.26	4495	1.77	5328	2.28	6047	5.40	9307
0.25	2003	0.76	3491	1.27	4513	1.78	5343	2.29	6061	5.50	9392
0.26	2042	0.77	3514	1.28	4531	1.79	5359	2.30	6074	5.60	9477
0.27	2081	0.78	3537	1.29	4549	1.80	5374	2.31	6087	5.70	9562
0.28	2119	0.79	3560	1.30	4566	1.81	5388	2.32	6100	5.80	9645
0.29	2157	0.80	3582	1.31	4583	1.82	5403	2.33	6113	5.90	9728
0.30	2193	0.81	3604	1.32	4601	1.83	5418	2.34	6128	6.00	9810
0.31	2230	0.82	3625	1.33	4619	1.84	5433	2.35	6140	6.10	9891
0.32	2260	0.83	3657	1.34	4636	1.85	5447	2.36	6153	6.20	9972
0.33	2301	0.84	3669	1.35	4653	1.86	5462	2.37	6166	6.30	10052
0.34	2335	0.85	3690	1.36	4671	1.87	5477	2.38	6179	6.40	10132
0.35	2369	0.86	3709	1.37	4688	1.88	5491	2.39	6192	6.50	10210
0.36	2403	0.87	3729	1.38	4705	1.89	5506	2.40	6205	6.60	10289
0.37	2436	0.88	3758	1.39	4722	1.90	5521	2.41	6217	6.70	10366
0.38	2469	0.89	3779	1.40	4739	1.91	5535	2.42	6230	6.80	10444
0.39	2501	0.90	3800	1.41	4756	1.92	5550	2.43	6243	6.90	10520
0.40	2533	0.91	3821	1.42	4773	1.93	5564	2.44	6256	7.00	10596
0.41	2563	0.92	3842	1.43	4790	1.94	5579	2.45	6269	7.50	10968
0.42	2595	0.93	3863	1.44	4806	1.95	5593	2.46	6282	8.00	11328
0.43	2626	0.94	3884	1.45	4823	1.96	5608	2.47	6294	8.50	11676
0.44	2656	0.95	3904	1.46	4840	1.97	5623	2.48	6307	9.00	12015
0.45	2687	0.96	3924	1.47	4856	1.98	5637	2.49	6320	9.50	12344
0.46	2716	0.97	3945	1.48	4873	1.99	5651	2.50	6332	10.00	12665
0.47	2746	0.98	3965	1.49	4889	2.00	5664	2.60	6458	11.00	13283
0.48	2775	0.99	3985	1.50	4905	2.01	5678	2.70	6581	12.00	13874
0.49	2804	1.00	4005	1.51	4921	2.02	5692	2.80	6702	13.00	14440
0.50	2832	1.01	4025	1.52	4938	2.03	5706	2.90	6820	13.61	14775
0.51	2860	1.02	4045	1.53	4954	2.04	5720	3.00	6937	14.00	14986

454 LS

Inlet diameter: 26" O.D.
Outlet area: 3.69 sq. ft. inside

Wheel diameter: 45 1/8"
Wheel circumference: 11.81 ft.

CFM	OV	1"SP	2"SP	3"SP	4"SP	5"SP	6"SP	7"SP	8"SP	9"SP	10"SP	11"SP	12"SP	13"SP	14"SP	15"SP
		RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP	RPM BHP
3689	1000	307 0.93	422 1.94	512 3.06	591 4.30	659 5.63	723 7.06	780 8.55	834 10.1	885 11.7	932 13.4	978 15.1	1021 16.9	1063 18.8	1103 20.7	1143 22.7
4427	1200	315 1.15	427 2.26	516 3.50	593 4.84	661 6.28	723 7.79	780 9.40	834 11.0	884 12.7	931 14.5	977 16.4	1022 18.4	1063 20.3	1102 22.3	1141 24.4
5165	1400	324 1.39	433 2.63	520 3.97	596 5.42	664 6.97	725 8.60	782 10.3	835 12.0	885 13.9	933 15.8	979 17.8	1021 19.8	1062 21.8	1103 24.0	1142 26.2
5903	1600	336 1.67	442 3.04	527 4.51	601 6.07	668 7.73	728 9.45	785 11.2	837 13.1	887 15.1	934 17.1	979 19.1	1022 21.3	1064 23.5	1104 25.7	1142 28.0
6641	1800	348 1.98	451 3.49	534 5.09	607 6.77	672 8.53	733 10.3	788 12.2	840 14.2	889 16.3	936 18.4	981 20.6	1023 22.8	1065 25.1	1104 27.5	1142 29.8
7379	2000	360 2.34	460 3.98	542 5.71	614 7.51	678 9.40	738 11.3	792 13.3	845 15.5	893 17.6	939 19.8	984 22.1	1026 24.5	1067 26.9	1106 29.3	1145 31.8
8117	2200	374 2.74	471 4.54	551 6.40	622 8.34	685 10.3	743 12.3	798 14.5	848 16.7	896 19.0	943 21.3	986 23.7	1030 26.2	1070 28.7	1108 31.2	1146 33.8
8855	2400	388 3.20	483 5.14	561 7.14	631 9.22	693 11.3	750 13.5	804 15.7	854 18.0	901 20.4	947 22.9	992 25.5	1033 28.0	1072 30.5	1112 33.2	1149 35.9
9593	2600	403 3.72	495 5.80	572 7.94	639 10.1	701 12.3	758 14.7	811 17.1	860 19.5	908 22.0	953 24.6	995 27.2	1037 29.8	1078 32.6	1115 35.3	1152 38.1
10331	2800	419 4.31	508 6.51	583 8.79	650 11.1	710 13.5	766 16.0	819 18.5	868 21.0	914 23.6	958 26.3	1001 29.0	1042 31.8	1082 34.7	1120 37.5	1156 40.4
11069	3000	436 4.96	521 7.31	595 9.73	660 12.2	720 14.7	775 17.3	826 19.9	875 22.6	921 25.4	965 28.1	1007 31.0	1048 33.9	1087 36.8	1125 39.8	1162 42.9
11807	3200	452 5.69	535 8.16	607 10.7	671 13.3	731 16.0	784 18.7	835 21.5	884 24.3	929 27.2	973 30.1	1014 33.0	1054 36.0	1093 39.1	1130 42.2	1167 45.3
12545	3400	470 6.50	550 9.10	620 11.8	683 14.5	741 17.3	795 20.2	845 23.1	893 26.1	938 29.1	980 32.1	1021 35.2	1062 38.3	1100 41.5	1137 44.7	1173 48.0
13283	3600	488 7.41	565 10.1	633 12.9	695 15.8	752 18.8	805 21.8	854 24.8	901 27.9	946 31.0	988 34.2	1030 37.4	1069 40.7	1107 44.0	1144 47.4	1180 50.7
14021	3800	505 8.38	580 11.2	647 14.2	708 17.2	764 20.3	816 23.5	865 26.6	911 29.9	956 33.1	997 36.4	1038 39.8	1077 43.2	1115 46.6	1152 50.1	1186 53.5
14759	4000	524 9.48	596 12.4	662 15.5	721 18.7	776 22.0	827 25.2	875 28.5	921 31.9	966 35.3	1007 38.7	1047 42.3	1085 45.7	1123 49.3	1159 52.8	1194 56.5
15497	4200	543 10.6	613 13.7	676 16.9	734 20.3	789 23.6	839 27.1	887 30.5	933 34.1	975 37.6	1016 41.1	1055 44.7	1093 48.3	1132 52.1	1167 55.8	1202 59.6
16235	4400	562 11.9	629 15.1	691 18.5	749 22.0	802 25.5	852 29.1	898 32.6	944 36.3	986 40.0	1026 43.6	1065 47.4	1104 51.2	1141 55.0	1176 58.8	1210 62.7
16973	4600	581 13.3	647 16.7	707 20.1	762 23.7	815 27.4	864 31.1	910 34.8	954 38.6	997 42.5	1037 46.3	1077 50.3	1114 54.1	1149 58.0	1185 62.0	1218 65.9
17711	4800	601 14.8	663 18.3	723 21.9	778 25.6	828 29.4	877 33.3	922 37.1	966 41.1	1008 45.0	1048 49.0	1086 53.0	1123 57.1	1160 61.2	1194 65.3	1228 69.4
18449	5000	620 16.5	682 20.1	739 23.8	792 27.6	842 31.6	890 35.6	935 39.6	978 43.7	1020 47.8	1058 51.8	1097 56.0	1133 60.2	1170 64.5	1205 68.8	1238 73.0
19925	5400	659 20.1	717 23.9	772 28.0	823 32.0	871 36.2	917 40.5	961 44.8	1003 49.2	1044 53.6	1082 58.0	1120 62.5	1156 66.9	1190 71.3	1225 75.9	1257 80.4
21401	5800	699 24.3	755 28.5	806 32.6	856 37.1	902 41.5	946 46.0	989 50.5	1029 55.1	1069 59.9	1107 64.5	1144 69.4	1179 74.1	1213 78.8	1247 83.7	1280 88.6
22877	6200	740 29.2	792 33.5	841 37.9	888 42.4	934 47.3	977 52.1	1018 56.9	1057 61.8	1096 66.8	1133 71.8	1168 76.7	1203 81.8	1237 86.9	1269 91.9	1302 97.1
24353	6600	781 34.6	831 39.2	877 43.8	923 48.7	965 53.6	1007 58.7	1047 63.8	1086 69.0	1123 74.2	1158 79.3	1193 84.7	1228 90.1	1262 95.5	1294 100	1324 106

Performance shown is for Series 15 GI Fans with outlet ducts and with inlet ducts. BHP shown does not include belt drive losses.