

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA**



**“SELECCIÓN DE UNA BOMBA CENTRÍFUGA MEDIANTE EL  
ANÁLISIS DEL COSTO DE CICLO DE VIDA -APLICACIÓN  
PLANTA ACEROS AREQUIPA”**

**INFORME DE SUFICIENCIA**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO MECÁNICO**

**ALEJANDRO CORNEJO ZAMORA**

**PROMOCIÓN 2006-I**

**LIMA PERÚ**

**2012**

# ÍNDICE

Pág.

PRÓLOGO .....	03
---------------	----

## CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.

1.1 Antecedentes .....	08
1.2 Descripción del problema .....	08
1.3 Limitaciones .....	08
1.4 Justificación del tema .....	09
1.5 Objetivos .....	10

## CAPÍTULO 2: CONSIDERACIONES TEÓRICAS PARA EL ANÁLISIS DE COSTO DE CICLO DE VIDA APLICADAS A BOMBAS CENTRIFUGAS.

2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS BOMBAS CENTRÍFUGAS QUE ALIMENTAN AL CIRCUITO DE COLADA CONTINUA	11
2.1.1 Aplicación y función de las bombas de Colada .....	11
2.1.2 Características y Performances de las Bombas .....	12
2.1.3 Problemas que se tienen con los equipos .....	12
2.2 ANÁLISIS PARA EL COSTO DE CICLO DE VIDA .....	13
2.2.1 Costos Totales en un Sistema de Bombeo .....	13
2.2.2 Costos del Equipo Iniciales .....	16
2.2.3 Costos de Instalación y Arranques .....	17
2.2.4 Costos de Energía .....	18

2.2.5	Costos de Operación.....	20
2.2.6	Costos de Mantenimiento y Reparación.....	21
2.2.7	Costos por pérdidas de producción.....	23
2.2.8	Costos ambientales incluyendo disposición de partes y contaminación de líquido bombeado.....	23

**Pág.**

## **2.3 CONCEPTOS TIPOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS**

2.3.1	Tipos de Bombas centrífugas.....	24
2.2.1.1	Bomba Centrífuga Horizontal.....	25
2.2.1.2	Bomba Centrífuga Vertical.....	26
2.2.1.3	Bomba Centrífuga Sumergible.....	27
2.3.2	Cálculo de Selección de una Bomba Centrífuga.....	27
2.3.3	Fundamentos Teóricos para la Selección de Bombas Centrífugas..	31
2.3.4	Altura Neta Positiva de Succión Disponible (NPSH D).....	35

**Pág.**

## **CAPÍTULO 3: PROCEDIMIENTO DE CÁLCULOS E INDICADORES DE COMPARACIÓN**

3.1	CÁLCULOS COSTO CICLO DE VIDA.....	39
3.1.1	Cálculo de Costos de Equipo Inicial.....	40
3.1.2	Cálculo de costo de Instalación y Arranque.....	41
3.1.3	Cálculo de costos de energía .....	43
3.1.4	Cálculo de costos de operación.....	46

3.1.5 Cálculo de Costos de operación y mantenimiento.....	46
3.1.6 Cálculo de costos por pérdidas de producción.....	50
3.1.7 Cálculo de Costos por pérdidas ambientales .....	50
3.1.8 Cálculo de Costos Totales.....	51

**Pág.**

## **CAPÍTULO 4: SELECCIÓN Y ANÁLISIS DEL EQUIPO MÁS RENTABLE MEDIANTE LOS COSTOS DE CICLO DE VIDA**

4.1 CÁLCULO DEL VALOR PRESENTE NETO.....	52
4.1.1 Cálculo del Valor Presente Neto - Bomba Goulds Pumps.....	52
4.2.2 Cálculo del Valor Presente Neto- Bomba Hidrosta.....	53
4.2 DISTRIBUCIÓN Y ANÁLISIS DE LOS COSTOS A LO LARGO DEL TIEMPO	
4.2.1 Costos de Ciclo de Vida - Bomba Goulds Pumps.....	55
4.2.3 Costo de Ciclo de Vida - Bomba Hidrosta.....	57
4.3 CÁLCULO DEL PUNTO DE INTERSECCIÓN ENTRE LAS CURVAS DEL COSTO DE CICLO DE VIDA.....	59
<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>62</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>64</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>65</b>

## PROLOGO

El presente informe denominado “**Selección de una bomba centrífuga mediante el análisis del costo de ciclo de vida - aplicación planta Aceros Arequipa**” fue elaborado con la finalidad de analizar y predecir los costos más rentables para seleccionar el mejor equipo de bombeo centrífugo, analizando sus costos de energía, operación y mantenimiento. Este análisis ayudó a la empresa Aceros Arequipa a reducir drásticamente costos de energía y a maximizar las eficiencias en su sistema de bombeo del cuarto de bombas de Planta de Agua, esta herramienta también ayuda a evaluar los proyectos de sistemas de bombeo en función de los consumos de energía. El desarrollo del informe consta de 4 capítulos descritos a continuación:

El **Capítulo 1** abarcará la introducción del informe, en donde se detallará los equipos que trabajaban inicialmente, las condiciones de operación, los consumos de energía y los costos de mantenimiento generados, se indicarán además los antecedentes, la descripción del problema, las limitaciones, la justificación y objetivos del informe a realizar; al culminar resaltaremos los beneficios obtenidos por la CORPORACION ACEROS AREQUIPA.

En el **Capítulo 2** describiré las características de las bombas en funcionamiento y su importancia en el proceso de producción, se definirán los conceptos de Costo de ciclo de Vida aplicadas a sistemas de bombeo y las herramientas empleadas para el cálculo y selección de equipos de bombeo.

En el **Capítulo 3** mostraré el procedimiento de cálculo del costo de ciclo de vida, analizando los costos más representativos que son costo inicial, energético,

operación y mantenimiento, mostrando su incidencia en los gastos del área de mantenimiento. El cálculo de los indicadores para la comparación de los costos de ciclo de vida que se evalúan son datos reales tomados en la planta. Por otro lado se realizará la comparación entre 02 equipos de bombeo de diferentes marcas para poder seleccionar la mejor alternativa según el análisis de Costo del Ciclo de Vida.

En el **Capítulo 4** analizaré los resultados de la aplicación del análisis del costo de ciclo de vida, utilizando como herramienta los conceptos de valor presente y valor de flujo descontado, el análisis será detallado por cada costo y resaltando los beneficios económicos seleccionando la mejor opción.

# CAPITULO 01

## INTRODUCCION

El presente informe denominado **“Selección de una bomba centrífuga mediante el análisis del costo de ciclo de vida -aplicación planta Aceros Arequipa”** fue elaborado con la finalidad de analizar y predecir los costos más rentables para seleccionar el mejor equipo de bombeo centrífugo, analizando sus costos de energía, operación y mantenimiento.

En la actualidad cerca del 20% de la energía que se genera a nivel mundial se gasta en sistemas de bombeo, y en promedio, en ciertas plantas industriales, disponen entre el 25-50% de la energía que consumen en dichos sistemas.

Para un equipo de bombeo centrífugo con una vida típica de operación de 15 a 20 años o más, existen costos significativos incurridos al adquirir el equipo, obtener partes y contratar servicios de mano de obra necesarios para la reparación, operación, capacitación de operarios, realizar mantenimiento y detección de fallas según se requiera a lo largo de la vida operativa del equipo. Los costos acumulados de estas actividades a menudo pueden exceder el precio de compra inicial.

Como en cualquier decisión, cada alternativa tiene un impacto comercial que afecta el valor económico al cliente sobre la vida entera del equipo. Este es el mejor tiempo para considerar las opciones que permitirán aminorar el costo total de propiedad, a través del ciclo de vida total del equipo.

## **Antecedentes:**

Con la finalidad de aumentar la producción del acero, se opta en el año 2004 por comprar bombas centrífugas para la alimentación de los hornos de colada continua, en ese entonces se adquirieron 02 bombas de 400 m<sup>3</sup>/h cada una; luego incrementó la demanda de producción por lo que duplicaron el requerimiento de agua para el proceso de colada continua, entonces la empresa mandó a licitar 02 bombas de 750 m<sup>3</sup>/h para lo cual se tuvo que hacer un estudio adecuado y poder elegir el mejor equipo de bombeo y el más rentable

## **Descripción del Problema**

En el año 2006 la gran demanda en construcción de edificaciones, inmobiliarias y megaproyectos en general, hacen que la demanda de acero y fierros de construcción se eleven a niveles mucho mayores de lo normal, la demanda del mercado exige que la empresa, eleve su capacidad de producción, por tal motivo se ponen en marcha el plan para incremento de la producción

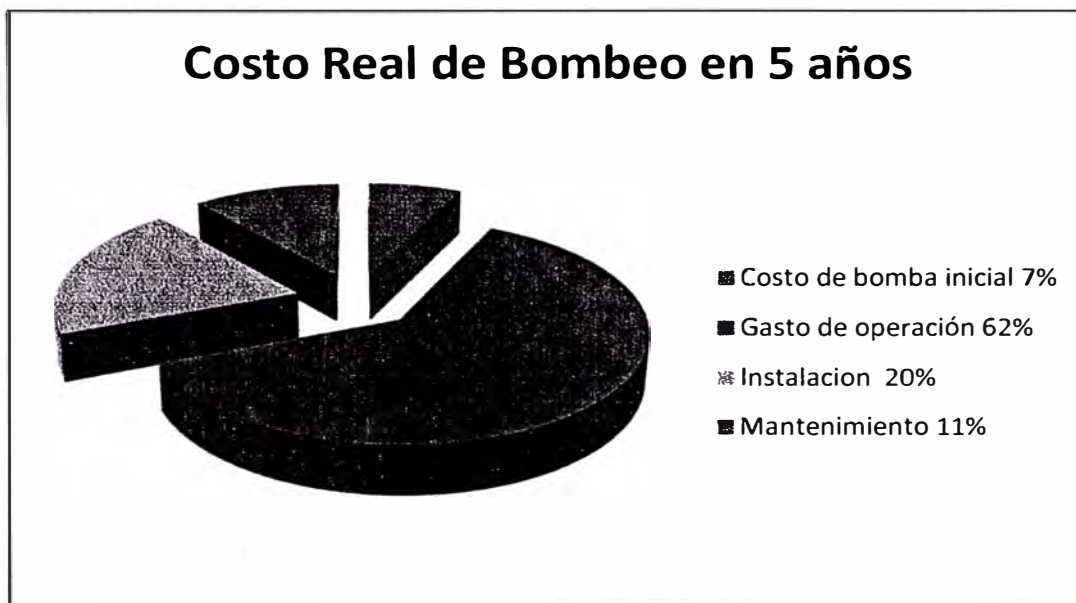
## **Limitaciones**

El presente análisis de costo de ciclo de vida está centrado en la evaluación y selección de equipos de bombeo para la planta de acería que alimenta a la línea de colada continua, en base al análisis que se realice se buscará elegir el mejor equipo de bombeo basados en indicadores costo inicial, energético, operación y mantenimiento. Se tendrá como lineamientos del informe, los datos entregados por el proyectista, es decir no es tema de discusión los cálculos de los parámetros de selección como la presión, caudal, NPSH (disponible).



## Justificación del tema

En la planta existe la necesidad de encontrar un lazo entre la manera de evaluar la selección de equipos de bombeo como en el análisis de reemplazo, de tal manera de asegurar el menor costo total tanto financiero como ambiental ( cada Kw-hr no gastado o ahorrado es alrededor de 0.7 Kg de CO2 menos emitidos al ambiente), para tal fin, la herramienta más usada y recomendada es el “Costo del ciclo de vida” (CCV en español y LCC o Life Cycle Cost en Inglés), el CCV nos da como resultado la propuesta más económica de costo de propiedad entre las diversas alternativas posibles, ayuda a la empresa a minimizar sus desperdicios de energía y maximizar la eficiencia en el uso de la misma.



## **OBJETIVOS:**

### **Objetivo general:**

Analizar y predecir los costos más rentables para seleccionar el mejor equipo de bombeo centrífugo, utilizando como herramienta principal el análisis del costo de ciclo de vida.

### **Objetivos específicos:**

- Identificar y definir los costo de los indicadores del costo inicial, de energía, mantenimiento y operación
  
- Mostrar los valores y las tendencias de los indicadores del costo de mantenimiento, operación y cómo influyen en la toma de decisiones para el alcance de los objetivos de la planta de acería
  
- Comprender y aplicar los conceptos del costo de ciclo de vida aplicados a los equipos de bombeo centrífugo, para realizar un mejor uso de los recursos empleados en la planta.

## CAPÍTULO 2

### CONSIDERACIONES TEÓRICAS PARA EL ANÁLISIS DE COSTO DE CICLO DE VIDA APLICADAS A BOMBAS CENTRÍFUGAS.

#### 2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS BOMBA CENTRÍFUGAS QUE ALIMENTAN AL CIRCUITO DE COLADA CONTINUA

##### 2.1.1 *Aplicación y función de las bombas de Colada*

El proceso de solidificación del acero se realiza a través de la colada continua, este proceso consiste en llenar un recipiente de metal fundido procedente de uno de los hornos de la fundición. El metal cae por un orificio refrigerado (molde), se solidifica obteniéndose una tira continua de sección semejante a la del molde denominada **palanquilla**. Esta tira cae en vertical y, al apoyarse sobre unos cilindros, a medida que avanza, se va colocando horizontal para ser cortada mediante sopletes que se mueven a la misma velocidad que la plancha.

Las ventajas que aporta la colada continua son:

- Eliminación de gastos tan importantes como lingoteras, preparación de desmolde, etc.
- Importante reducción del consumo de energía, al no ser necesario los hornos de recalentamiento de lingotes.

La primera refrigeración de la colada continua se realizan a través de boquillas tipo nozzles, estas son alimentadas por bombas centrifugas

ubicadas en el cuarto de bombas las cuales deben garantizar una presión no menor de 6 bar en cada boquilla

### 2.1.2 *Características y Performances de las Bombas*

Las bombas que se requieren para esta operación son de tipo centrífugas con 80 m (presión) y un caudal de 750 m<sup>3</sup>/h, inicialmente la planta de acería contaba para este proceso con 03 bombas centrífugas marca Hidrostal, de las cuales 02 operaban continuamente y 01 bomba quedaba en stand by. Cuando se incrementó la producción se requirió que el caudal para la refrigeración de la primera línea de colada sea de 2250 m<sup>3</sup>/h.

Para estas características se debe buscar las bombas más eficientes y que garanticen el mejor performance en todo el rango de la curva de tal modo que ayude y asegure la eficacia en el proceso de enfriamiento.

### 2.1.3 *Problemas que se tienen con los equipos.*

Para este proceso se tienen equipos de marca Hidrostal que trabajan a 70 metros y 400 m<sup>3</sup>/h, estas bombas son de baja eficiencia y para el mantenimiento se deben retirar completamente al taller del área, para esto se implemento un plan de mantenimiento preventivo, pero debido a la gran demanda de producción se disponía cada vez de menos personal para realizar estos trabajos, por lo que se requiere que las bombas nuevas a adquirir tengan mejor eficiencia y los mantenimientos de cada equipo sean de menor tiempo y más fáciles de realizar

## 2.2 ANÁLISIS PARA LOS COSTOS DEL CICLO DE VIDA

### 2.2.1 *Costos Totales en un Sistema de Bombeo*

El Costo del Ciclo de Vida (**CCV**) es un análisis de costos (flujos de efectivo) en 5 años como promedio, llevado a valor presente, el que tenga el menor CCV será la mejor opción a tomar como se sabe, el costo de ciclo de vida incluye el costo inicial  $C_{ic}$ , el costo de instalación y arranque ( $C_{in}$ ), el costo de energía ( $C_e$ ), el costo de operación ( $C_o$ ) el costo de mantenimiento y reparaciones ( $C_m$ ), el costo de paradas y pérdidas productivas ( $C_s$ ), el costo ambiental ( $C_{env}$ ) y el costo de disposición de los equipos ( $C_d$ ), incluidos para dejar el proyecto como originalmente se encontró.

El análisis de costo del ciclo de vida ha sido una tendencia creciente para muchas compañías en numerosas industrias, las organizaciones bien informadas utilizan cada vez más el análisis de costo de ciclo de vida como un instrumento valioso al hacer decisiones de compra de equipos.

El costo del ciclo de vida es simplemente la suma de todos los costos de adquisición y propiedad de un producto o sistema sobre su vida completa. Estos pueden incluir diferentes tipos de costos tales como; diseño, producción, garantía, reparación y disposición final. Teniendo en cuenta partidas con frecuencia ignoradas, tales como el costo de fallas de partes y reparaciones o el impacto financiero en el resto de su operación por fallas del equipo, el análisis de costos del ciclo de vida puede proporcionar a la empresa una representación de los costos verdaderos sobre de la vida del equipo adquirido. El análisis de costos del ciclo de vida determina las diferencias en el valor neto actual de las

opciones en competencia y ayuda a identificar la opción que ofrece el mejor valor para el propietario.

Para el equipo industrial con una vida típica de operación de 20 a 30 años o más, existen costos significativos incurridos al adquirir el equipo, obtener partes y contratar servicios de mano de obra necesarios para conectarlo al servicio eléctrico, gas o agua, entrenar operarios, realizar mantenimiento y detección de fallas según se requiera a lo largo de la vida operativa del equipo. Los costos acumulados de estas actividades a menudo pueden exceder el precio de compra inicial.

En el presente, el costo de mantenimiento por si mismo puede exceder por mucho el costo inicial de adquisición; El análisis del costo del ciclo de vida proporciona el costo total probable a incurrirse durante la vida de una pieza del equipo. Los costos del ciclo de vida son dependientes al costo de mano de obra y los gastos contraídos y pueden aumentar considerablemente cuándo el equipo falla en cumplir el desempeño esperado. O falla dentro de unos pocos años posteriores a la compra requiriendo disposición final y costos de sustitución imprevistos, así como la supervisión de estas tareas inesperadas. Es generalmente aceptado que el 80 % del costo de ciclo de vida es una función de decisiones hechas durante la etapa conceptual de un proyecto, cuando el cliente estudia una variedad de opciones. Como en cualquier decisión, cada alternativa tiene un impacto comercial que afecta el valor económico al cliente sobre la vida entera del equipo. Este es el mejor tiempo para considerar las opciones que permitirán aminorar el costo total de propiedad, a través del ciclo de vida total del equipo. La

confiabilidad mejorada y el tiempo reducido de reparaciones tienen como resultado menor tiempo muerto y mayor disponibilidad del equipo.

Cuando una compañía evalúa las alternativas únicamente por el precio de compra inicial, ignorando virtualmente una operación potencialmente más larga y otros gastos, esto puede llevar a costos totales de propiedad significativamente más altos sobre la vida del equipo. Los negocios ahora reconocen las implicaciones de tal omisión.

El análisis de costo del ciclo de vida proporciona una base sólida para adquirir equipos de mayor calidad y va más allá del cumplimiento técnico y el precio más bajo. Un análisis de costo del ciclo de vida calcula el costo de un sistema o el producto sobre su vida entera. El análisis de un sistema típico podría incluir los costos como mostrado en la tabla

#### *Elementos de la ecuación de CCV*

$$\mathbf{CCV = Cic + Cin + Ce + Co + Cm + Cs + Cenv}$$

CCV = Costo de Ciclo de Vida

Cic = Costo inicial, precio compra

Cin = Costo de instalación y Arranque

Ce = Costos de energía

Co = Costos de Operación

Cm = Costos de mantenimiento y reparación

Cs = Costos de paradas y perdidas de producción

Cenv = Costos ambientales

### **2.2.2 Costos del Iniciales del Equipo**

Al seleccionar el equipo de bombeo se deben tomar en cuenta varios aspectos, como usar tuberías de diámetros pequeños así como las uniones pueden reducir los costos de adquisición, sin embargo un diámetro pequeño requiere más potencia en la bomba dando como resultado mayor costo de energía. Por otro lado pequeños diámetros de tubería en la succión de la bomba reducen la carga neta positiva de succión disponible (NPSH d) y por lo tanto puede ser requerida una bomba más grande y de menor velocidad, usualmente más costosa o aumentar la distancia sumergida de la bomba.

Habrán otras opciones, que pueden ser realizadas durante la etapa de diseño que pueden afectar los costos iniciales de inversión. Una decisión importante es la calidad del equipo seleccionado. No puede ser una opción con respecto a los materiales que tienen diferentes tasas de desgaste más pesado, rodamientos de rodillos, los paquetes de control más amplio, todos los aumentos de la vida laboral de la bomba. Estas y otras opciones pueden incurrir en mayores costos iniciales y reducir los costos de CCV

Los costos iniciales también suelen incluir los siguientes elementos:

- Ingeniería (diseño y dibujos, cuestiones de reglamentación)
- El proceso de Licitación
- La administración de compra de pedidos
- Pruebas e inspección
- Inventario de piezas de repuestos



- Capacitación
- Equipamiento auxiliar para la refrigeración y sellado de agua

### **2.2.3 Costos de Instalación y Arranques**

Los costos de instalación y puesta en marcha son los siguientes:

- Bases de diseño, preparación, y el refuerzo de concreto, etc
- El ajuste y la inyección de material de base
- La conexión de tuberías de proceso
- La conexión del cableado eléctrico y de instrumentación
- La conexión de los sistemas auxiliares y otros servicios públicos
- Disposiciones para el lavado
- Evaluación del desempeño en el arranque

La instalación puede ser realizada por un proveedor de equipos, el contratista, o por el usuario. Esta decisión depende de varios factores, incluyendo las habilidades, herramientas y equipos necesarios para completar la instalación, los requisitos contractuales de adquisición; las reglas de trabajo que rigen el lugar de instalación, y la disponibilidad de las autoridades competentes para llevar a cabo la instalación. El personal de planta o contratista debe coordinar la supervisión con el proveedor. Se debe tener cuidado de seguir las instrucciones de instalación a detalle. Una instalación completa incluye la transferencia de la operación del equipo y los requisitos de mantenimiento a través de la capacitación del personal responsable de su operación.

El arranque inicial requiere de mucha atención a las instrucciones del fabricante del equipo para la puesta en marcha y operación. Una lista de verificación se debe utilizar para asegurar que el equipo y el sistema están operando dentro de los parámetros especificados. Una aprobación final se produce normalmente después que se demuestra una operación exitosa.

#### **2.2.4 Costos de Energía**

El consumo de energía es a menudo uno de los elementos de costos más grandes y pueden llegar a dominar el CCV, sobre todo si las bombas funcionan por más de 2000 horas al año. El consumo de energía puede ser fácilmente calculado mediante la recopilación de los datos de salida del equipo de bombeo, siempre y cuando sean constantes en el tiempo. Si la salida no es constante se debe establecer un modelo basado en el tiempo

La potencia de ingreso es:

$$P = \frac{Q \times H \times s.g.}{366 \times \eta_p \times \eta_m} \quad [\text{kW}] \quad (\text{metric})$$

$$P = \frac{Q \times H \times s.g.}{3960 \times \eta_p \times \eta_m} \quad [\text{hp}] \quad (\text{U.S. units})$$

Donde:

P = Potencia

Q = Flujo Nominal, m<sup>3</sup>/hr (US gpm)

H = Altura, m (ft.)

$\eta_p$  = Eficiencia de la Bomba

$\eta_m$  = Eficiencia del motor

s.g. = Gravedad específica

El diseñador de la planta o gerente necesita obtener los datos por separado que muestra el rendimiento de cada sistema de bombeo y se considerará en toda la línea de descarga. El rendimiento puede ser medido en términos de la eficiencia global de la unidad de bomba o de energía utilizada por el sistema en diferentes niveles de salida. El manejo de la selección y aplicación afectará el consumo de energía. Por ejemplo, mucha más electricidad requiere una bomba accionada por un motor neumático que la bomba accionada por un motor eléctrico. Además, algunos usos de la energía no pueden ser dependientes de la salida. Por ejemplo, un sistema de control de sensado de presión en la salida puede generar una carga de energía constante, mientras que un motor eléctrico a velocidad de variable puede consumir los diferentes niveles de energía en diferentes parámetros de funcionamiento. El uso de una válvula de estrangulación, válvula de alivio o de un bypass para control reducirá la eficiencia operativa y aumentará la energía consumida.

La eficiencia o los niveles de energía que se utiliza deben ser trazados en la misma base del tiempo, así como el uso de los valores a mostrar en relación con el patrón referencial. El área bajo la curva representa la energía total absorbida por el sistema que está siendo revisado durante el ciclo de funcionamiento seleccionado. El resultado será en kWh

(kilowatt-hora). Si tenemos varios costos de potencias en los diferentes niveles de carga, entonces el total de las áreas deben estar dentro de estos niveles.

Una vez que las tasas de carga se determinan por la energía suministrada, se pueden aplicar el total de kWh para cada banda de carga (período de tasa). El costo total de la energía absorbida se puede encontrar para cada sistema en estudio y llevado a un período de tiempo común.

Finalmente, los costos de consumo de energía y materiales de los servicios auxiliares deben ser incluidos. Estos costos pueden venir de los circuitos de refrigeración o calefacción, a partir de líquido flushing o líquido / gas arreglos barrera. Por ejemplo, el costo de funcionamiento de un enfriamiento circuito de enfriamiento con agua deberá incluir los siguientes elementos: el costo del agua, el servicio de bombeo, filtración, la circulación, y la extracción de calor / disipación.

### **2.2.5 Costos de Operación**

Los costos de operación son los costos laborales relacionados con el funcionamiento de un sistema de bombeo. Estos varían ampliamente dependiendo de la complejidad y la función del sistema. Por ejemplo, una bomba de fluidos tóxicos puede requerir control diario por emisiones peligrosas, fiabilidad y rendimiento dentro de los parámetros aceptados.

Por el contrario, un sistema completamente automatizado de fluidos tóxicos, puede requerir una supervisión muy limitada. Regular la observación de cómo un sistema de bombeo está funcionando puede alertar a los operadores de posibles pérdidas en el rendimiento del

sistema. Los indicadores de rendimiento incluyen cambios en la vibración, cavitación, temperatura, ruido, consumo de energía, flujo nominal y presión.

### **2.2.6 Costos de Mantenimiento y Reparación**

La obtención de una vida útil de trabajo de una bomba requiere de un servicio regular y eficiente. El fabricante informará al usuario sobre la frecuencia y el alcance de este mantenimiento de rutina. El costo depende del tiempo, frecuencia del servicio y los precios de los repuestos. El diseño también puede influir en estos costos a través de los materiales de construcción, componentes elegidos y la facilidad de acceso a las partes de este servicio.

El programa de mantenimiento puede estar compuesto por los menos frecuentes pero de mayor cuidado, así como el servicio más frecuente, pero más simple. Las principales actividades del servicio deben ser realizadas en un taller de mantenimiento. Durante el tiempo que la bomba no está disponible para la planta de proceso, no pueden haber pérdidas de producción, por lo que se considera un costo de reemplazo temporal. Estos costos pueden ser minimizados mediante la programación de las principales actividades de mantenimiento durante la parada anual o sobre el proceso de cambio. Servicio importante puede ser descrito como "unidad de la bomba no reparable en el sitio", mientras que la rutina de trabajo sería como "unidad de la bomba reparable en el sitio."

El costo total de mantenimiento de rutina se determina multiplicando el costo por evento por el número de eventos esperados durante el ciclo de vida de la bomba.

Aunque las fallas inesperadas no pueden predecirse con exactitud, se puede estimar estadísticamente mediante el cálculo de tiempo medio entre fallas (MTBF). MTBF se puede estimar para los componentes y luego se combinan para dar un valor para la máquina completa.

Puede ser que sea suficiente considerar simplemente el mejor y el peor de los escenarios donde la vida más corta posible y la más larga vida útil probable que se consideran. En muchos casos, los datos del historial de la planta están disponibles.

El fabricante puede definir y proporcionar el MTBF de los ítems cuya falla impidan el funcionamiento de la unidad de bombeo o reducirá su ciclo de vida por debajo del objetivo de diseño. Estos valores se pueden derivar de la experiencia pasada o del análisis teórico. Se puede esperar que los ítems incluyan juntas, cojinetes, impulsor, válvula, anillos de desgaste, acoplamiento, fabricantes de motor y otros artículos especiales que constituyen el sistema completo. Los valores de MTBF se pueden comparar el diseño de trabajo del equipo y el número de eventos de falla calculado.

Hay que reconocer que las variaciones del proceso y prácticas de los usuarios siempre tienen un impacto importante sobre el MTBF de una planta y las bombas incorporadas a esta. Siempre que sea posible, los datos históricos son preferibles a los datos teóricos de los proveedores.

El costo de cada evento y los costos totales de estas fallas inesperadas se puede estimar de la misma manera que los costos calculados para los mantenimientos de rutina

### **2.2.7 Costos por pérdidas de producción**

El costo de paradas inesperadas y la pérdida de producción es un punto muy importante en el total de LCC y puede competir con los costos de

consumo de energía y los costos de las piezas de repuesto en su impacto. A pesar del diseño adecuado de una bomba y sus componentes, existen ocasiones en las que produce una falla inesperada. En aquellos casos en que el costo de pérdida de producción es inaceptablemente elevado, se debe de instalar una bomba de repuesto en paralelo para reducir el riesgo (stand by). Si una bomba de repuesto se utiliza, el costo inicial será mayor, pero el costo del mantenimiento no programado se incluye únicamente el costo de la reparación.

El costo de la pérdida de producción depende del tiempo muerto y se diferencia por cada caso.

#### **2.2.8 Costos por pérdidas Ambientales**

El costo de la eliminación de contaminantes durante la vida útil de un sistema de bombeo varía significativamente dependiendo de la naturaleza del producto bombeado. Ciertas opciones pueden reducir significativamente la cantidad de contaminación, pero por lo general aumenta el costo de inversión.

Por ejemplo la contaminación ambiental pueden incluir: refrigeración del fluido bombeado, la eliminación de flujo por las prensaestopas, fuga por la carcasa, uso de lubricantes contaminantes, eliminación de las piezas usadas y contaminadas. Los costos de inspección del medio ambiente también deben ser incluidos.

## 2.3 CONCEPTOS TIPOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

### 2.3.1 *Tipos de Bombas centrífugas*

Una bomba centrífuga es un dispositivo constituido por un conjunto de paletas rotatorias perfectamente encajadas dentro de una cubierta de manera que son capaces de impulsar al líquido que esté contenido en la cubierta gracias a la fuerza centrífuga.

Una bomba centrífuga transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio en la energía cinética y potencial requerida. Aunque la fuerza centrífuga producida depende tanto de la velocidad en la punta de los álabes o periferia del impulsor y de la densidad del líquido, la cantidad de energía que se aplica por libra de líquido es independiente de la densidad del líquido. Por tanto, en una bomba dada que funcione a cierta velocidad y que maneje un volumen definido de líquido, la energía que se aplica y transfiere al líquido, (en ft-lb/lb de líquido) es la misma para cualquier líquido sin que importe su densidad. (La única salvedad es que la viscosidad del líquido influye en esta energía como se verá más adelante.) Por tanto, la carga o energía de la bomba en ft-lb/lb se debe expresar en pies (ft).

Los elementos principales de toda bomba centrífuga son:

1. Un elemento estático conformado por chumaceras, estopa y cubierta.
2. Un elemento dinámico-giratorio conformado por un impulsor y una flecha

Las bombas centrífugas suelen clasificarse en:



1. Bombas Verticales
2. Bombas Horizontales
3. Bombas Centrifugas Sumergibles

Sin embargo, existen otras clasificaciones basadas en ciertos componentes de la bomba, como ocurre en el caso de los impulsores:

1. Bombas con impulsores de flujo radial
2. Bombas con impulsores de flujo axial
3. Bombas con impulsores de flujo mixto

#### 2.3.1.1 Bombas Centrifuga Horizontal

El eje de la bomba y el motor están en la misma línea. La bomba no debe trabajar en seco ya que necesita el líquido bombeado como lubricante entre anillos rozantes, rodetes, sellos mecánicos, empaquetaduras.

Antes de su puesta en marcha deben quedar cebadas por no ser auto-aspirantes. Este proceso puede ser bastante complejo si la bomba no trabaja en carga y colocada por encima del nivel del líquido. Este caso se presenta muy frecuente con bombas centrifugas horizontales, se debe colocar una válvula en la parte de la aspiración de la bomba

##### Ventajas de las bombas centrifugas Horizontales

En estas bombas encontramos las siguientes ventajas:

- ✓ Son de construcción más baratas que las horizontales
- ✓ Su mantenimiento y conservación es mucho mas económico
- ✓ El desmontaje de la bomba se puede hacer sin mover el motor
- ✓ No hay que tocar las conexiones de aspiración e impulsión
- ✓ Fácil de instalar

### 2.3.1.2 Bombas Centrífuga Vertical

En este tipo de bomba el eje es vertical y el motor generalmente esta encima de la bomba. Esto permite que la bomba trabaje siempre rodeada por el líquido a bombear. Estas bombas no deben quedar cebadas antes de la puesta en marcha

En las bombas verticales no sumergidas, el motor generalmente va encima de la bomba. El eje de la bomba puede ser rígido o flexible por medio de juntas universales, esto soluciona el problema de alineamiento

La ventaja de las bombas vertical es que necesitan usar poco espacio horizontal, son ideales para trabajar en barcos, pozos.

Para bombas de gran capacidad, la construcción vertical generalmente es menos cara que la horizontal.

Las bombas centrifugas verticales no sumergidas tienen su campo en:

- ✓ Aplicaciones Marinas
- ✓ Aguas Sucias
- ✓ Drenajes
- ✓ Irrigación
- ✓ Circulación de condensadores

### 2.3.1.3 Bomba Centrifuga Sumergible

El funcionamiento de las bombas centrifugas sumergibles hacen innecesario el cebado. El impulsor siempre está por completo rodeado por el líquido a impulsar y la bomba puede trabajar en cualquier momento.

El control de la unidad es mínimo y solamente hay que arrancar el motor de la bomba sin hacer un cebado previo. La aspiración de esta es siempre por debajo de una cierta profundidad, si es insuficiente pueden generarse en la superficie remolinos por cuyo centro entra aire a la bomba y esto reduce el rendimiento del equipo. Las ventajas hidráulicas son notorias, desaparecen todos los problemas de aspiración que son el principal inconveniente en el funcionamiento de las bombas centrifugas.

Las desventajas de este tipo de bombas respecto a las horizontales son: Inicialmente más caras y su mantenimiento es más elevado. Ante una reparación se exige que la bomba sea elevada a la superficie. El eje alargado expone a los cojinetes a fuerzas mecánicas muy fuertes que pueden reducir drásticamente la vida útil del equipo.

### 2.3.2 Criterios para la Selección de una Bomba Centrifuga

La clave para hacer la selección correcta de la bomba radica en el conocimiento del sistema en que trabajará la bomba. El ingeniero que especifica una bomba puede hacer una selección errónea por no haber investigado los requisitos totales del sistema ni determinar cuál debe ser el rendimiento de la bomba. Además, cuando la responsabilidad de la elección de la bomba está en manos del representante del proveedor,

puede ser difícil o imposible determinar los requisitos totales de la operación. Por ello, si la primera regla para la selección de la bomba es el conocimiento completo del sistema ¿cómo se puede lograr? En la industria de procesos químicos, el punto de partida son las hojas de flujo del proceso y los diagramas de tubería e instrumentos.

Cuando las bombas tienen la succión en recipientes, tanques o domos y con altura variable encima de la bomba, el ingeniero en bombas debe encontrar la altura óptima y coordinar los requisitos para la bomba, en cooperación con otros ingenieros encargados del diseño de los recipientes o cimentaciones. Si la bomba se va a instalar en un sumidero o en una fosa, los factores esenciales incluyen el tamaño correcto de la fosa, los requisitos de flujo cuando el líquido se aproxima a la bomba y la ubicación de ella en la fosa, con espaciadores y placas desviadoras adecuadas, si se requieren.

Cuando la pérdida por fricción en un aparato o la tubería es parte importante de la carga total, el ingeniero especialista podrá influir hasta cierto grado en la selección de la caída permisible de presión. A menudo, como cuando se trata de ahorrar en el costo inicial, el diseñador de la tubería puede proyectarla de un tamaño que produzca gran caída de presión. Esto requeriría una bomba de mucha más potencia que la requerida para un tubo más grande. El caballaje consumido por una carga más elevada se debe evaluar con cuidado, porque representará siempre costos más altos en toda la duración de la bomba

La velocidad específica como guía

En el Hydraulic Institute Handbook' aparece el número a dimensional, velocidad específica

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q}}{H^{3/4}}$$

En dónde

Ns = velocidad específica

N = velocidad de rotación

Q = capacidad

H = carga (columna)

Esto ayuda a determinar la capacidad de todas las bombas centrífugas.

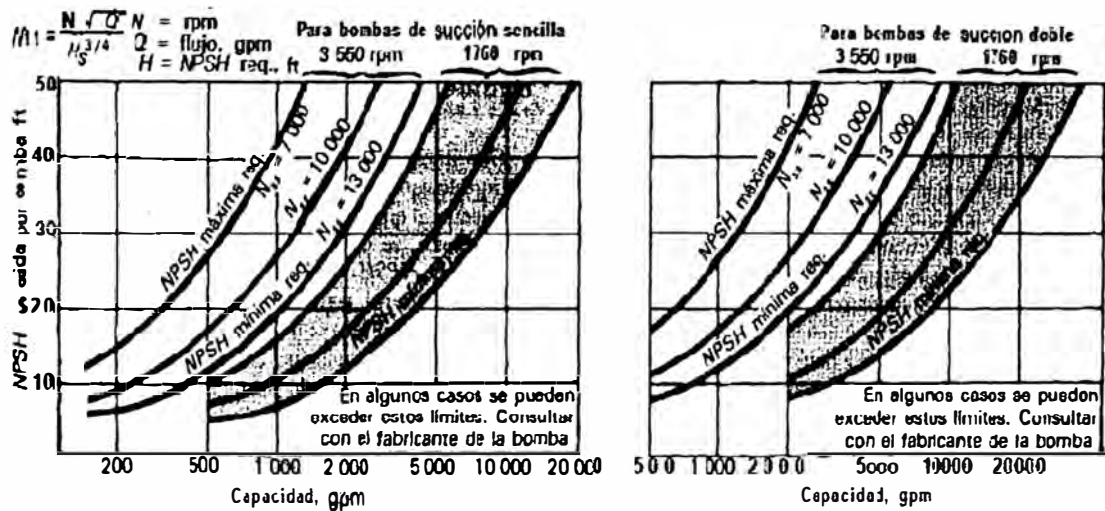
### **Selección por mayor eficiencia**

La mayoría de las bombas usadas en procesos son centrífugas. La eficiencia de la bomba tiene un lugar prominente entre los factores que se deben considerar. En un esfuerzo por reducir el costo inicial, a menudo se seleccionan bombas que no representan el diseño más eficiente para un servicio dado. Si se debe dejar la elección de la eficiencia al fabricante de la bomba? Desde luego, el usuario le debe dar alguna orientación respecto a los costos de energía y métodos para recuperación de la inversión.

### **Selección de bombas para grandes capacidades**

Supóngase que para una bomba de 500 GPM y 350 ft, se requiere un flujo 10 veces mayor, sin que varíe la presión de descarga, mediante el aumento en el tamaño de la tubería y de los aparatos en el sistema. Supóngase también que en este sistema de bombeo se maneja un

líquido volátil y que la NPSH disponible consiste sólo en la carga estática menos la pérdida por fricción en la tubería de succión. Al consultar la figura A para un flujo de 5000 gpm, se verá que la selección de una bomba de succión simple a 3350 rpm, no es adecuada



**Figura a**

La succión simple a 1 760 rpm puede ser satisfactoria, pero mejor es la doble succión, con la cual una velocidad específica de succión de 11000 y una velocidad de rotación de 1 760, el NPSH requerido es de 16 ft. Si se consultan las curvas estándar de los fabricantes, se verá que esa bomba está disponible en el mercado.

### **Bombas para líquidos viscosos**

La selección de bombas para líquidos viscosos requiere cuidados especiales. Primero, el usuario debe indicar con exactitud la viscosidad real del líquido bombeado. En los manuales aparecen las viscosidades de los líquidos usuales, pero las mezclas especiales pueden necesitar cálculos o pruebas específicas para determinar con precisión la viscosidad. La viscosidad se suele expresar con algunas de las tres unidades normales: centipoises (cp), centistokes (cst) o Segundos

Saybolt Universales (SSU). Las dos últimas viscosidades cinemáticas difieren de los centipoises, que indican viscosidad absoluta. La relación entre la viscosidad absoluta y la viscosidad cinemática se expresa con:

$$\text{Viscosidad cinemática (cst)} = \frac{\text{Viscosidad absoluta (cp)}}{\text{densidad relativa del liq.}}$$

### 2.3.3 Fundamentos Teóricos para Selección de un Bomba Centrífuga

#### 2.3.3.1 Presión:

La presión en cualquier punto de un fluido se puede considerar como resultado de una columna vertical del líquido que, debido a su peso, ejerce una presión igual a la presión del punto en análisis. La altura de esta columna se llama la carga estática y se expresa en términos de longitud (m, ft)

La carga estática que corresponde a una presión específica depende del peso de los líquidos de acuerdo con la siguiente fórmula.

$$\text{Presion (ft)} = \frac{\text{Presion (psi)} \times 2.31}{\text{Gravedad Especifica}}$$

#### 2.3.3.2 Velocidad Específica:

La velocidad específica es un útil indicador para tener una idea general del tipo de bomba que se debe seleccionar. Todas las bombas se pueden clasificar con un número adimensional llamado velocidad específica N, y que se define como sigue:

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q}}{H^{3/4}}$$

Donde

Ns : Velocidad específica en RPM

H : Altura Total desarrollada (Pies).

Q : Caudal (GPM)

Las bombas centrífugas tienen velocidades específicas que van desde alrededor de 400 hasta más de 16 000 según sea el tipo del impulsor

### 2.3.3.3 Caudal.

Capacidad (Q) se expresa normalmente en galones por minuto (GPM).

Puesto que los líquidos son esencialmente incompresibles, existe una relación directa entre la capacidad de una tubería y la velocidad del flujo.

Esta relación es la siguiente:

$$Q = 449(A) \times V \text{ or } V = \frac{Q}{449(A)}$$

Donde

A = área de la tubería o conducto en pies cuadrados.

V = velocidad del flujo en metros por segundo.

Q = Capacidad en galones por minuto

En las bombas verticales la corrección se debe hacer para el ojo de la succión menor del impulsor



#### 2.3.3.4 Altura Dinámica Total.

**Altura estática descarga**, es la distancia vertical en metros entre la línea central de la bomba y el punto de descarga libre o la superficie del líquido en el tanque de descarga.

**Altura estática total**, es la distancia vertical en metros entre el nivel libre de la fuente de suministro y el punto de descarga libre o la superficie libre del líquido de descarga.

**Altura por fricción (hf)**, es la altura necesaria para superar la resistencia al flujo en la tubería y accesorios, esta depende del tamaño, condición, tipo de tubería, el número y tipo de accesorios de tubería, el caudal, y la naturaleza del líquido. Tablas de fricción se incluyen en los datos de agua (Ver Anexo D).

**Altura de velocidad (Hv)**, es la energía de un líquido como resultado de su movimiento a una cierta velocidad (V). La Altura es la equivalente en pies a través del cual el agua tendría que caer para adquirir la misma velocidad, o en otras palabras, la Altura necesarias para acelerar el agua. La altura de velocidad se puede calcular de la siguiente fórmula:

$$Hv = \frac{V^2}{2g}$$

V: Velocidad del fluido m/s

g: Aceleración m<sup>2</sup>/s

La altura de velocidad es generalmente insignificante y puede ser ignorado en la mayoría de los sistemas de alta cabeza. Sin embargo,

puede ser un factor importante y debe ser considerado en los sistemas de baja presión.

La altura de velocidad debe ser considerado cuando un sistema de bombeo inicia o termina en un tanque que se encuentra bajo alguna presión distinta a la atmosférica. La presión en un tanque debe convertirse primero en altura de presión. Un vacío en el tanque de succión o de una presión positiva en el tanque de descarga debe ser agregado a la cabeza del sistema, mientras que una presión positiva en el tanque de succión o de vacío en el tanque de carga se restara al sistema.

**Altura dinámica total de succión ( $H_s$ )**, es la elevación de succión estática menos la carga de velocidad en la brida de succión de la bomba, más el total de carga por fricción en la línea de succión. La altura dinámica total de succión, se determina en un test de la bomba, con la lectura de un manómetro en la brida de succión, esta lectura se convierte en altura del líquido y se corrige a la línea del eje central de la bomba, menos la carga de velocidad en el punto donde se fija el manómetro

**Altura dinámica total de descarga ( $H_d$ )**, es la altura de descarga estática más la altura de velocidad en la brida de descarga de la bomba, más el total de la carga por fricción en la línea de descarga. La altura dinámica total en la descarga, se determina mediante un test en la bomba, que es la lectura del manómetro en la brida de descarga, convertido en altura de líquido y se corrige a la línea del eje central, menos la altura de velocidad en el punto donde se fija el manómetro.

## **ALTURA TOTAL (H) O ALTURA DINÁMICA TOTAL (TDH)**

Es la altura total de descarga dinámica, según la siguiente fórmula

$$TDH = HD + HS$$

### **2.3.4 Altura Neta Positiva de Succión y Cavitación (NPSH D)**

El Instituto Hidráulico define NPSH como la Altura Neta Positiva de Succión, determinado en la boquilla de succión y corregido para el punto de referencia, menos la presión de vapor del líquido. En palabras simples, es un análisis de las condiciones energéticas en el lado de succión de una bomba para determinar si el líquido se evaporará en el punto de presión más bajo de la bomba.

La presión ejercida por un líquido sobre su alrededor depende de su temperatura. Esta presión, denominada presión de vapor, es una característica única de cada fluido y aumenta con el incremento de temperatura. Cuando la presión de vapor dentro de un fluido alcanza la presión del medio circundante, el fluido comienza a evaporarse o a hervir. La temperatura a la cual ocurre esta evaporación disminuirá a medida que la presión del medio circundante disminuye.

El NPSH Disponible es una función del sistema en el cual funciona la bomba. Es el exceso de presión del líquido en pies absolutos por encima de su presión de vapor a medida que llega a la succión de la bomba. Las Figs. del 1 al 4 muestran cuatro sistemas de succión típicos con las fórmulas de NPSH Disponible correspondientes a cada uno.

Es importante corregir para la gravedad específica del líquido y convertir todos los términos a unidades de “pies absolutos” al usar las fórmulas.

En un sistema existente, el NPSH Disponible puede determinarse mediante una lectura del manómetro en la succión de la bomba. Se aplica la siguiente fórmula:

$$\text{NPSH}_A = P_B - V_P \pm Gr + h_v$$

Donde Gr = Lectura del manómetro en la succión de la bomba expresada en pies (positiva si es superior a la presión atmosférica, negativa si es inferior a la presión atmosférica) corregida a la línea central de la bomba.

$h_v$  = Altura dinámica en la tubería de succión en la conexión del manómetro, expresada en pies.

La cavitación es un término utilizado para describir el fenómeno que ocurre en una bomba cuando hay insuficiente NPSH Disponible. La presión del líquido se reduce a un valor igual o inferior a su presión de vapor y se comienzan a formar pequeñas burbujas o bolsas de vapor. A medida que estas burbujas de vapor se mueven a lo largo de los álabes del impulsor a un área de presión más alta, se desvanecen rápidamente.

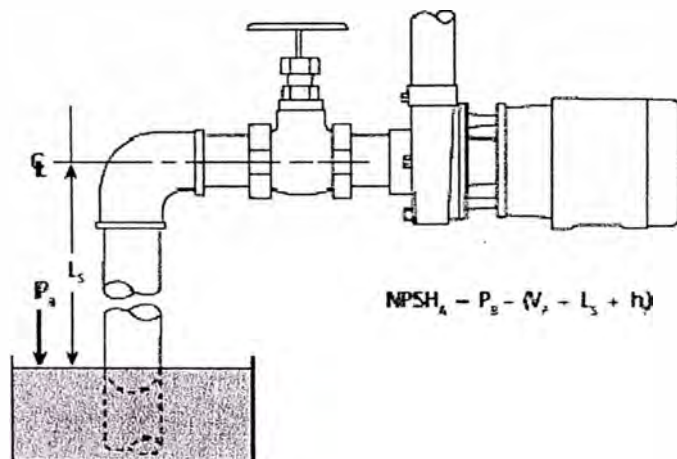
El desvanecimiento o “implosión” es tan rápida que puede escucharse como un ruido sordo, como si estuviese bombeando grava. Por lo general, las fuerzas durante el desvanecimiento son suficientemente altas para producir bolsas diminutas de falla por fatiga sobre las superficies de los álabes del impulsor. Esta acción podría ser progresiva y bajo condiciones severas puede producir daños de picaduras serias al impulsor.

El ruido de acompañamiento es la manera más fácil de reconocer la cavitación. Además de los daños al impulsor, la cavitación normalmente reduce la capacidad debido al vapor presente en la bomba. También, la carga podría reducirse y ser inestable y el consumo de potencia podría ser irregular. El funcionamiento en cavitación también puede producir vibraciones y daños mecánicos como la falla de los cojinetes.

La única manera de impedir los efectos no deseados de la cavitación es asegurar que la NPSH Disponible en el sistema sea mayor que la NPSH Requerida por la bomba.

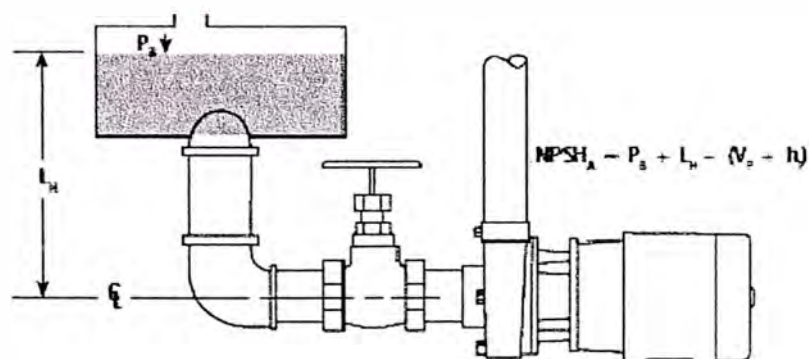
#### SUMINISTRO DE SUCCIÓN ABIERTO A LA ATMÓSFERA

– con elevación de succión (Fig. 01)

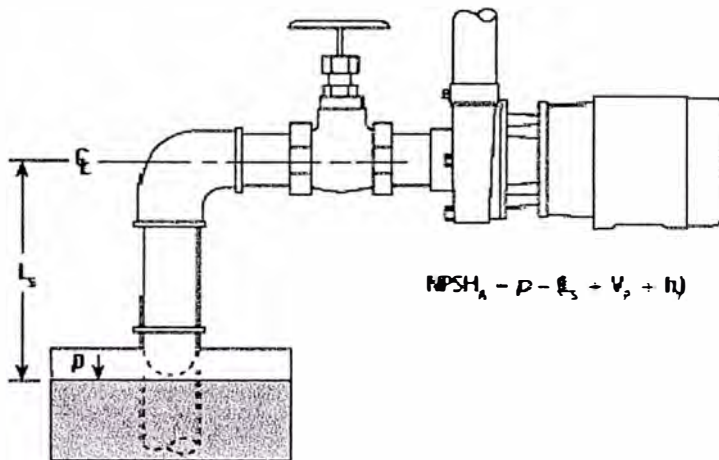


#### SUMINISTRO DE SUCCIÓN ABIERTO A LA ATMÓSFERA

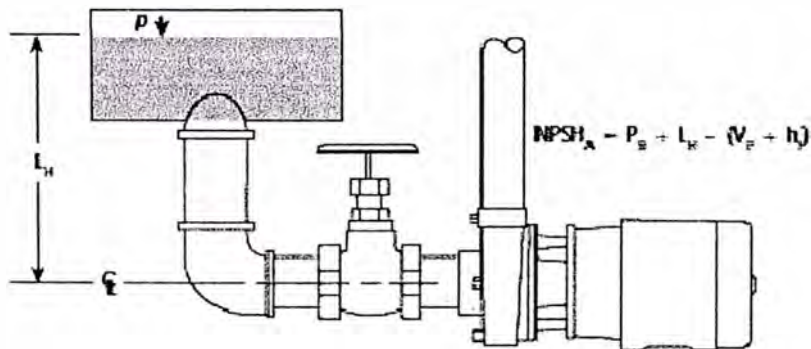
– con carga de succión (Fig. 02)



**SUMINISTRO DE SUCCIÓN CERRADO**  
 – con elevación de succión (Fig. 03)



**SUMINISTRO DE SUCCIÓN CERRADO**  
 – con carga de succión (Fig. 04)



PB = Presión barométrica, en pies absolutos.

VP = Presión de vapor del líquido a la temperatura máxima de bombeo, en pies absolutos (consulte la página 16).

p = Presión sobre la superficie del líquido en el tanque de succión cerrado, en pies absolutos.

LS = Elevación de succión estática máxima en pies.

LH = Carga de succión estática máxima en pies.

hf = Pérdida por fricción en pies en la tubería de succión a la capacidad requerida.

## **CAPÍTULO 3: PROCEDIMIENTO DE CÁLCULOS E INDICADORES DE COMPARACIÓN**

### **3.1 CÁLCULOS COSTO CICLO DE VIDA**

Para nuestra selección se analizaran dos marcas muy prestigiosas en el mercado nacional e internacional las cuales son:

Marca, Goulds Pumps, procedencia USA

Marca Hidrostaal, Nacional

Para realizar la mejor selección aplicando el CCV, se seguirán todos los cálculos de costos como se detallan en el capítulo 2. En nuestro análisis se utilizará la información suministrada por el proyectista los cuales son los siguientes:

Caudal: 750m<sup>3</sup>/h

Presion: 80 metros

NPSHd: 10 metros

Fluido a bombear: Agua con 500 ppm, a 25 °C

Cantidad: 01und + 01 stand by

Temperatura Ambiente: 25 °C

Altitud: 215 msnm

Tipo de Trabajo: 24 horas

Voltaje: 440 V

Fases: 3 Fases

Frecuencia: 60 Hz

Con estos parámetros se realizara el análisis para buscar y seleccionar el equipo más rentable para el cliente

### 3.1.1 Cálculo de Costos de Equipo Inicial

La selección de las bombas se realiza buscando en las curvas las más eficientes y según esto hacemos el cuadro resumen como se ve a continuación:

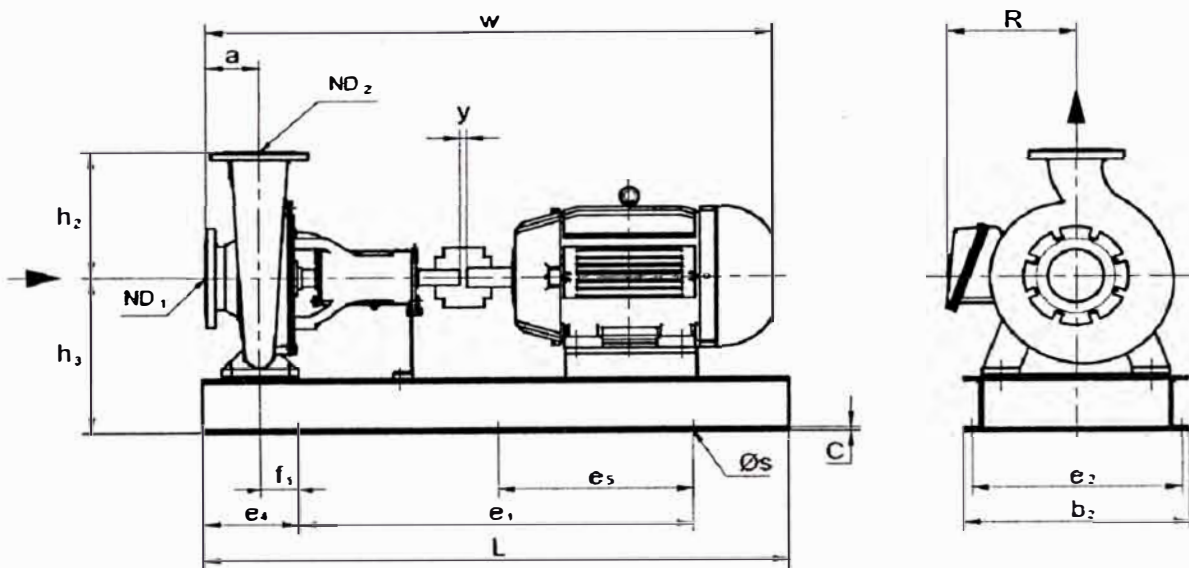
<b>Marca</b>	<b>Goulds Pumps</b>	<b>Hidrostral</b>
Modelo	10x8-20A	150- 400
Norma	Ansi	ISO
Procedencia	USA	Nacional
Velocidad	1785 RPM	1790 RPM
Brida Succión	10 pulg	400 mm
Brida Descarga	8 pulg	60 mm
Caudal	750 m3/h	750 m3/h
Presión	80 m	80 m
Npsh d	5,32 m	4, 9 m
<b>Eficiencia</b>	<b>86%</b>	<b>77%</b>
Tipo bomba	Carcaza Partida	End Suction
Tipo de Impulsor	Cerrado Doble Succión	Cerrado Succión Simple
<b>Materiales :</b>		
<i>Carcaza</i>	Hierro Fundido	Hierro Fundido
<i>Impulsor</i>	Bronce	Bronce
<i>Anillo Desgaste</i>	Bronce	Bronce
<i>Eje</i>	416 SS	AISI 1040
Tipo de Sello	Sello Mécanico	Sello Mecánico
Tipo de Lubricación	Grasa	Grasa
<b>Motor Eléctrico</b>		
Marca	Siemens	Weg
Potencia	288 Kw (386 Hp)	400 HP
Procedencia	Alemania	Brasil
Factor de Potencia	1, 1	1, 1
Frecuencia	60 Hz	60 Hz
Polos	4	4
Fases	3	3
Aislamiento	Clase F	Clase F
Encerramiento	TEFC	TEFC
<b>Precio Unitario US\$</b>	<b>48.214,00</b>	<b>38.982,00</b>
<b>Precio Total (02 und) US\$</b>	<b>96.428,00</b>	<b>77.964,00</b>



### 3.1.2 Cálculo de Costo de Instalación y Arranque

Este costo de instalación y arranque depende de las dimensiones de la placa base y la capacidad del motor, al ser la bomba Hidrostral ligeramente más grande que la Goulds Pumps, tiene un costo adicional para el montaje

#### Dimensiones de Bomba Hidrostral ISO 150-400



Donde :

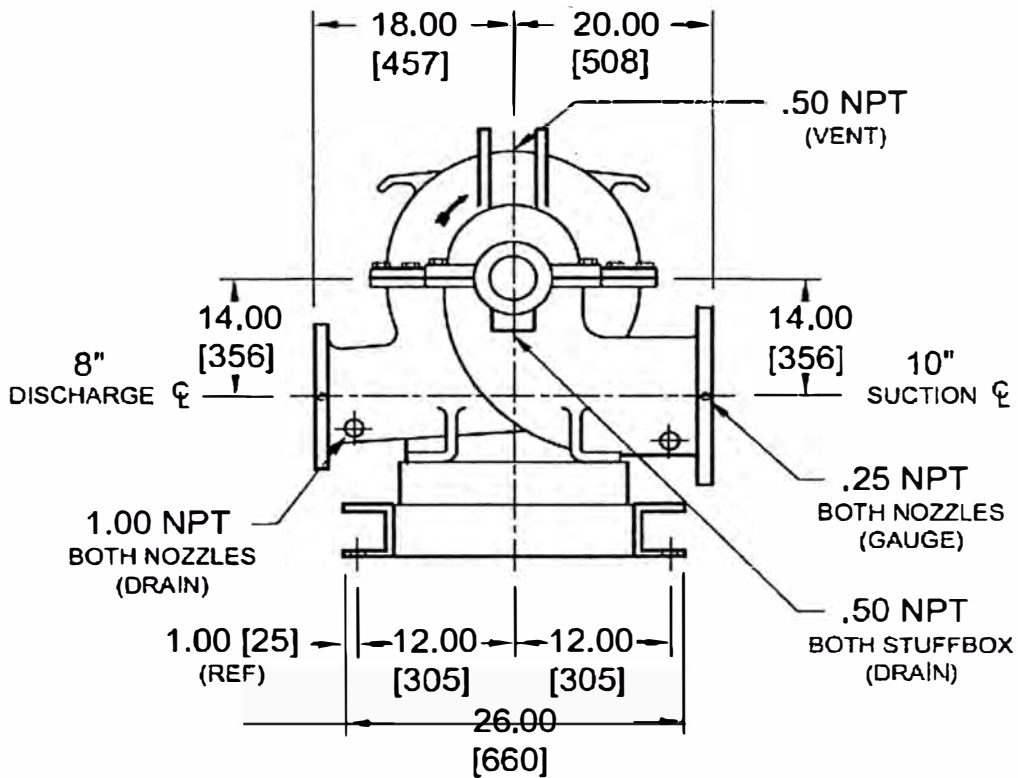
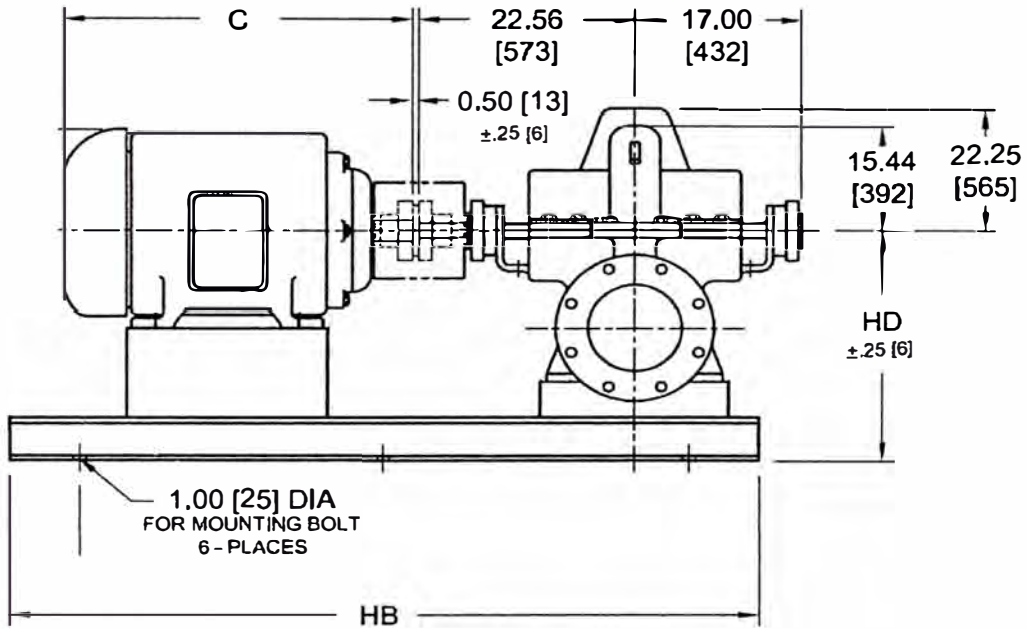
Longitud total de placa base (L) : 2600 mm

Ancho total de placa base ( $b_2$ ) : 900 mm

Alto Total ( $h_2 + h_3$ ) : 1458 mm

Peso del conjunto 1800 kg

# Dimensiones de Bomba Goulds Pump 3408 A 10x8-20L



Donde:

Longitud total de placa base (Hb) : 2185 mm

Ancho total de placa base: 660 mm

Alto Total: 1308 mm

C : 1337 mm

HD : 743 mm

Peso Aprox. del conjunto 2100 kg

<b>COSTO DE INSTALACIÓN</b>		
<b>Marca</b>	<b>Goulds Pump</b>	<b>Hidrostal</b>
Modelo	10x8- 20A	150-400
Tipo de Placa	Acero estructural	Acero estructural
Peso Total (kg)	2100	2350
Largo (mm)	2600	2950
Ancho(mm)	900	950
Alto (mm)	1458	1100
Brida Succión	10 pulg	400 mm
Brida Descarga	8 pulg	60 mm
Acoplamiento	Flexible	Flexible
Pernos de Anclaje	1 1/4"	1"
Lubricación de Rodajes	Grasa	Grasa
Regrigeración de Sellos	Interno	Flushin
Tipo de Cable	Tipo NYY	Tipo NYY
Número Cable		
<b>Precio Unitario US\$</b>	<b>12400</b>	<b>13680</b>
<b>Precio Total (02 und) US\$</b>	<b>24800</b>	<b>27360</b>

### **3.1.3 Cálculo de Costos de energía**

Este Cálculo es uno de los más importantes ya que representa el mayor costo a lo largo del tiempo de vida útil del equipo.

En este punto se evaluara cuanto nos cuesta bombear en un año de trabajo con cada equipo de bombeo

#### **3.1.3.1 Costo y cálculo de la energía hidráulica del sistema**

El costo total de la energía es igual a la energía reactiva mas la energía activa, pero in situ se calcula el consumo con la siguiente fórmula:

$$E = \text{Voltaje} * \text{Amperaje} * \text{Cosfi} * 1.73/746$$

Para nuestro análisis debido a que no se cuenta con el equipo instalado se considera la eficiencia del motor eléctrico que figura en catalogo, siendo estos motores de alta eficiencia

#### **3.1.3.2 Calculo de la Energía Hidráulica y Eléctrica**

En este punto se calculara la energía hidráulica que consume cada bomba de acuerdo a la siguiente formula

$$\text{POT} = \frac{Q(ADT)}{75 \square}$$

DONDE

- POT : Potencia Absorbida (Hp)
- Q : Caudal en Lt/seg
- ADT : Altura Dinámica total en Metros
- $\square$  : Eficiencia de la Bomba %
- 75 : Constante de conversión

Para Luego Calcular la Potencia eléctrica con la siguiente fórmula:

$$\text{POT (Elect)} = \frac{\text{POT}}{\eta_{\text{Elect}}}$$

Entonces reemplazando datos se obtiene:

Potencia absorbida por la bomba Goulds Pumps 3408 A 10x8-20L

$$\text{POT} = \frac{(208.33)(80)}{75 * 86\%} = 258.40 \text{ Hp (192.76 KW)}$$

$$\text{POT (Elect)} = \frac{192.76 \text{ KW}}{95\%} = 202.90 \text{ KW}$$

Potencia absorbida por la bomba Hidrostral ISO 150-400

$$\text{POT} = \frac{(208.33)(80)}{75 * 77\%} = 288.59 \text{ Hp (215.29 KW)}$$

$$\text{POT (Elect)} = \frac{215.29 \text{ KW}}{95\%} = 226.63 \text{ KW}$$

En la siguiente tabla se puede observar los comparativos entre ambas bombas

<b>COSTO DE ENERGÍA</b>		
<b>Marca</b>	<b>Goulds Pump</b>	<b>Hidrostral</b>
Modelo	10x8-20A	150-400
Caudal m <sup>3</sup> /h (lps)	750 (208,33)	750 (208,33)
Presión m	80	80
Eficiencia Hidráulica %	86	77
Eficiencia Eléctrica %	95	95
	258,3979328	288,6002886
Potencia Hidráulica KW	192,76	215,30
Energía Eléctrica KW	202,91	226,63
Horas de Trabajo/ Dia	24	24
Costo de Kw- hr (US\$)	0,05	0,05
Costo de (01) hr (US\$)	10,15	11,33
Costo Mensual (US\$)	7.304,77	8.158,58
Costo Anual (US\$)	87.657,28	97.902,94
Diferencia Anual (US\$)		<b>10.245,66</b>

Del cuadro se puede observar que solo en un año de trabajo continuo se puede ahorrar US\$ 10,245.66.

### **3.1.4 Cálculo de Costos de Operación**

Debido a que el líquido a bombear es un fluido limpio y el sistema de arranque no tiene cuenta con circuitos especiales, los costos de esta operación son mínimos y fijos

### **3.1.5 Cálculo de Costos de Mantenimiento**

Para este Análisis recurriremos a las recomendaciones de los fabricantes quienes nos indican los tiempos entre mantenimientos preventivos, así como los repuestos y la cantidad para un año de operación, esto se analizara por un lapso de 5 años

Para un mejor análisis se evaluara por medio de 02 cuadros donde se detallaran los costos de mano de obra y consumibles que se generan a lo largo de un año de operación y el segundo cuadro son los costo de repuestos que recomienda el fabricante para un año de operación.

#### *3.1.5.1 Costos de Operación y mantenimiento para una Bomba Goulds*

##### *3408 10 x8-20L*

Listado de Costos por Mantenimiento Preventivo anual

<b>FRECUENCIA DE PARADA POR MANTENIMIENTO PREVENTIVO :</b>							
CADA 15 DIAS (DIAS 1 Y 16 DE CADA MES)							
HORAS DE TRABAJO : 18							
PLAN :							
DURANTE LAS PARADAS DE PLANTA SE DEBE RELIZAR EL MANTENIMIENTO PREVENTIVO A LAS BOMBA CUMPLIENDO EL PROGRAMA ESTABLECIDO							
<b>Máquina / Equipo: BOMBA CENTRIFUGA GOULDS PUMP</b>					<b>Código:041210</b>		
Parte	Actividad	Frecuencia	M. Obra	Herram.	Sub t.	N veces/año	Total
Manipulacion de Valvulas	Operación	Diaria	\$0,63	\$0,01	\$0,63	365	\$229,95
		Semanal	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
	Parada	Mensual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
	Renovación	Anual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
Ajuste de Pemos	Operación	Diaria	\$0,63	\$0,00	\$0,63	365	\$228,13
		Semanal	\$0,63	\$0,00	\$0,63	52	\$32,50
	Parada	Mensual	\$5,00	\$0,00	\$5,00	12	\$60,00
Medicion Vibracion	Operación	Diaria	\$6,25	\$0,00	\$6,25	365	\$2.281,25
		Semanal	\$1,25	\$0,00	\$1,25	52	\$65,00
	Parada	Mensual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	12	\$0,00
	Renovación	Anual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	1	\$0,00
Medicion de Temperatura	Operación	Diaria	\$0,63	\$0,00	\$0,63	365	\$228,13
		Semanal	\$0,63	\$0,00	\$0,63	52	\$32,50
	Parada	Mensual	\$0,63	\$0,00	\$0,63	12	\$7,50
	Renovación	Anual	\$12,50	\$15,00	\$27,50	1	\$27,50
Motor electrico	Operación	Diaria	\$0,63	\$0,00	\$0,63	365	\$228,13
		Semanal	\$0,00	\$0,00	\$0,00	52	\$0,00
	Parada	Mensual	\$0,63	\$0,00	\$0,63	12	\$7,50
	Renovación	Anual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	1	\$0,00
Distribucion del lubricante	Operación	Diaria	\$0,94	\$1,50	\$2,44	0	\$0,00
		Semanal	\$6,25	\$0,00	\$6,25	52	\$325,00
	Parada	Mensual	\$6,25	\$2,00	\$8,25	12	\$99,00
	Renovación	Anual	\$50,00	\$10,00	\$60,00	1	\$60,00
Cambio de Repuestos	Operación	Diaria	\$0,00	\$1,50	\$1,50	0	\$0,00
		Semanal	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
	Parada	Mensual	\$0,00	\$2,00	\$2,00	0	\$0,00
	Renovación	Anual	\$2.800,00	\$360,00	\$3.160,00	1	\$3.160,00
<b>Costo de Mano y Consumibles Anual</b>							<b>\$7.072,08</b>

Listado de Costos de Repuestos para un mantenimiento preventivo anual

Este listado es recomendado por el fabricante para garantizar un funcionamiento continuo durante un año

<b>Lista de Repuestos Para Mantenimiento Anual</b>				
Item	Cant	Descripción	P. unit	P.S Total
1	2	0-400-0 Sello Mecánico	1184	2368
2	1	2-123-6 Empaque de caja Descarga	29,8	29,8
3	1	2-123-5 Empaque de caja Succión	29,8	29,8
4	2	3-003-9 Anillo de caja Bomba Goulds	659	1318
6	2	3-914-2 O-Ring para Anillo de Caja	62	124
8	1	3-911-1 Chaveta de Impulsor	34,5	34,5
9	1	3-911-2 Chaveta de Acople	48,4	48,4
10	2	3-009-9 Bocina del Eje	680	1360
11	2	3-914-9 O-ring (Bocina de Eje)	11,8	23,6
12	2	3-914-1 O-ring para caja de Sello	20,4	40,8
13	2	3-177-9 Sello de Labio	43,8	87,6
15	2	3-517-4 Arandela de Seguridad	10,5	21
Costo total de Repuestos				<b>5.485,50</b>

3.1.5.2 Costos de Operación y mantenimiento para una Bomba Hidrostral

ISO 150-400

Listado de Costos por Mantenimiento Preventivo anual



**FRECUENCIA DE PARADA POR MANTENIMIENTO PREVENTIVO :**

CADA 15 DIAS (DIAS 1 Y 16 DE CADA MES)

HORAS DE TRABAJO : 18

PLAN :

DURANTE LAS PARADAS DE PLANTA SE DEBE RELIZAR EL MANTENIMIENTO PREVENTIVO A LAS BOMBA CUMPLIENDO EL PROGRAMA ESTABLECIDO

<b>Máquina / Equipo: BOMBA CENTRIFUGA HIDROSTAL</b>					<b>Código:041211</b>		
Parte	Actividad	Frecuencia	M. Obra	Herram.	Sub t.	N veces/año	Total
Manipulacion de Valvulas	Operación	Diaría	\$0,63	\$0,01	\$0,63	365	\$229,95
		Semanal	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
	Parada	Mensual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
	Renovación	Anual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
Ajuste de Pernos	Operación	Diaría	\$0,63	\$0,00	\$0,63	365	\$228,13
		Semanal	\$0,63	\$0,00	\$0,63	52	\$32,50
					\$0,00		
	Parada	Mensual	\$5,00	\$0,00	\$5,00	12	\$60,00
Medicion Vibracion	Operación	Diaría	\$6,25	\$0,00	\$6,25	365	\$2.281,25
		Semanal	\$1,25	\$0,00	\$1,25	52	\$65,00
	Parada	Mensual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	12	\$0,00
	Renovación	Anual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	1	\$0,00
Medicion de Temperatura	Operación	Diaría	\$0,63	\$0,00	\$0,63	365	\$228,13
		Semanal	\$0,63	\$0,00	\$0,63	52	\$32,50
	Parada	Mensual	\$0,63	\$0,00	\$0,63	12	\$7,50
	Renovación	Anual	\$12,50	\$15,00	\$27,50	1	\$27,50
Motor electrico	Operación	Diaría	\$0,63	\$0,00	\$0,63	365	\$228,13
		Semanal	\$0,00	\$0,00	\$0,00	52	\$0,00
	Parada	Mensual	\$0,63	\$0,00	\$0,63	12	\$7,50
	Renovación	Anual	\$0,00	\$0,00	\$0,00	1	\$0,00
Distribucion del lubricante	Operación	Diaría	\$0,94	\$1,50	\$2,44	0	\$0,00
		Semanal	\$3,25	\$0,00	\$3,25	52	\$169,00
	Parada	Mensual	\$3,25	\$2,00	\$5,25	12	\$63,00
	Renovación	Anual	\$50,00	\$10,00	\$60,00	1	\$60,00
Cambio de Repuestos	Operación	Diaría	\$0,00	\$1,50	\$1,50	0	\$0,00
		Semanal	\$0,00	\$0,00	\$0,00	0	\$0,00
	Parada	Mensual	\$0,00	\$2,00	\$2,00	0	\$0,00
	Renovación	Anual	\$2.100,00	\$360,00	\$2.460,00	1	\$2.460,00
<b>Costo de Mano y consumibles Anual</b>							<b>\$6.180,08</b>

Listado de Costos de Repuestos para un mantenimiento preventivo

anual

Este listado es recomendado por el fabricante para garantizar un funcionamiento continuo durante un año

<b>Lista de Repuestos Para Mantenimiento Anual</b>				
Item	Cant	Descripción	P. unit	P.S Total
1	1	515- Sello Mecánico	1256	1256
2	1	216 Empaque de caja	46,68	46,68
4	1	408 Anillo delantero	540	540
4	1	408-A Anillo porterior	390	390
6	1	214 O-Ring para Anillo de Caja	68,5	68,5
8	1	112 Chaveta de Impulsor	34,5	34,5
9	1	114 Chaveta de Acople	65,8	65,8
10	1	208 Bocina del Eje	850	850
11	1	130 Retén	18	18
12	1	144 Retén	15	15
<b>Costo total de Repuestos</b>				<b>3.284,48</b>

**3.1.6 Cálculo de costos por pérdidas de producción**

Para nuestro caso estas pérdidas de producción sería mínima y fija, debido que se contempla dentro de nuestro análisis de costos, la compra de una bomba que trabajaría en stand by. Es decir si por algún motivo la bomba que está trabajando presenta fallas ya sea por elevada temperatura, vibración excesiva y/o fuga de fluido el operario indicara inmediatamente para que se efectuó el cambio y entre a trabajar la bomba de reserva, de esta forma se evitan las paradas no programadas en la producción y las perdidas en este caso serian mínimas

### 3.1.7 Cálculo de costos por pérdidas Ambientales

Debido a que el fluido a bombear es agua tratada y el sistema de sellado es tipo sello mecánico, lo que nos garantiza que no hay fuga del fluido durante el proceso, solo se consideran para nuestro caso los costos que representaran eliminar los residuos de los mantenimientos preventivos realizados.

### 3.1.8 Cálculo de Costos Totales

Para un mejor análisis se resume en el siguiente cuadro, los costos totales que representarían cada equipo durante el primer año de operación

ítem	Descripción	Bomba Goulds Pumps	Bomba Hidrostral
1	<b>Costo Inicial</b>	<b>96.428,00</b>	<b>77.964,00</b>
2	Costo de Instalación y Arranque	24.800,00	27.360,00
3	<b>Costo de Energía</b>	<b>87.657,28</b>	<b>97.902,94</b>
4	Costo de Operación	500,00	500,00
5	Costo de Operación y Mantenimiento	12.557,58	9.464,48
6	Costos por Pérdidas de Producción	350,00	350,00
7	Costo por Pérdidas Ambientales	250,00	250,00
<b>Costo Año Cero</b>		<b>222.542,86</b>	<b>213.791,42</b>

Costos expresados en Dólares americanos

Aplicando la formula de CCV se puede hallar el costo por cada equipo:

$$CCV = C_{ic} + C_{in} + C_e + C_o + C_m + C_s + C_{env}$$

$$CCV (\text{Bomba Goulds Pumps}) = \text{US\$ } 222,542.86$$

$$CCV (\text{Bomba Hidrostral}) = \text{US\$ } 213,791.42$$

$$\text{Diferencia del CCV Año Cero} = \text{US\$ } 8,751.4$$

**CAPÍTULO 4: SELECCIÓN Y ANÁLISIS DEL EQUIPO MÁS RENTABLE  
MEDIANTE LOS COSTOS DE CICLO DE VIDA**

**4.1 Cálculo del Valor Presente Neto (VPN)**

Para el cálculo del (VPN) se consideran los siguientes parámetros:

Tasa de interés: 10.5%

Tasa de Inflación: 3%

Tasa Total (i): 6.5%

Tiempo de Vida del proyecto (Tv): 5 años

**4.1.1 Cálculo del Valor Presente Neto - Bomba Goulds Pumps**

item	Descripción	Bomba Goulds Pumps
<b>1</b>	<b>Costo Inicial</b>	<b>96.428,00</b>
2	Costo de Instalación y Arranque	24.800,00
<b>3</b>	<b>Costo de Energía</b>	<b>87.657,28</b>
4	Costo de Operación	500,00
5	Costo de Operación y Mantenimiento	12.557,58
6	Costos por Pérdidas de Producción	350,00
7	Costo por Pérdidas Ambientales	250,00
<b>Costo Anual</b>		<b>222.542,86</b>

Determinando el Costo del ciclo de vida, para un interés del 10.5% y una tasa de inflación 3%, se usara la siguiente fórmula:

$$VPN = -Cd + \sum_{t=1}^n VFDn \dots \dots \dots (a)$$

Donde:

VPN, Valor presente Neto

Cd, Costo de disposición

VFD, Valor de Flujo Disponible

N, Numero de periodos en años

$$VFD = \sum_{t=1}^n \left( \frac{VAA}{(1+i)^t} \right) \dots\dots\dots(b)$$

Donde:

VAA, Valor Anual Acumulado

N, Numero de periodos en años

, Internes

***Cálculo del costo de disposición (Cd),***

Cd = Costo Inicial + Costo Instalación Arranque

$$Cd = 96,428.00 + 24,800.00 = \text{US\$ } 121,228.00$$

Flujo anual acumulado (Costos Variables durante el año): US\$

101,314.86

Reemplazando datos tenemos:

Año	Interés	Factor	Valor Anual Acumulado	Flujo Descontado
0	Cd		<b>-\$121.228,00</b>	<b>-121.228,00</b>
1	6,5%	1,065	101.314,86	95.131,32
2	6,5%	1,065	101.314,86	89.325,19
3	6,5%	1,065	101.314,86	83.873,41
4	6,5%	1,065	101.314,86	78.754,38
5	6,5%	1,065	101.314,86	73.947,77
<b>VALOR PRESENTE NETO</b>				<b>299.804,08</b>

#### 4.1.2 Calculo del Valor Presente Neto - Bomba Hidrostral

item	Descripción	Bomba Hidrostral
<b>1</b>	<b>Costo Inicial</b>	<b>77.964,00</b>
2	Costo de Instalación y Arranque	27.360,00
<b>3</b>	<b>Costo de Energía</b>	<b>97.902,94</b>
4	Costo de Operación	500,00
5	Costo de Operación y Mantenimiento	9.464,48
6	Costos por Pérdidas de Producción	350,00
7	Costo por Pérdidas Ambientales	250,00
<b>Costo Anual</b>		<b>213.791,42</b>

Determinando el Costo del ciclo de vida, para un interés del 10.5% y una tasa de inflación 3%

#### ***Cálculo del costo de disposición (Cd),***

$Cd = \text{Costo Inicial} + \text{Costo Instalación Arranque}$

$Cd = 77,964.00 + 27,360.00 = \text{US\$ } 105,324.00$

Flujo anual acumulado (Costos Variables durante el año): US\$ 108,467.42

Usando las formulas (a), (b) y reemplazando datos tenemos:

Año	Interés	Factor	Flujos_Caja	Flujo Descontado
0		1	-\$105.324,00	-105.324,00
1	6,5%	1,065	108.467,42	101.847,34
2	6,5%	1,065	108.467,42	95.631,31
3	6,5%	1,065	108.467,42	89.794,66
4	6,5%	1,065	108.467,42	84.314,23
5	6,5%	1,065	108.467,42	79.168,29
<b>VALOR PRESENTE NETO</b>				<b>345.431,83</b>

**La bomba Goulds Pumps tiene el menor Valor Presente Neto, por lo tanto es la mejor alternativa económica**

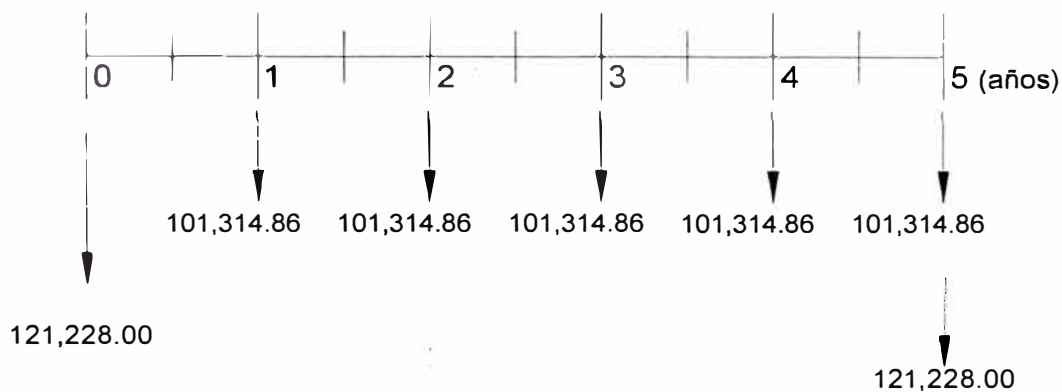
## 4.2 DISTRIBUCIÓN Y ANÁLISIS DE LOS COSTOS A LO LARGO DEL TIEMPO

### 4.2.1 Costos del Ciclo de Vida - Bomba Goulds Pumps

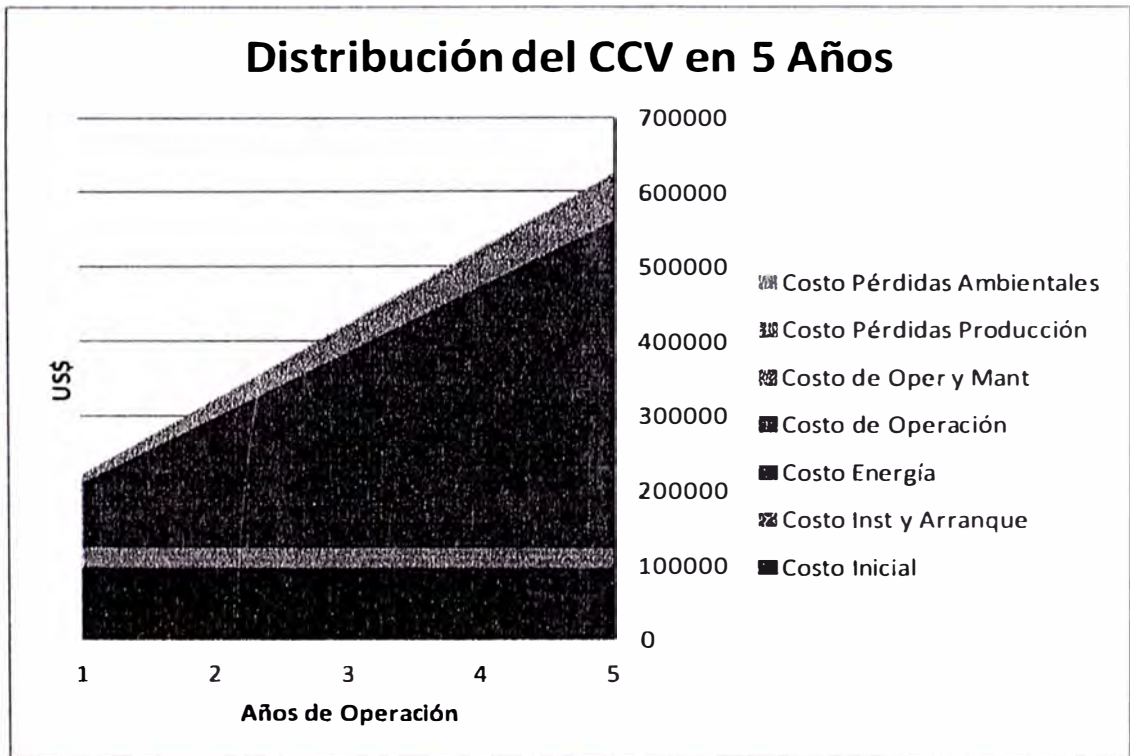
item	Descripción	Bomba Goulds Pumps	Tipo de Costos
1	Costo Inicial	96.428,00	Costos Fijos (CF)
2	Costo de Instalación y Arranque	24.800,00	
3	Costo de Energía	87.657,28	Costos Acumulados Anual (CAA)
4	Costo de Operación	500,00	
5	Costo de Operación y Mantenimiento	12.557,58	
6	Costos por Pérdidas de Producción	350,00	
7	Costo por Pérdidas Ambientales	250,00	

CF = US\$ 121,228.00

CAA = US\$ 101,314.86

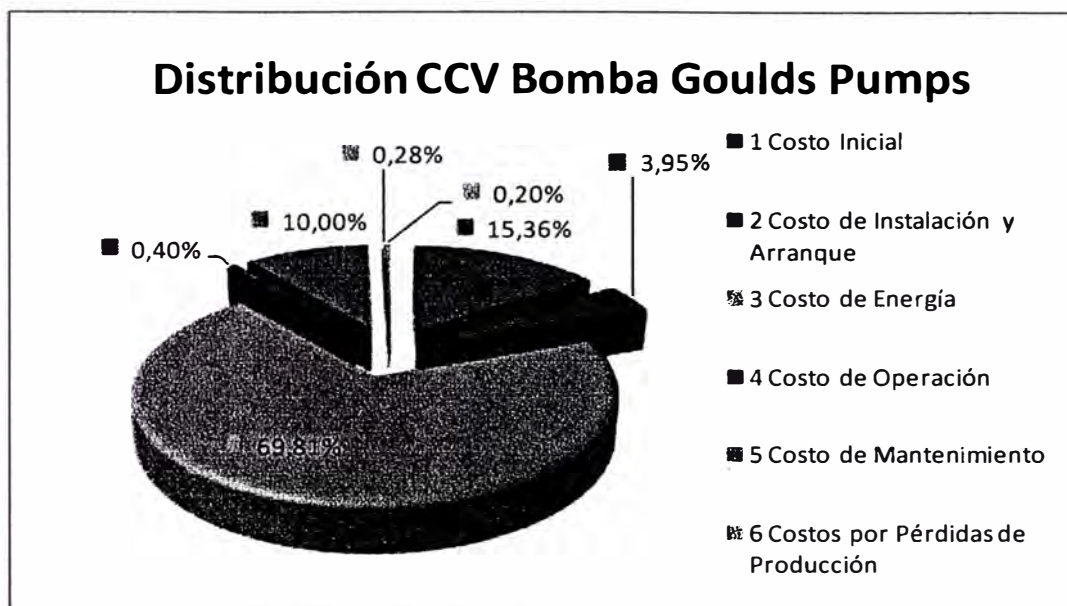


item	Descripción	Costos Acumulados por 5 Años US\$	Tipo de Costos
1	<b>Costo Inicial</b>	<b>96.428,00</b>	Costos Fijos (CF)
2	Costo de Instalación y Arranque	24.800,00	
3	<b>Costo de Energía</b>	<b>438.286,41</b>	Costos Acumulados por 5 Años
4	Costo de Operación	2.500,00	
5	Costo de Mantenimiento	62.787,90	
6	Costos por Pérdidas de Producción	1.750,00	
7	Costo por Pérdidas Ambientales	1.250,00	





A continuación se observa en porcentaje la distribución de los costos donde se resalta que los costo de energía representan el 69.81% del total

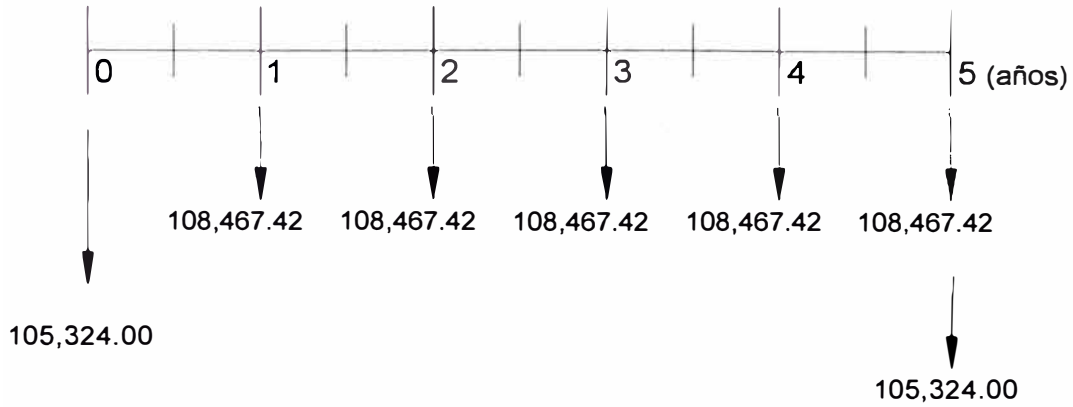


#### 4.2.2 Costos del Ciclo de Vida - Bomba Hidrostral

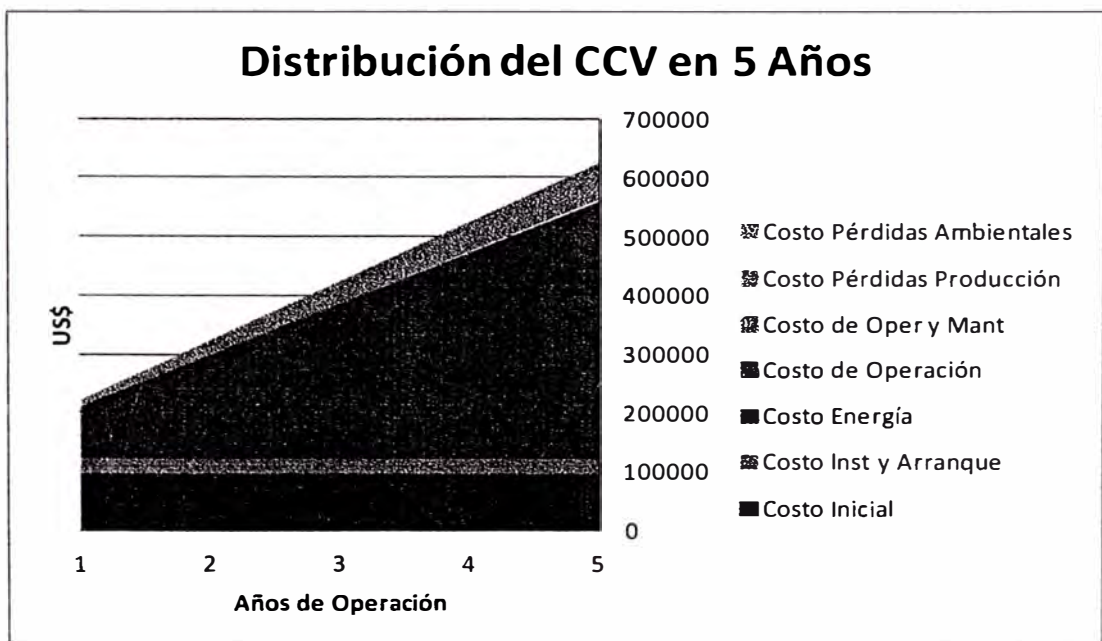
item	Descripción	Bomba Hidrostral	Tipo de Costos
1	<b>Costo Inicial</b>	<b>77.964,00</b>	Costos Fijos (CF)
2	Costo de Instalación y Arranque	27.360,00	
3	<b>Costo de Energía</b>	<b>97.902,94</b>	Costos Acumulados Anual (CAA)
4	Costo de Operación	500,00	
5	Costo de Operación y Mantenimiento	9.464,48	
6	Costos por Pérdidas de Producción	350,00	
7	Costo por Pérdidas Ambientales	250,00	

CF = US\$ 105.324,00

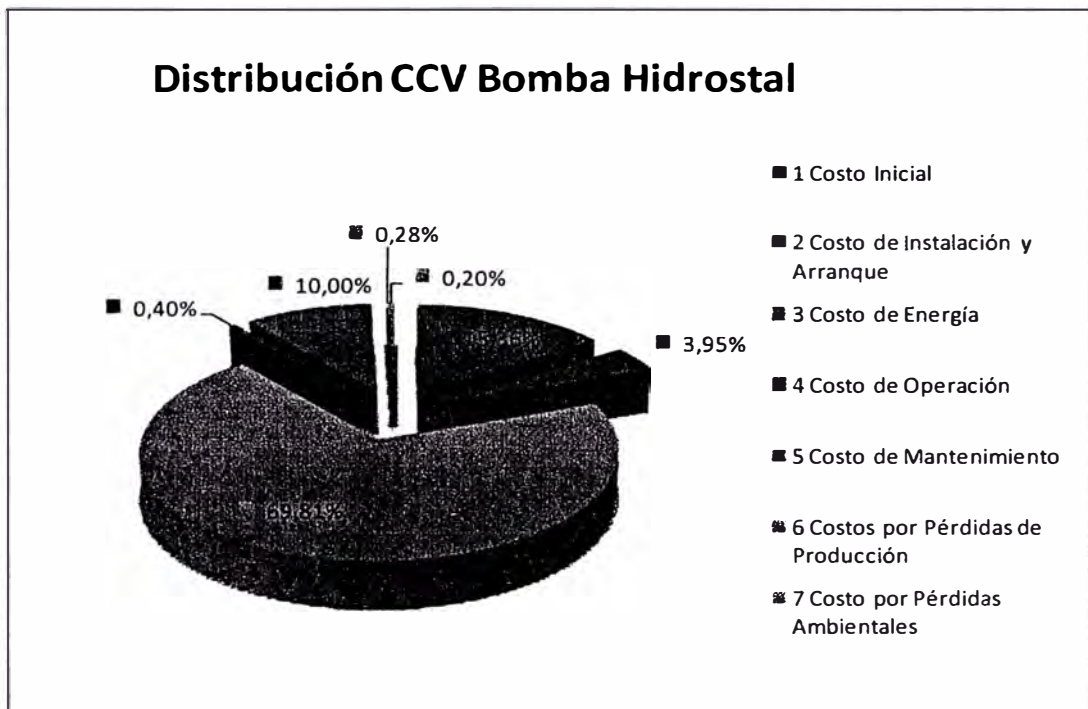
CVAA = US\$ 108.467,42



item	Descripción	Costos Acumulados por 5 Años US\$	Tipo de Costos
1	Costo Inicial	77.964,00	Costos Fijos (CF)
2	Costo de Instalación y Arranque	27.360,00	
3	Costo de Energía	489.514,70	Costos Acumulados por 5 Años
4	Costo de Operación	2.500,00	
5	Costo de Operación y Mantenimiento	47.322,40	
6	Costos por Pérdidas de Producción	1.750,00	
7	Costo por Pérdidas Ambientales	1.250,00	



A continuación se observa en porcentaje la distribución de los costos donde se resalta que los costo de energía representan el 69.81% del total



#### 4.3 CÁLCULO DEL PUNTO DE INTERSECCIÓN ENTRE LAS CURVAS DEL COSTO DE CICLO VIDA

Como se observa en el cuadro CCV por Año transcurrido, a medida que pasa el tiempo los costos (CCV) de la bomba Goulds Pumps son menores y van generando ahorro que se va incrementando a través de los años.

Para poder determinar en qué punto exactamente se interceptan las curvas simularemos una ecuación para cada CCV, como la única variable es el tiempo esta será una ecuación lineal la cual es como sigue:

CCV POR AÑO TRANSCURRIDO	Nº Años	Bomba Goulds	Bomba Hidrostral	Diferencia
COSTO TOTALES 01 AÑO DE OPERACIÓN	1	222.542,86	213.791,42	-8.751,44
COSTO TOTALES 02 AÑO DE OPERACIÓN	2	323857,7255	322258,8383	-1.598,89
COSTO TOTALES 03 AÑO DE OPERACIÓN	3	425172,5882	430726,2575	5.553,67
COSTO TOTALES 04 AÑO DE OPERACIÓN	4	526487,451	539193,6767	12.706,23
COSTO TOTALES 05 AÑO DE OPERACIÓN	5	627802,3137	647661,0958	19.858,78

$$CCV(t) = CCV1 + (T-1) (a)$$

Donde:

CCV(t) ; es el CCV para un determinado tiempo

CCV1; es el CCV del primer año de operación

T; tiempo de operación  $\geq 1$ , en años

a ; constante

Reemplazando datos para cada marca podemos concluir lo siguiente:

Para la Bomba Goulds Pumps

$$CCV(t) = 222,542.86 + (T-1) 101,341.86$$

Para la Bomba Hidrostral

$$CCV(t) = 213.791.42 + (T-1) 108,467.42$$

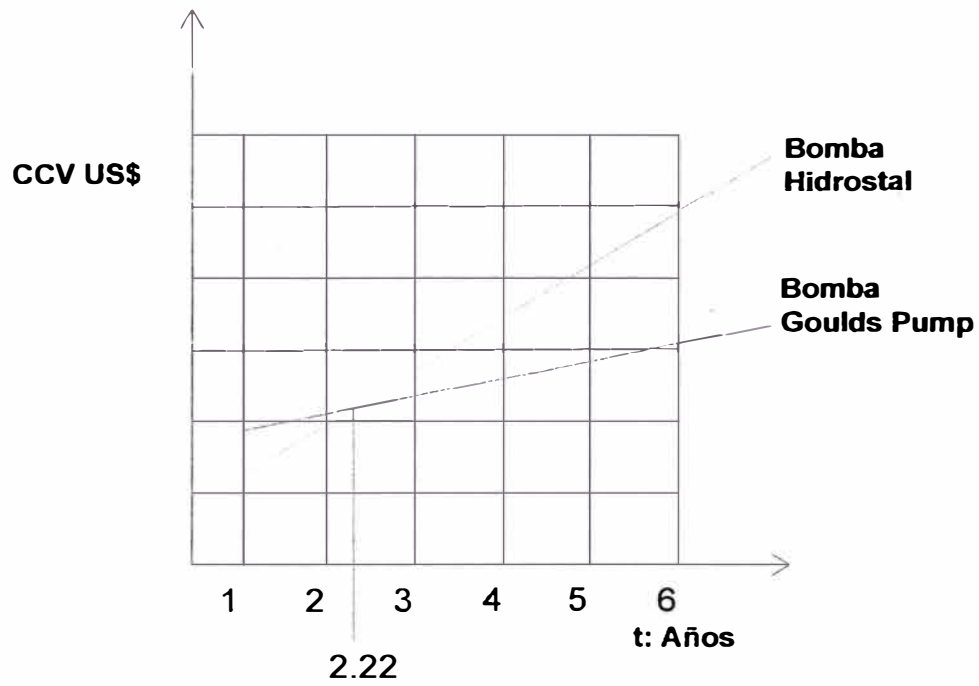
Para poder determinar en qué etapa del CCV se cruzan ambas rectas procedemos a interceptar ambas ecuaciones

$$222,542.86 + (T-1) 101,341.86 = 213.791.42 + (T-1) 108,467.42$$

Entonces T= 2.22 años  $\approx$  2 años con 03 meses

A partir de este tiempo se empezaría a ver el ahorro del equipo nuevo

**Fig 01**



## CONCLUSIONES

- Al culminar el análisis mediante el costo del ciclo de vida podemos concluir que en un lapso de 05 años generaríamos un ahorro total de US\$ 19.858,78, si optamos por la marca de menor CCV.
- El tiempo a transcurrir para que empiece a ser cuantitativo el ahorro económico se da a los 02 años y tres meses de haberse terminado el proyecto
- El Costo del Ciclo de Vida es una herramienta muy importante que sirve para analizar los costos más relevantes de la vida de un equipo, lo que nos ayuda a definir la mejor opción al comparar varias alternativas
- El Costo del ciclo vida toma en cuenta los costo de instalación y operación del sistema, lo que nos da una cifra sobre los gastos de uso de activos y cómo funcionan estos
- Al identificar los valores más representativos del Costo de ciclo de vida, se verifica que el costo más predominante a través de los años son los costos por Energía, que representa 69.8% del CCV total
- Al ser los costo de energía el porcentaje más predominante en el análisis del CCV, podemos afirmar que cuando se seleccionen equipos bajo las mismas condiciones de operación, el que tenga mayor eficiencia será más rentable al transcurrir de su vida útil

- Al realizar el diseño de un sistema de bombeo, es decir la línea de succión, descarga, materiales, zona de trabajo, se debe hacer de tal forma que se garantice el mayor rendimiento del conjunto, porque esto influye en el CCV del sistema en general.
- Podemos comprobar que los métodos y herramientas del costo de ciclo de vida al analizar la efectividad de los sistemas puede adaptarse al sector comercial con un beneficio considerable.

## BIBLIOGRAFIA

[1] HYDRAULIC INSTITUTE OR EUROPUMP. "*Pump Life Cycle Costs*". 1 edició.

**DOE/GO-102001-1190** – Europa. 2001.

[2] WOLTER J. FABRYCKY. "*Análisis del coste del ciclo de vida de los sistemas*".  
16ª edición.

Ingeniería de Sistemas– España. 1997.

[3] IGOR J. KARASSIK. "*Pump Handbook Cameron Hydraulic Data*". 3 edició.

McGRAW-HILL– USA. 2001.

[4] C. R. WESTAWAY. "*Cameron Hydraulic Data*". 16 edició.

Ingersoll- Rand– USA. 2000.

[5] ITT "GPM Manual Goulds Pumps".

Goulds Pumps- USA. 2006.

[6] RICHARD F. NEERKEN, RALPH M "Bomba Selección uso y mantenimiento".

McGRAW-HILL– USA. 1998

[7] ASME B73.1-2001 " Especificación for Horizontal End Suction Centrifugal Pumps  
for Chemical Proces".

ASME– USA. 2002



## ANEXO A

### Data Técnica de Bomba Goulds Pumps

MODEL:3408A 4A SIZE:8x10-17L QTY: 1

#### Operating Conditions

##### SERVICE

LIQUID Water Temp. 21.1 deg C, SP.GR 1.000, Viscosity 1.000 cp, rated / max. suction pressure 0.00 / 0.00 bar g

CAPACITY Rated 750.00 m<sup>3</sup>/hr

HEAD 80.00 (m)

#### Performance at 1785 RPM

PUBLISHED EFFY 86.0% (CDS)

RATED EFFY 86.0%

RATED POWER 191.16 kW (Run out 212.63 kW)

NPSHR 5.32 m

DISCH PRESSURE (R) 7.91 bar g (9.65 bar g @ Shut off) based on 0.00 bar g rated suction pressure

PERF. CURVE A-8272-5 (Rotation CW viewed from coupling end)

SHUT OFF HEAD 98.52 m

MIN. FLOW Continuous Stable: 315.70 m<sup>3</sup>/hr Hydraulic: 315.70 m<sup>3</sup>/hr Thermal: N/A

#### Materials

CONSTRUCTION Cast Iron-bronze fitted

CASING Cast iron (max.casing pressure @ rated temperature 12.07 bar g)

CASING WEAR RING Bronze

IMPELLER Bronze - Enclosed (437 mm rated, max=439 mm, min=305 mm)

SHAFT MATERIAL 416SS

LUBRICATION Grease ball bearings

BEARINGS 6309 (Inboard) 5308 (Outboard)

#### Sealing Method

MECHANICAL SEAL John Crane 21 BF(50)10(10)1 - (Conventional - Single)

#### Flanges

125# flat face

#### Liquid end features

Impeller balanced to ISO 1940 G6.3

#### Boxing

BOXING Export

#### Freight Terms

Freight invoices received from ITT partner carriers are proprietary information and cannot be divulged for any reason. ITT will provide an ITT generated freight invoice upon request.

<b>Model: 3408A</b>	<b>Size: 8x10-17L</b>	<b>Group: 4A</b>	<b>60Hz</b>	<b>RPM: 1785</b>	<b>Stages: 1</b>
---------------------	-----------------------	------------------	-------------	------------------	------------------

Job/Inq No. :

Purchaser : INTECH S.A.

End User: ccc

Issued by : Leonardo Diaz

Item/Equip.No. : ITEM 001

Quotation No. : LD11-12-07 01

Date : 12/07/2011

Service :

Order No. :

Certified By :

Rev. : 0

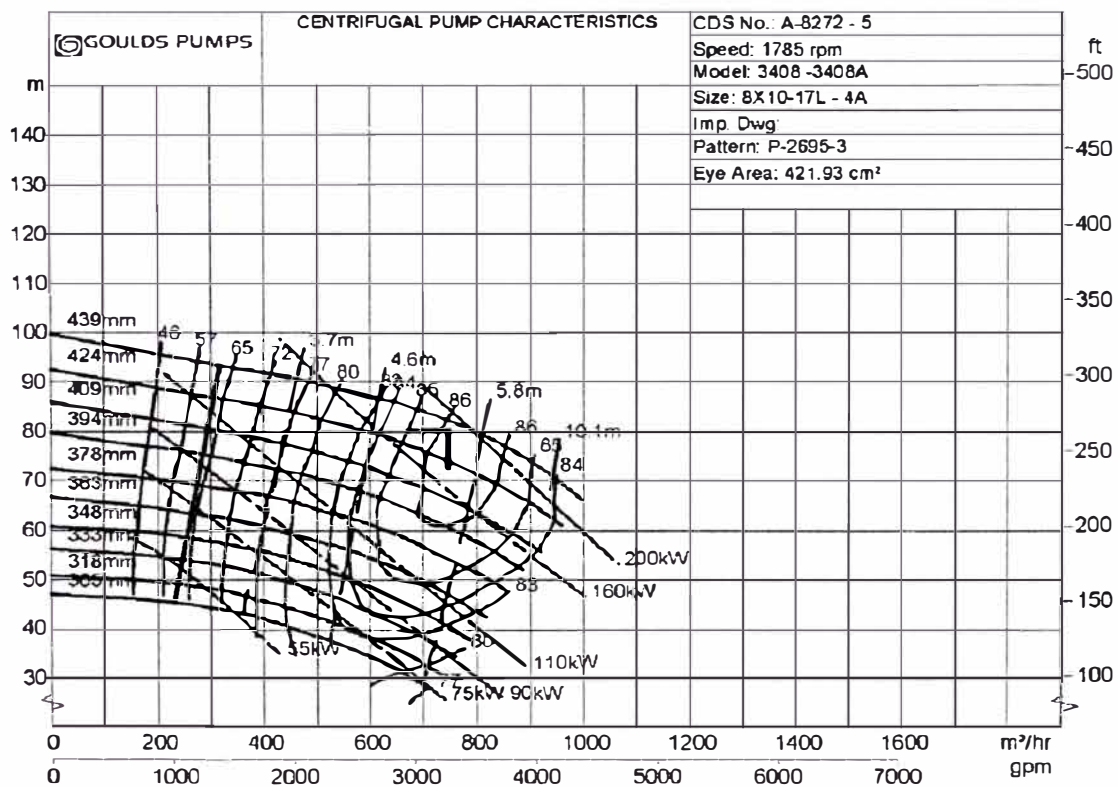
**Operating Conditions**

Liquid: Water  
 Temp.: 21.1 deg C  
 S.G./Visc.: 1.000/1.000 cp  
 Flow: 750.00 m<sup>3</sup>/hr  
 TDH: 80.00 m  
 NPSHa: 0.00 m  
 Solid size:  
 % Susp. Solids  
 (by wtg):  
 Max. Solids Size: 29.46 mm

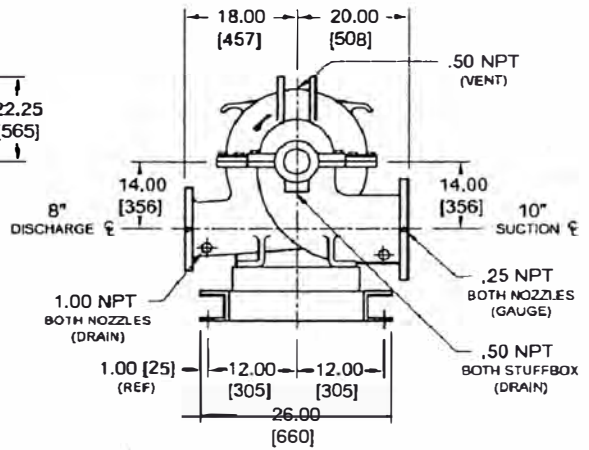
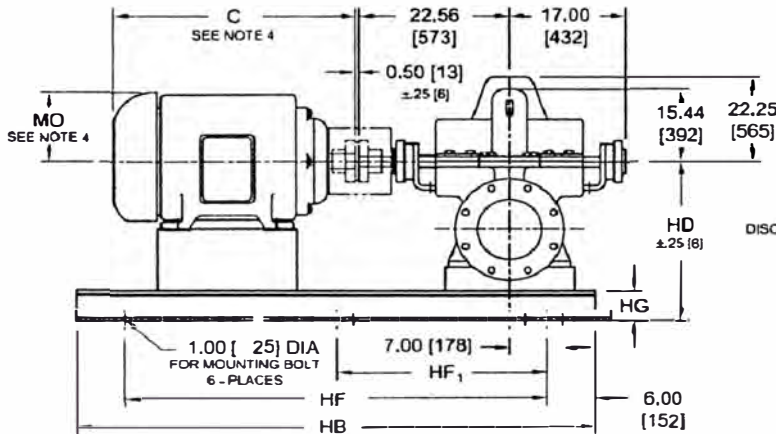
**Pump Performance**

Published Efficiency: 86.0 %  
 Rated Pump Efficiency: 86.0 %  
 Rated Total Power: 191.16 kW  
 Non-Overloading Power: 212.63 kW  
 Imp. Dia. First 1 Stg(s): 437 mm  
 NPSHr: 5.32 m  
 Shut off Head: 98.52 m  
 Vapor Press:  
 Suction Specific Speed: 9,790 m<sup>3</sup>/hr,m  
 Min. Hydraulic Flow: 315.70 m<sup>3</sup>/hr  
 Min. Thermal Flow: N/A

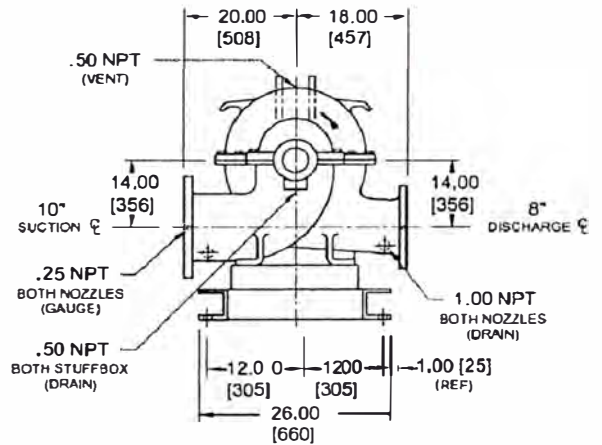
- Notes: 1. Power and efficiency losses are not reflected on the curve below.  
 2. Elevated temperature effects on performance are not included.



## (H)10x8x20F – 8100 SERIES



MOTOR FRAME	C	MO	HB	HF	HF <sub>1</sub>	HD	HG
404	36.40 [925]	10.40 [265]	76.00 [1931]	64.00 [1626]	32.00 [813]	29.25 [743]	6.00 [153]
405	37.90 [963]	11.80 [300]					
444	42.20 [1072]						
445	44.20 [1123]						
447	47.60 [1210]		86.00 [2185]	74.00 [1880]	37.00 [940]		
449	52.6 [1337]	12.1 [308]					



**NOTES:**

- ALL DIMENSIONS ARE INCHES [mm].
- SUCTION AND DISCHARGE CONNECTIONS ARE DRILLED PER 125# ANSI B16.1. PUMPS WITH "H" PREFIX HAVE DISCHARGE CONNECTION DRILLED PER 250# ANSI B16.1. FLANGE HOLES STRADDLE CENTERLINE
- BASE PLATE SETTING (BEFORE PIPING), GROUTING PROCEDURES, AND FINAL ALIGNMENT MUST BE IN ACCORDANCE WITH ITT AC FIRE PUMPS SYSTEMS RECOMMENDED PROCEDURES OUTLINED IN THE INSTRUCTION MANUAL ASSOCIATED WITH THIS PUMP TYPE.
- MOTOR DIMENSIONS ARE APPROXIMATE FOR A GIVEN NEMA FRAME. CONSULT FACTORY IF SPACE IS LIMITED
- BOTH SUCTION AND DISCHARGE PIPES MUST BE SUPPORTED INDEPENDENTLY NEAR THE PUMP TO REDUCE STRAIN ON THE PUMP CASING ALSO EXPANSION JOINTS, IF USED, MUST NOT EXERT FORCE ON CASING
- COUPLING GUARD MEETS ANSI/OSHA REQUIREMENTS.
- CONSULT FACTORY FOR BASE MOUNTED CONTROLLER.

NOT FOR CONSTRUCTION, INSTALLATION OR APPLICATION PURPOSES UNLESS CERTIFIED								
CERTIFIED FOR:						APPROVAL <input type="checkbox"/> UL <input type="checkbox"/> FM <input type="checkbox"/> ULC		
CUSTOMER ORDER NO.:				TAG NO.			FLANGES	
PUMP DATA	SIZE	MODEL	CURVE NO.	GPM	HEAD	ROTATION	SUCTION	DISCH.
	HP	RPM	VOLTS	PHASE	HERTZ	FRAME SIZE	ENCLOSURE	
SHOP ORDER:			CERTIFIED BY:			DATE:		

## ANEXO B

### Data Técnica de Bomba Hidrostal



100-200

---

## BOMBA CENTRIFUGA ISO 2858

---

### DESCRIPCION GENERAL

La bomba centrífuga ISO 2858 es una bomba fabricada según los estándares de la ISO. Esto garantiza intercambiabilidad de piezas, facilidad de reparación y mantenimiento y una sustitución perfecta con las bombas de otros fabricantes sin necesidad de cambios en la instalación. Un mínimo de componentes, y una construcción simple y robusta garantizan un servicio eficiente y libre de mantenimiento.

### DETALLES CONSTRUCTIVOS

**Caja:** Fabricada en hierro fundido gris o nodular con recubrimiento cerámico. Diseñada con sistema "back pull out" que permite un rápido desmontaje para una eventual reparación o inspección. Alternativamente se suministra en bronce o acero inoxidable sin recubrimiento cerámico.

**Impulsor:** Del tipo centrífugo cerrado. Fabricado en hierro fundido gris o nodular, alternativamente se suministra en bronce y en acero inoxidable. Está diseñado para una máxima eficiencia de bombeo. Balanceado electrónicamente para evitar vibraciones.

**Prensaestopa:** Como ejecución estándar se suministra el equipo con prensaestopas de fibra acrílica trenzada. Alternativamente se suministra con sello mecánico.

**Soporte:** Construido en hierro fundido gris con rodamientos lubricados por grasa, especialmente seleccionados para severas condiciones de operación. Eje de acero al carbono dimensionado con amplio factor de seguridad.

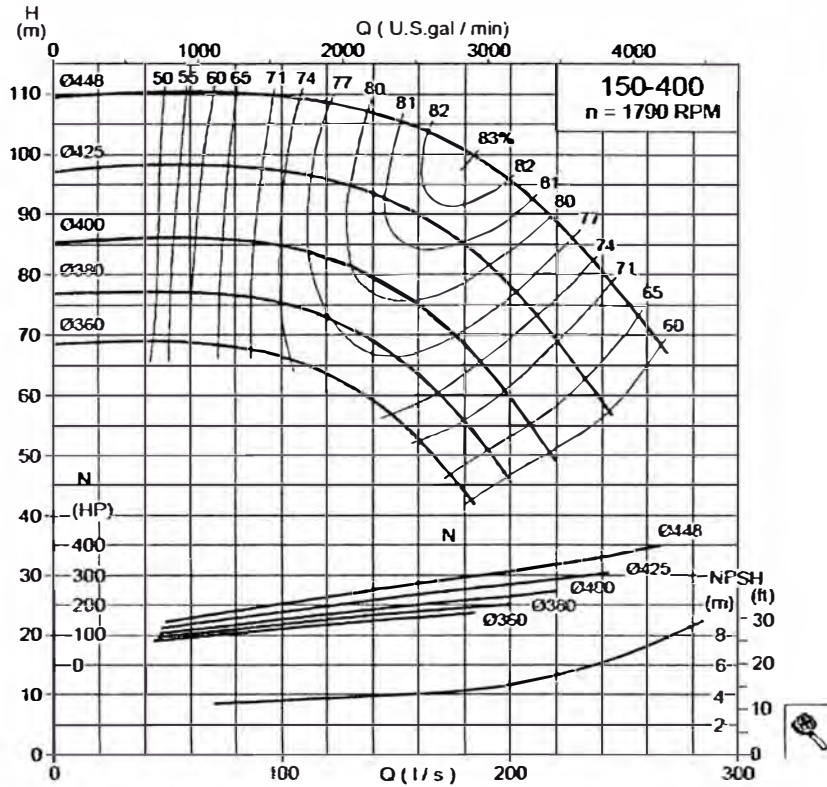
**Contrabridas:** Para permitir una fácil instalación. Opcionalmente se puede suministrar a pedido contrabridas para los modelos de hasta 80 mm de diámetro de succión, para conexión a tuberías con rosca estándar americana.

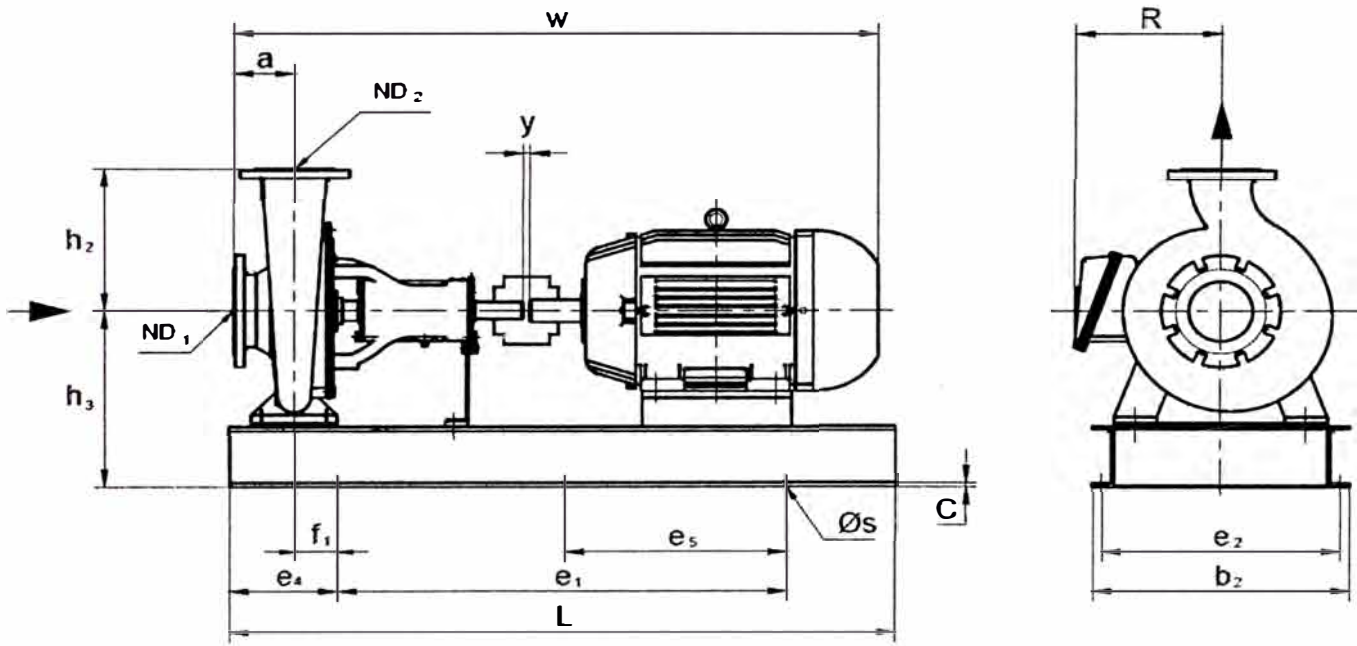
### APLICACIONES

Agricultura, suministro de agua potable, alimentación de calderos, riego en general, sistemas de calefacción y aire acondicionado, bombeo de líquidos viscosos, compuestos químicos, construcción, minería, industria en general.

**CURVAS DE OPERACION A 60 Hz**

150 - 400

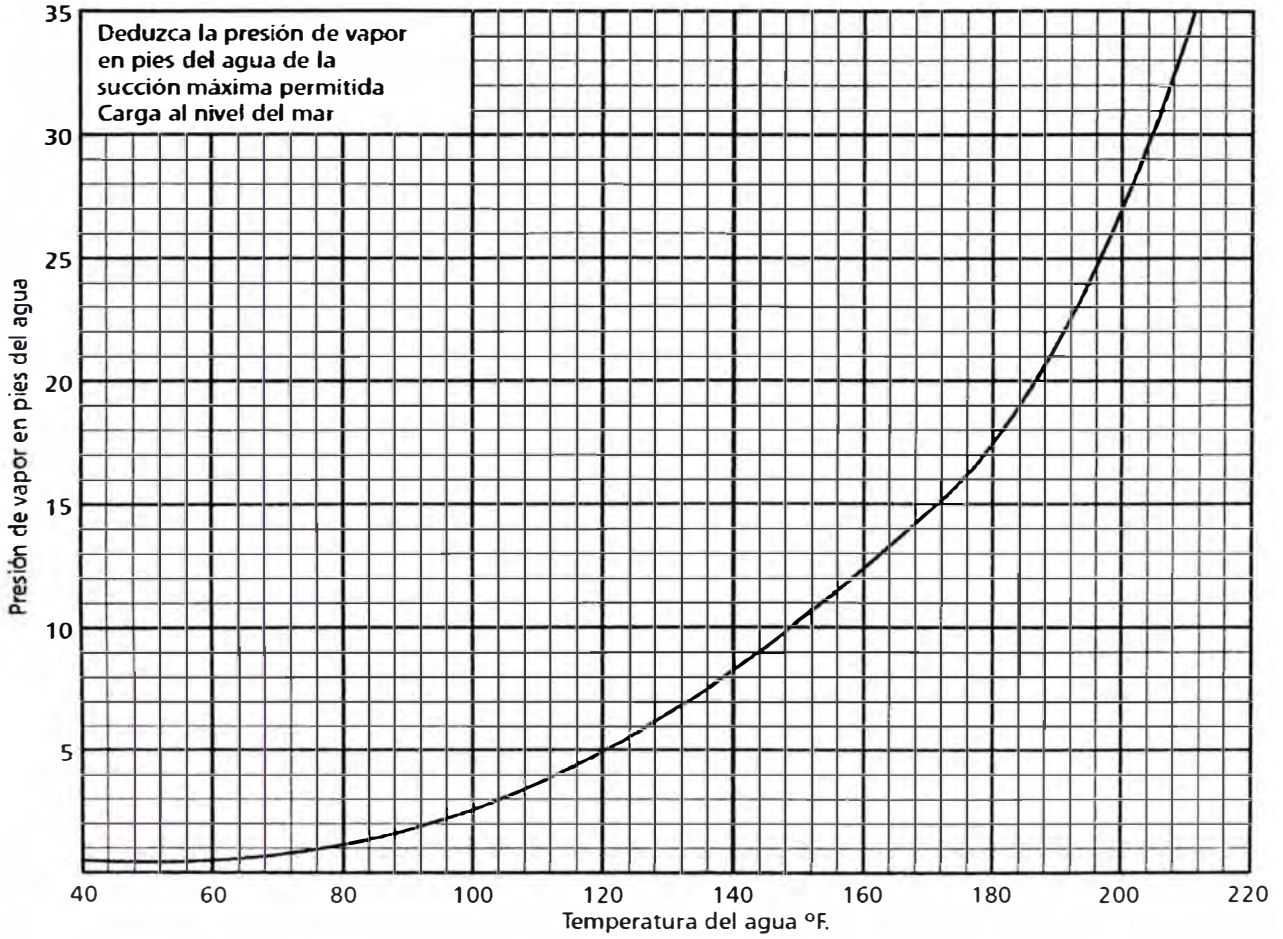




BOMBA	MOTOR	BASE	COPLÉ	c	L	e1	e4	e2	e5	b2	h3	h2	ND2	ND1	f1	w	R	a	y	ø <sub>s</sub>
150-400	315S/M	6R-1	1090	19	2600	1800	400	832	900	900	558	450	150	200		2479	492	160	4	22
	355M/L		1100													2474	698	160	4	

# ANEXO C

## PRESIÓN DE VAPOR DEL AGUA



ANEXO D

**TABLAS DE PERDIDAS EN TUBERIAS DE ACERO NUEVA  
SCH 40 Y AGUA LIMPIA**

Q l/s	4" (4.026" I.D.)			5" (5.047" I.D.)			6" (6.065" I.D.)			8" (7.981" I.D.)		
	V (m/s)	V <sup>2</sup> /2g (m)	Hf (%)	V (m/s)	V <sup>2</sup> /2g (m)	Hf (%)	V (m/s)	V <sup>2</sup> /2g (m)	Hf (%)	V (m/s)	V <sup>2</sup> /2g (m)	Hf (%)
8	0.97	0.048	0.97	0.62	0.020	0.32	0.43	0.009		0.25	0.003	
10	1.22	0.075	1.46	0.77	0.030	0.48	0.54	0.015		0.31	0.005	
12	1.46	0.108	2.06	0.93	0.044	0.67	0.64	0.021	0.27	0.37	0.007	
14	1.70	0.148	2.75	1.08	0.060	0.89	0.75	0.029	0.36	0.43	0.010	
16	1.94	0.193	3.54	1.24	0.078	1.15	0.86	0.037	0.46	0.49	0.012	
20	2.43	0.301	5.42	1.55	0.122	1.74	1.07	0.058	0.70	0.62	0.020	
25	3.04	0.471	8.30	1.93	0.191	2.66	1.34	0.091	1.06	0.77	0.030	0.27
30	3.65	0.678	11.79	2.32	0.274	3.76	1.61	0.132	1.50	0.93	0.044	0.38
35	4.25	0.922	15.88	2.71	0.373	5.05	1.87	0.179	2.00	1.08	0.060	0.51
40	4.86	1.205	20.58	3.09	0.488	6.52	2.14	0.234	2.58	1.24	0.078	0.66
45	5.47	1.525	25.87	3.48	0.617	8.18	2.41	0.296	3.23	1.39	0.099	0.82
50	6.08	1.882	31.77	3.87	0.762	10.03	2.68	0.365	3.95	1.55	0.122	1.00
55	6.68	2.278	38.26	4.25	0.922	12.05	2.95	0.442	4.75	1.70	0.147	1.20
60	7.29	2.710	45.36	4.64	1.097	14.27	3.21	0.526	5.61	1.86	0.176	1.41
70	8.50	3.689	61.35	5.41	1.494	19.25	3.75	0.716	7.55	2.16	0.239	1.89
80	9.72	4.819	79.75	6.19	1.951	24.97	4.28	0.936	9.78	2.47	0.312	2.44
90	10.94	6.099	100.55	6.96	2.469	31.43	4.82	1.184	12.29	2.78	0.395	3.05
100	12.15	7.529		7.73	3.049	38.63	5.36	1.462	15.08	3.09	0.488	3.74
120	14.58	10.842		9.28	4.390	55.24	6.43	2.105	21.51	3.71	0.702	5.31
140	17.02	14.757		10.83	5.975	74.81	7.50	2.865	29.08	4.33	0.956	7.16
160	19.45	19.274		12.37	7.804	97.33	8.57	3.742	37.78	4.95	1.248	9.28
180	21.88	24.394		13.92	9.877		9.64	4.736	47.62	5.57	1.580	11.66
200	24.31	30.116		15.47	12.194		10.71	5.847	58.59	6.19	1.950	14.32
250	30.38	47.056		19.33	19.054		13.39	9.137	90.96	7.73	3.047	22.16



# ANEXO E

## TECH-A-8 Affinity Laws

The affinity laws express the mathematical relationship between the several variables involved in pump performance. They apply to all types of centrifugal and axial flow pumps. They are as follows:

1. With impeller diameter, D, held constant:

A.  $\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{N_1}{N_2}$

B.  $\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{N_1}{N_2}\right)^2$

C.  $\frac{BHP_1}{BHP_2} = \left(\frac{N_1}{N_2}\right)^3$

Where: Q = Capacity, GPM  
 H = Total Head, Feet  
 BHP = Brake Horsepower  
 N = Pump Speed, RPM

2. With speed, N, held constant:

A.  $\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{D_1}{D_2}$

B.  $\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2$

C.  $\frac{BHP_1}{BHP_2} = \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^3$

When the performance ( $Q_1$ ,  $H_1$ , &  $BHP_1$ ) is known at some particular speed ( $N_1$ ) or diameter ( $D_1$ ), the formulas can be used to estimate the performance ( $Q_2$ ,  $H_2$ , &  $BHP_2$ ) at some other speed ( $N_2$ ) or diameter ( $D_2$ ). The efficiency remains nearly constant for speed changes and for small changes in impeller diameter.

### EXAMPLE:

To illustrate the use of these laws, refer to Fig. 8. It shows the performance of a particular pump at 1750 RPM with various impeller diameters. This performance data has been determined by actual tests by the manufacturer. Now assume that you have a 13" maximum diameter impeller, but you want to belt drive the pump at 2000 RPM.

The affinity laws listed under 1 above will be used to determine the new performance, with  $N_1 = 1750$  RPM and  $N_2 = 2000$  RPM. The first step is to read the capacity, head, and horsepower at several points on the 13" diameter curve in Fig. 9. For example, one point may be near the best efficiency point where the capacity is 300 GPM, the head is 160 ft, and the BHP is approx. 20 hp.

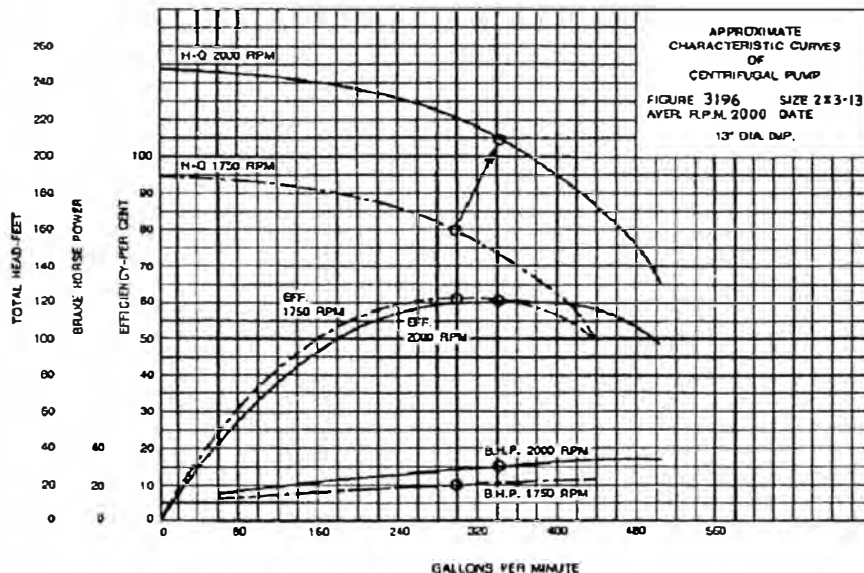
$$\frac{300}{Q_2} = \frac{1750}{2000} \quad Q_2 = 343 \text{ gpm}$$

$$\frac{160}{H_2} = \left(\frac{1750}{2000}\right)^2 \quad H_2 = 209 \text{ ft.}$$

$$\frac{20}{BHP_2} = \left(\frac{1750}{2000}\right)^3 \quad BHP_2 = 30 \text{ hp}$$

This will then be the best efficiency point on the new 2000 RPM curve. By performing the same calculations for several other points on the 1750 RPM curve, a new curve can be drawn which will approximate the pump's performance at 2000 RPM, Fig. 9.

Trial and error would be required to solve this problem in reverse. In other words, assume you want to determine the speed required to make a rating of 343 GPM at a head of 209 ft. You would begin by selecting a trial speed and applying the affinity laws to convert the desired rating to the corresponding rating at 1750 RPM. When you arrive at the correct speed, 2000 RPM in this case, the corresponding 1750 RPM rating will fall on the 13" diameter curve.



# Indicadores de resultados de los proyectos

En la presente sección se explica el cálculo y empleo de los principales indicadores de resultados para el análisis de costes-beneficios: tasa interna de rendimiento (TIR), valor actual neto (VAN) y relación beneficio-coste. Estos indicadores vienen exigidos expresamente en el análisis financiero y económico, así como en los formularios de solicitud de los tres Fondos Estructurales. La TIR y el VAN se reflejan en los principales cuadros de análisis financiero y económico (véanse los cuadros 5, 6 y 10, rúbricas 5.4, 5.5, 6.4, 6.5, 10.4 y 10.5).

Estos indicadores han de ofrecer información concisa sobre los resultados del proyecto y pueden servir de base para la calificación del mismo.

## A.1 Valor actual neto (VAN)

Los cuadros financieros y económicos indican las entradas (I1, I2, I3) y salidas (O1, O2, O3), y los saldos (S1, S2, S3 para las fechas 1, 2, 3). El modelo es válido para un periodo plurianual, lo que puede generar problemas si se desea agregar S1 a S2, etc. Ello se debe a que la utilidad marginal de un euro es hoy más elevada de lo que será mañana, principalmente por los siguientes motivos:

- aversión al riesgo frente a futuros acontecimientos;
- la renta monetaria es una función creciente y la utilidad marginal de cara al consumo disminuye en el transcurso del tiempo,

- la preferencia del rendimiento actual frente al rendimiento futuro.

Mediante un coeficiente de ponderación específico, pueden agregarse datos heterogéneos. El coeficiente debe tener las siguientes características:

- decrecer en el transcurso del tiempo;
- medir la pérdida de valor del efectivo en el transcurso del tiempo.

Este coeficiente es el factor de descuento financiero  $a_t$ :  $a_t = (1+i)^{-t}$ , siendo  $t$  el horizonte temporal,  $i$  el tipo de interés y  $a_t$  el coeficiente de descuento de un valor financiero futuro para obtener su valor actual.

El valor actual neto de un proyecto se define, pues, del siguiente modo:

$$\text{VAN (S)} = \sum_{t=0}^n a_t S_t = \frac{S_0}{(1+i)^0} + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \frac{S_n}{(1+i)^n}$$

siendo  $S_n$  el saldo del flujo de caja en el momento  $n$  y  $a_t$  el factor de descuento financiero seleccionado para efectuar la actualización.

Se trata de un indicador de resultados de inversión muy conciso. Es el importe actual de todos los flujos netos generados por la inversión, expresado como un sólo valor en la misma unidad de medida empleada en los estados contables.

Es importante destacar que el saldo de los primeros años de la inversión es generalmente negativo, pasando a ser positivo al cabo de algunos años. Puesto que decrecen con el tiempo, la ponderación de los valores negativos de los primeros años es mayor que la de

**Cuadro de factores de descuento**

Años	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$(1+5\%)^{-n}$	,952 381	,907 029	,863 838	,822 702	,783 526	,746 215	,710 681	,676 839	,644 609	,613 913
$(1+10\%)^{-n}$	,909 091	,826 446	,751 315	,683 013	,620 921	,564 474	,513 158	,466 507	,424 098	,385 543

n: número de años

los valores positivos de los últimos años. Esto supone que la elección del horizonte temporal es esencial para determinar el VAN. Además, el factor de descuento (esto es, el tipo de interés en la fórmula  $a$ ) elegido influirá en el cálculo del VAN (ver también gráfico 1).

de  $i$  para todos los proyectos puede permitir elegir claramente entre ellos.

Tal y como ya se señaló en el capítulo 2, el valor actual neto puede ser de carácter financiero si en el análisis financiero se calcula con variables financieras, y económico si se calcula en el análisis económico.

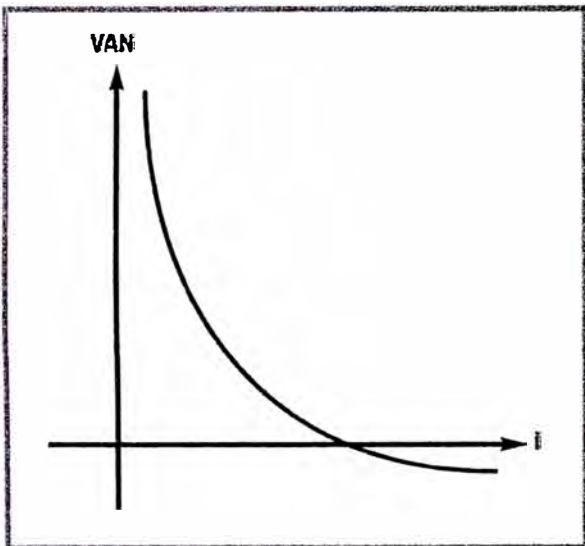


Gráfico 1 VAN como función de  $i$ .

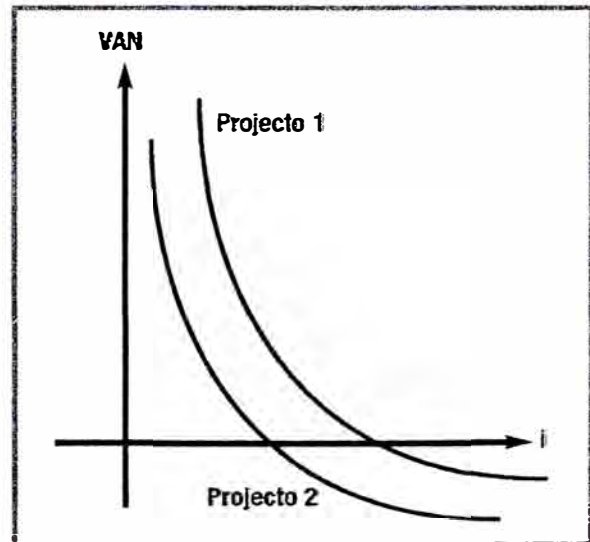


Gráfico 2 Clasificación de los proyectos con arreglo al VAN

Este indicador podría ser un criterio de evaluación de una inversión muy simple y preciso:  $VAN > 0$  significa que el proyecto genera un beneficio neto (la suma de  $S_n$  ponderada es aún positiva) y es en general deseable. En otras palabras, puede ser una buena medida del valor añadido que un proyecto tiene, en términos monetarios, para la sociedad. Resulta igualmente útil clasificar los proyectos con arreglo a sus VAN y decidir cuál es el mejor. Así, en el gráfico 2, el proyecto 1 es más deseable que el proyecto 2, ya que posee un VAN más elevado para cada valor  $i$ .

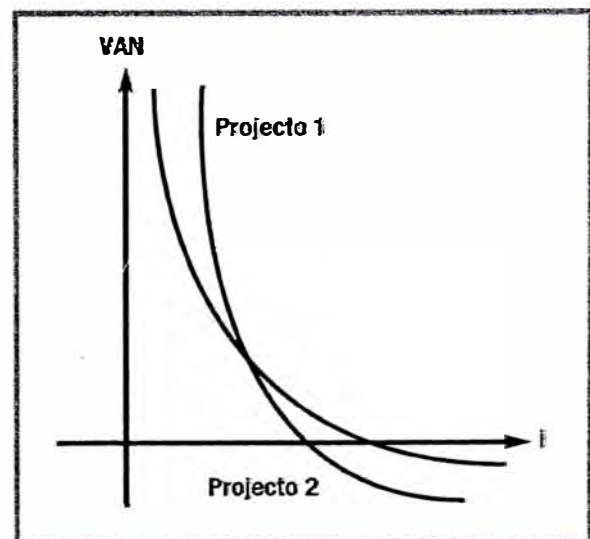


Gráfico 3 Un caso de VAN no comparables

A veces, los VAN no son comparables para todo valor  $i$ , como ocurre en el ejemplo del gráfico 3. En este caso, una misma definición

## ANEXO G

### **CÁLCULO DEL VALOR FUTURO**

Veamos como puede calcularse el monto de una inversión a partir de los siguientes datos: Valor presente de la inversión, tasa de interés por período y número total de períodos de liquidación y capitalización de intereses.

Calculemos el monto de una inversión de \$4.000.000 al 18% anual nominal liquidado y capitalizado mensualmente durante 2,5 años.

Ya que los intereses se liquidan y capitalizan mensualmente, tenemos entonces que:

$$\text{Tasa periódica: } i = 0,18 / 12 = 0,015 = 1,5\% \text{ mensual}$$

$$\text{Total períodos: } n = 2,5 \times 12 = 30 \text{ meses}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor futuro: } M &= P \times (1 + i)^n = \\ &4.000.000 \times (1 + 0,015)^{30} = 6.252.320,88 \end{aligned}$$

Si cambiamos la base de liquidación de intereses por una capitalización trimestral, tendremos:

$$\text{Tasa periódica: } i = 0,18 / 4 = 0,045 = 4,5\% \text{ trimestral}$$

$$\text{Total períodos: } n = 2,5 \times 4 = 10 \text{ trimestres}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor futuro: } M &= P \times (1 + i)^n = \\ &4.000.000 \times (1 + 0,045)^{10} = 6.211.877,69 \end{aligned}$$

Observe que el rendimiento de la inversión para una misma tasa nominal es mayor en el sistema mensual que en el trimestral, ya que el valor futuro es mayor. Esto se debe al hecho de que en el sistema mensual a partir del primer mes se capitalizan intereses que incrementan el capital mientras que en el sistema trimestral el incremento en el capital solo se hace cada tres meses. Mas adelante trataremos en detalle este problema.

### **CÁLCULO DEL VALOR PRESENTE**

Para el cálculo del valor presente de la inversión es necesario conocer previamente el valor futuro así como la tasa de interés por período y el número total de períodos de capitalización. Debe recordarse del álgebra elemental la forma como se despeja el valor de P de la fórmula utilizada para encontrar el monto.

Una persona desea disponer de \$3.000.000 dentro de dos años. ¿Cuánto debe invertir hoy para cumplir su objetivo, si la tasa del mercado es del 18% anual nominal liquidado y capitalizado trimestralmente?

Tasa periódica:  $i = \text{Tasa nominal} / \text{No periodos por año}$

$$i = 0,18 / 4 = 0,045 = 4,5\% \text{ trimestral}$$

Total periodos:  $n = 2 \times 4 = 8 \text{ trimestres}$

Si de la fórmula para el cálculo del monto (o valor futuro) despejamos el valor presente P tendremos:

$$P = M / (1 + i)^n = M \times (1 + i)^{-n}$$

$$P = 3.000.000 / (1 + 0,045)^8 = 2.109.555,38$$

### **CÁLCULO DE LA TASA DE INTERÉS**

De igual manera que en los dos casos anteriores, de la fórmula para calcular el monto de una inversión es posible deducir el cálculo de la tasa de interés cuando se conocen el monto, el valor presente y el número total de periodos de capitalización.

Una persona invierte \$5.000.000 durante año y medio con intereses liquidados y capitalizados mensualmente y le entregan al final \$6.250.000 como capital más intereses. ¿Cuál fue la tasa de interés?

Tenemos:  $M = P \times (1 + i)^n$

Si despejamos la tasa de interés:

$$i = \sqrt[n]{\frac{M}{P}} - 1 = \left(\frac{M}{P}\right)^{\frac{1}{n}} - 1$$

$$i = (6.250.000/5.000.000)^{1/18} - 1 = 1,2474\% \text{ mensual}$$

Esta tasa equivale a una tasa de interés nominal del 14,9688% anual con liquidación mensual de intereses:

$$i_n = 1,2474\% \times 12 = 14,9688\%$$

Miremos un segundo ejemplo: ¿A que tasa bimensual se triplica un capital en cinco años?

Tenemos que:  $M = P \times (1 + i)^n$

Si queremos triplicar el capital, entonces  $M = 3 \times P$

$$\text{Luego: } 3 \times P = P \times (1 + i)^{30}$$

$$3 = (1 + i)^{30}$$

Despejando i:  $i = 3^{1/30} - 1 = 3,7299\%$  bimensual que equivale a un 22,3795% anual nominal liquidado bimensualmente.

### **CÁLCULO DEL NÚMERO DE PERÍODOS**

El cálculo del número de períodos exige despejar el exponente de la fórmula para el monto. El procedimiento se realiza con la utilización de logaritmos.

Una persona invierte cierto capital a una tasa del 18% anual nominal con liquidación mensual de intereses. ¿Dentro de cuántos meses se duplica el capital?

En primer lugar la tasa mensual es:

$$i = 0,18 / 12 = 0,015 = 1,5\% \text{ mensual.}$$

Tenemos que:  $M = P \times (1 + i)^n$  y a su vez  $M = 2 \times P$

Entonces:  $2P = P \times (1 + 0,015)^n$

Cancelando P:  $2 = (1 + 0,015)^n$

Sacando logaritmos:  $\log 2 = \log (1 + 0,015)^n$

$$\log 2 = n \times \log (1 + 0,015)$$

Despejando n:  $n = \log 2 / \log (1 + 0,015) = 46,56$

Esto quiere decir que el capital se duplicará en un poco más de 46 meses.

<b>FORMULAS DE INTERES COMPUESTO</b>		
Fórmula 1	Monto o Valor Futuro	$M = P \times (1 + i)^n$
Fórmula 2	Valor Presente o Valor Actual	$P = M / (1 + i)^n$
Fórmula 3	Tasa de Interés	$i = (M / P)^{1/n} - 1$
Fórmula 4	Número de Periodos	$n = \log(M/P) / \log(1+i)$