



Elementos para el Análisis Económico



Criterios para la evaluación económica de procesos

Un proceso industrial solo tiene perspectivas de comercialización si su aspecto económico es favorable.

Se pueden identificar tres tipos de niveles para el diseño de un proceso:

1. Diseño preliminar
2. Estudio de preinversión
3. Diseño final ó ingeniería de detalle

En el primer nivel se toma información básica del proyecto, con diseños aproximados y escenarios económicos simples, para llegar a un diagnóstico preliminar sobre el potencial económico del proceso. Esta etapa debe hacerse en forma rápida para tomar la decisión de continuar con el proyecto si existe un potencial favorable, o terminarlo y no invertir tiempo adicional en él si es claro que el proceso no tiene perspectivas económicas razonables.

En el segundo nivel, el panorama promisorio del proceso amerita un diseño más elaborado y un análisis económico más riguroso, con estimaciones de inversiones más confiables y costos de operación más desglosados. Se aplica el mismo tipo de lógica, el proceso debe volver a analizarse para examinar su potencial económico y dictaminar si se debe continuar con su proyecto de comercialización.

El tercer nivel típicamente se lleva a cabo por una firma especializada, con el fin de elaborar diseños finales y planos para la construcción del equipo. Dada la información que se genera en forma de un diseño final, las estimaciones económicas a este nivel son las más exactas que se pueden tener para la etapa de diseño del proceso, y constituyen los mejores pronósticos de lo que se espera durante la operación comercial del proceso.

Nos concentraremos en los elementos de análisis económico aplicable en la etapa inicial del diseño de un proceso. Estos resultados preliminares proporcionan un rápido diagnóstico inicial del potencial económico de la alternativa bajo consideración.

Componentes de la economía de un proceso

El diseño de una planta debe presentar un proceso capaz de operar en condiciones tales que lleve a la obtención de una utilidad. Como la ganancia neta significa el ingreso total menos todos los gastos, es esencial que el ingeniero químico tenga un claro conocimiento de los diversos tipos de costos que intervienen en los procesos de producción. Están los gastos directos y los indirectos. Entre los gastos directos están los correspondientes a las materias primas, mano de obra y equipos. Entre los indirectos están por ejemplo los correspondientes a salarios del personal de administración y costo de distribución del producto.

Para todo proceso industrial es necesario invertir capital y la determinación de la inversión necesaria constituye una parte importante del proyecto de la planta. Para cualquier proceso, la inversión total consiste en inversión de capital fijo para adquirir e instalar los equipos destinados al proceso, con todos los servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento del proceso completo más el capital de trabajo, que está formado por el



dinero necesario para la operación de la planta (para el pago de salarios, mantener un stock de materias primas y manejar otras situaciones que requieran disponer de dinero en efectivo). La relación entre el capital de trabajo y la inversión total varía para diferentes compañías, pero la mayoría de las plantas químicas utilizan un capital de trabajo que representa entre el 10 y el 20% de la inversión total. Este porcentaje puede llegar al 50% o más en el caso de las empresas que producen bienes de consumo estacional, debido a la gran cantidad de ellos que debe mantenerse en depósito durante apreciables períodos de tiempo.

Por lo tanto, al analizar los costos industriales, se deben tener en cuenta los costos debidos a la inversión de capital, los costos de producción y los gastos generales, incluyendo los impuestos a las ganancias.

Indice de Costos e inversión de capital para commodity químicos

En todas las etapas del proceso de diseño, la estimación de la inversión de capital total y el costo anual de fabricación son cruciales para la evaluación de alternativas de procesamiento. La Association for advancement of cost engineering international (AAACE, aaacei.org) diferencia cinco clases de estimaciones de costos de proyectos los cuales designa como clase 1,2,3,4 y 5. Una estimación de clase 5 está asociada con el menor nivel de definición o madurez de un proyecto y una estimación de clase 1 con el más alto.

Cinco características son usadas para distinguir una clase de estimación de otra: el grado de definición del proyecto, uso final de la estimación, metodología de la estimación, exactitud y esfuerzo para prepararlo. El grado de definición del proyecto es la característica primaria usada para identificar una clase de estimación. Las metodologías de estimación generalmente están entre dos categorías: estocásticas y determinísticas. En los métodos estocásticos, las variables independientes utilizadas en el algoritmo involucran modelos (factores de capacidad, regla de los 6 décimos) basados en relaciones entre costos y otros parámetros de diseño inferidos o estadísticos. En los métodos determinísticos, se requiere el conocimiento de los costos con mucha certeza. Cuando el nivel de definición del proyecto se incrementa, la metodología de la estimación tiende a progresar de estocástica a determinística.



TABLE 1. COST-ESTIMATE CLASSIFICATION MATRIX

Estimate Class	Project Definition (% of complete definition)	Purpose of Estimate	Estimating Method	Accuracy Range (variation in low and high ranges)	Preparation Effort (index relative to project cost)
Class 5	0-2	Screening	Capacity-factored, parametric models	L: -20 to -50% H: 30 to 100%	1
Class 4	1-15	Feasibility	Equipment-factored, parametric models	L: -15 to -30% H: 20 to 50%	2-4
Class 3	10-40	Budget authorization or cost control	Semi-detailed unit-cost estimation with assembly-level line items	L: -10 to -20% H: 10 to 30%	3-10
Class 2	30-70	Control of bid or tender	Detailed unit-cost estimation with forced, detailed takeoff	L: -5 to -15% H: 5 to 20%	4-20
Class 1	50-100	Check estimate, bid or tender	Semi-detailed unit cost estimation with detailed takeoff	L: -3 to -10% H: 3 to 15%	5-100

Índices de costos

El costo de compra de un equipamiento de proceso se obtiene generalmente a partir de proyecciones, ecuaciones ó cotizaciones de vendedores. Sin embargo, los costos no son estáticos. Debido a la inflación generalmente se incrementan con el tiempo. Entonces, las proyecciones y ecuaciones generalmente se aplican a una fecha en particular, usualmente mes y año ó para un promedio de un año en particular. Cotizaciones de los vendedores son aplicables solo para uno ó dos meses. Una estimación del costo de compra para una fecha posterior es obtenida multiplicando el costo para una fecha anterior por la relación entre un índice de costos I en la fecha posterior al índice del costo base.

$$Costo = Costobase \left(\frac{I}{I_{base}} \right)$$

Los índices mas comúnmente utilizados por los ingenieros químicos son:

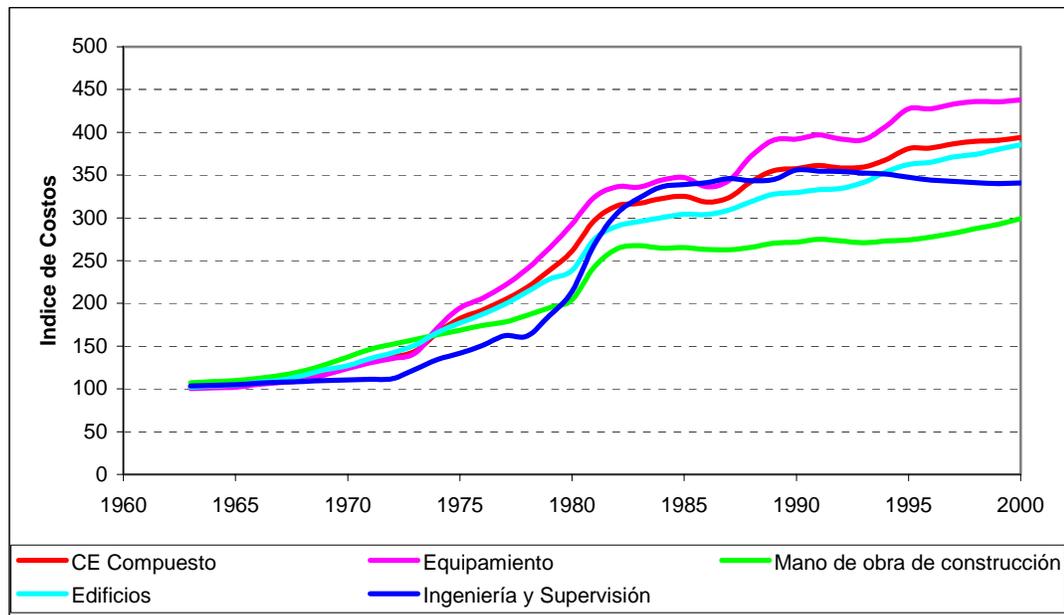


Indice de costo de plantas del *Chemical Engineering* (CE) que se publica en cada número de la revista *Chemical Engineering* con I=100 para 1958

La revista *Chemical Engineering* publica uno de los índices más conocidos para actualizar el costo de plantas químicas. El cálculo de este índice se basa en cuatro rubros con las siguientes proporciones:

Equipo y Maquinaria: 61%
Mano de obra para la construcción: 22%
Edificios: 7%
Ingeniería y Supervisión: 10%

En la siguiente figura se puede observar la evolución de estos índices en el tiempo.



En principio se puede ver que ninguno de estos índices se incrementa monótonamente durante todos estos años, pero todos son significativamente mayores que en 1963. El índice de equipamiento exhibe el mayor crecimiento (aproximadamente un 340%) seguido por el CE compuesto y el de construcción de edificios, ingeniería y supervisión y mano de obra de la construcción. El relativamente rápido ascenso en el subíndice de equipamiento fue particularmente debido a incrementos muy definidos en los precios de equipos fabricados, los cuales se deben por sobre todo a incrementos en los costos de materia prima. Debido a que este sub índice contribuye en un 61% en la composición del CE, ambas curvas exhiben un comportamiento similar. Las cinco curvas cambian su pendiente alrededor de 1982. Ese fue el año de la mayor revisión del CE.

El factor de productividad es uno de los 54 ingresos que son utilizados para calcular la actualización del CE y subíndices. Este factor de productividad es un factor de productividad tecnológico fundado en avances en herramientas y técnicas de trabajo. Estos



avances incluyen tanto la proliferación de personal de computación como herramientas electrónicas.

Se sugiere un límite de tiempo para ajustar los costos de cinco años. Esto se aplica tanto a los costos de capital como operativos. Para períodos superiores a los cinco años, las diferencias entre precios actuales de equipamientos y mano de obra y aquellos predichos por un índice de costos tienen mucha diferencia. Esto significa que el CE puede ser usado para ajustar los costos, pero solo si el período de ajuste está limitado a cinco años.

Ejemplo

Si una planta de oxígeno líquido de 700t/d fue construida en 1970 por U\$10 millones. ¿Cuánto nos saldrá en el año 2000 una planta de 700 t/d de oxígeno líquido?. Si multiplicamos el costo de 1970 por la relación de los índices del CE evaluados para los años 2000 y 1970, obtendremos el costo de la planta en el año 2000. El efecto inflacionario está considerado dentro del mismo índice por lo que son innecesarias correcciones adicionales.

$$\text{Costo} = \$10000000 \times \left(\frac{394.1}{125.7} \right) = \$31300000$$

Este número **no es adecuado**, en principio, debido a que durante estos treinta años han ocurrido un sinnúmero de cambios. Algunos de estos cambios involucran el proceso de producción de oxígeno líquido. Hay muchas etapas más eficientes, etapas omitidas y etapas agregadas. El resultado neto es una mejora en la eficiencia de producción, resultando en un menor costo de producción por tonelada.

Hay otros cambios debido a factores externos. Entre los más importantes están las regulaciones impuestas a las plantas de procesos químicos sobre la sanidad, seguridad y regulaciones ambientales. Entre ellos pueden estar el monitoreo del ph de aguas residuales, el control de emisiones de componentes orgánicos volátiles. Además de estas regulaciones, las plantas tienen que modificar sus procesos, instalar equipos de control y monitoreo y pagar sueldos a personal de soporte y profesional adicional. Por estas razones, una comparación de las plantas entre 1970 y 2000 es imposible.

Hagamos una hipótesis por un momento, supongamos que las plantas de 1970 y 2000 fueran absolutamente idénticas en todos los aspectos. Aún cuando estas dos plantas contengan exactamente el mismo número y tipo de todas las partes, los precios de estos equipamientos y más importante, la mano de obra requerida para su instalación se han ajustado a diferentes tasas. El cambio principal en la composición del CE es un incremento en la ponderación de los costos de mano de obra y equipamientos. Específicamente, el factor de ponderación de equipamientos se ha incrementado de un 51 a un 61% y el factor de ponderación de la mano de obra se incrementó desde 32% en el viejo índice a 45% en el nuevo CE.

El índice de costo de Equipamientos de Marshall & Swift (MS) que aparece en cada número de la revista *Chemical Engineering* con I=100 para 1926 se aplica a industrias de proceso y está basado en ocho tipos de industrias:

Cemento: 2%



Química: 48%
Productos de arcilla: 2%
Vidrio: 3%
Pintura: 5%
Papel: 10%
Petróleo: 22%
Hule: 8%

El índice de costos de construcción de refinerías de Nelson Farrar (NF) es publicado en la revista *Oil & Gas Journal* con I=100 para 1946 y refleja la variación en el tiempo del costo de construcción de refinerías. Su estimación se basa en los siguientes porcentajes:

Mano de obra especializada: 39%
Mano de obra común: 21%
Hierro y acero: 20%
Materiales de construcción: 8%
Equipo Misceláneo: 12%

El índice VAPCCI. En la página de indicadores económicos del CE aparecen muchos índices de costos. Uno importante es el índice de costos de control de la polución de aire. Estos sirven para ajustar el costo de equipamiento de sistemas de control de la polución del aire. Fueron creados en 1994 y publicados en CE en 1995. Estos índices trimestrales actualmente cubren 11 categorías de equipamiento de control. Cada índice anual es el promedio de los índices trimestrales.

Control device	Year						
	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Carbon adsorbers	101.2	110.7	106.4	104.7	103.6	100.8	108.0
Catalytic incinerators	102.0	107.1	107.0	107.7	106.5	102.9	114.3
Electrostatic precipitators	102.8	108.2	108.0	108.8	109.2	101.2	101.1
Fabric filters	100.5	102.7	104.5	106.2	109.5	111.7	113.0
Flares	100.5	107.5	104.9	105.8	103.6	99.4	104.3
Gas absorbers	100.8	105.6	107.8	107.6	109.7	110.9	112.9
Mechanical collectors	100.3	103.0	103.3	103.9	111.0	119.6	121.8
Refrigeration systems	100.5	103.0	104.4	106.1	107.6	105.7	106.1
Regenerative thermal oxidizers	101.4	104.4	106.3	107.9	108.9	108.1	109.0
Thermal incinerators	101.3	105.9	108.2	109.4	110.5	108.1	107.9
Wet scrubbers	101.3	112.5	109.8	109.0	109.7	108.8	113.8



Economic Indicators

2008 ■ 2007 ■

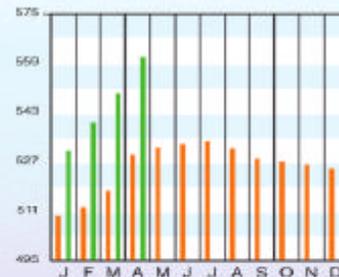
DOWNLOAD THE **CEPCITWO WEEKS SOONER** AT WWW.CHE.COM/PCI

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)

	Apr. '08 Prelim.	Mar. '08 Final	Apr. '07 Final
CE INDEX	560.9	549.2	529.2
Equipment	676.7	659.5	630.7
Heat exchangers & tanks	660.0	631.5	600.2
Process machinery	628.0	616.4	605.9
Pipe, valves & fittings	804.7	795.7	738.8
Process instruments	437.7	431.0	432.7
Pumps & compressors	860.2	857.6	830.5
Electrical equipment	451.6	452.2	425.9
Structural supports & misc.	720.4	694.7	672.8
Construction labor	317.6	317.1	312.4
Buildings	492.5	486.8	478.5
Engineering & supervision	354.3	354.9	357.8

Annual Index:
2000 = 394.1
2001 = 394.3
2002 = 395.6
2003 = 402.0
2004 = 444.2
2005 = 468.2
2006 = 499.6
2007 = 525.4



Starting with the April 2007 Final numbers, several of the data series for labor and compressors have been converted to accommodate series IDs that were discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics.

CURRENT BUSINESS INDICATORS

LATEST

PREVIOUS

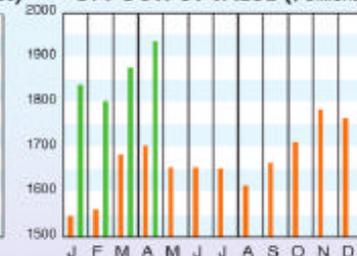
YEAR AGO

CPI output index (2000 = 100)	May '08 = 108.0	Apr. '08 = 107.8	Mar. '08 = 108.0	May. '07 = 108.5
CPI value of output, \$ billions	Apr. '08 = 1,937.9	Mar. '08 = 1,877.6	Feb. '08 = 1,803.9	Apr. '07 = 1,703.1
CPI operating rate, %	May '08 = 80.2	Apr. '08 = 80.1	Mar. '08 = 80.4	May. '07 = 81.5
Construction cost index (1957 = 100)	Jun. '08 = 762.0	May. '08 = 757.9	Apr. '08 = 755.2	Jun. '07 = 739.1
Producer prices, industrial chemicals (1982 = 100)	May. '08 = 280.8	Apr. '08 = 286.7	Mar. '08 = 254.7	May. '07 = 225.1
Industrial Production in Manufacturing (2002=100)*	May. '08 = 112.3	Apr. '08 = 112.3	Mar. '08 = 113.3	May. '07 = 112.6
Hourly earnings index, chemical & allied products (1992 = 100)	May. '08 = 140.7	Apr. '08 = 141.6	Mar. '08 = 141.2	May. '07 = 142.6
Productivity index, chemicals & allied products (1992 = 100)	May. '08 = 134.7	Apr. '08 = 134.8	Mar. '08 = 133.0	May. '07 = 138.5

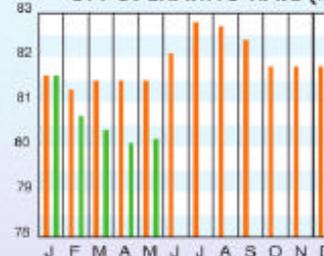
CPI OUTPUT INDEX (2000 = 100)



CPI OUTPUT VALUE (\$ Billions)



CPI OPERATING RATE (%)



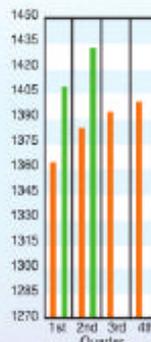
* Due to discontinuance, the Index of Industrial Activity has been replaced by the Industrial Production in Manufacturing index from the U.S. Federal Reserve Board. Current business indicators provided by DRI-WFRA, Lexington, Mass.

MARSHALL & SWIFT EQUIPMENT COST INDEX

(1926 = 100)

	2nd Q 2008	1st Q 2008	4th Q 2007	3rd Q 2007	2nd Q 2007
M & S INDEX	1,431.7	1,408.6	1,399.2	1,393.0	1,363.6
Process industries, average	1,491.7	1,463.2	1,452.3	1,445.6	1,433.5
Cement	1,473.5	1,448.1	1,435.3	1,427.5	1,417.5
Chemicals	1,464.8	1,438.5	1,427.9	1,421.0	1,408.6
Clay products	1,453.5	1,429.1	1,415.0	1,408.8	1,400.4
Glass	1,365.1	1,359.7	1,348.8	1,341.8	1,331.3
Paint	1,494.8	1,467.6	1,457.1	1,451.2	1,440.2
Paper	1,400.0	1,377.7	1,369.2	1,364.0	1,354.0
Petroleum products	1,594.4	1,555.8	1,543.7	1,536.2	1,521.0
Rubber	1,537.5	1,512.3	1,500.1	1,494.8	1,486.7
Related industries					
Electrical power	1,412.8	1,380.4	1,374.9	1,369.0	1,340.7
Mining, milling	1,498.9	1,473.3	1,460.8	1,453.2	1,442.7
Refrigeration	1,741.4	1,711.9	1,698.8	1,691.7	1,679.3
Steam power	1,453.2	1,426.6	1,416.4	1,407.4	1,394.2

Annual Index:
2000 = 1,089.0 **2002 = 1,164.2** **2004 = 1,178.5** **2006 = 1,362.3**
2001 = 1,093.9 **2003 = 1,123.5** **2005 = 1,244.5** **2007 = 1,373.3**



THE ONLINE CEPCI

CE's Online CEPCI provides access to the entire historical CEPCI database (top). And, instead of waiting more than two weeks for the print or online version of the magazine to arrive, subscribers to the Online CEPCI can download new data as soon as it is calculated. Visit www.che.com/pci to subscribe to the following:

- Electronic notification of monthly updates
- All annual data archives (1947 to present) and monthly data archives (1970 to present)
- Option to download data in Excel format
- A selection of helpful cost-estimation articles



Los índices del CE y NF son convenientes para la planta de procesamiento entera, tomando en cuenta materiales y mano de obra para fabricar el equipamiento, envío e instalación. Sin embargo el índice de NF se restringe a la industria del petróleo, mientras que el índice del CE es conveniente para todas las industrias químicas de procesamiento.

Ajuste de inversiones debido a la capacidad y economías de escala

Datos históricos de inversiones de diferentes tecnologías muestran que el ajuste de la inversión por efecto de la capacidad del proceso sigue una regla exponencial

$$\frac{\text{Costo}_2}{\text{Costo}_1} = \left(\frac{\text{Capacidad}_2}{\text{Capacidad}_1} \right)^m$$

donde m es un exponente característico de cada tecnología. En caso de no estar disponible, se usa típicamente $m=0.6$, por lo que esta regla se la conoce como regla de los seis décimos. Desarrollos tecnológicos conducen muchas veces a procesos con exponentes menores que los que previamente se tenían con las tecnologías anteriores. El hecho de que m sea menor que uno implica que una planta de mayor capacidad se traduce en una menor inversión unitaria al hacer el análisis económico del proceso, de ahí el concepto de *economías de escala*. Es decir, si la capacidad de una planta se incrementa en un 20% y el exponente es inferior a 1, entonces el costo se incrementa menos de un 20%.

La ecuación anterior indica que una representación doblemente logarítmica de la capacidad en función del costo del equipo, para cierto tipo de equipo, debe resultar una recta de pendiente igual a 0,6. La figura muestra una representación de este tipo para intercambiadores de calor de carcasa y tubos.

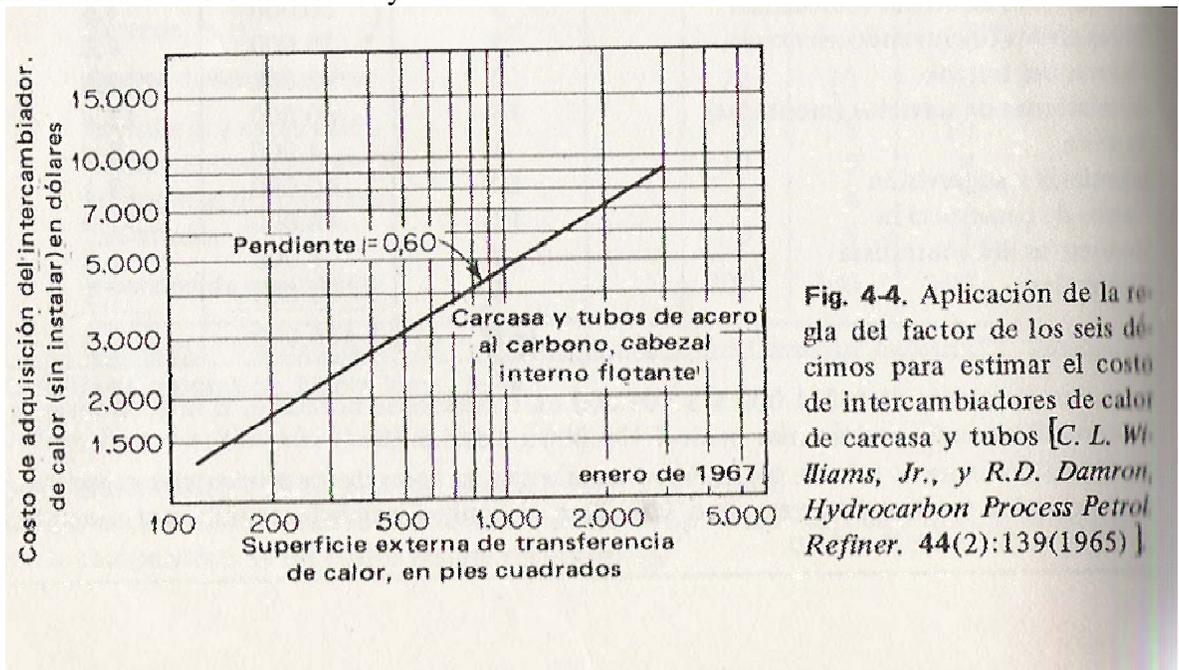


Fig. 4-4. Aplicación de la regla del factor de los seis décimos para estimar el costo de intercambiadores de calor de carcasa y tubos [C. L. Williams, Jr., y R.D. Damron, *Hydrocarbon Process Petrol Refiner.* 44(2):139(1965)]



Sin embargo, la aplicación de esta regla empírica resulta, en la mayoría de los casos una simplificación, porque los valores reales del factor debido a la capacidad, varían desde menos de 0,2 hasta más de 1.0 como puede verse en la siguiente tabla. Por este motivo, el factor 0.6 solo debe ser utilizado en ausencia de toda información. En general, el concepto del costo en relación con la capacidad no debe utilizarse más allá de una capacidad diez veces mayor, además debe tenerse mucho cuidado que se trate de equipos similares con respecto al tipo de fabricación, materiales de construcción, intervalos y límites de temperaturas y presiones en que operan y otras variables pertinentes.

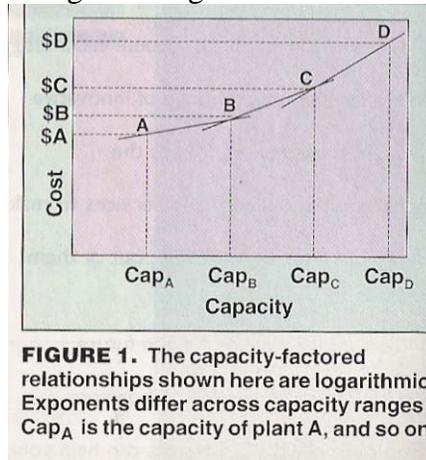
Tabla 6. Exponentes típicos para el costo del equipo versus capacidad del mismo

Equipo	Dimensiones, rango	Exponente
Bandeja o plato de campanas de burbujeo, acero al carbono	3-5 pies de diámetro	1,20
Bandeja o plato de campanas de burbujeo, acero inoxidable 410	3-5 pies de diámetro	1,43
Bomba centrífuga horizontal, acero inoxidable	3-7,5 hp	0,61
Bomba centrífuga horizontal, hierro fundido	2,7-5 hp	0,21
Caldereta o marmita, hierro fundido, encamisada, 100 psi	250-800 galones	0,24
Caldereta o marmita, vidriada, encamisada	200-800 galones	0,31
Compresor alternativo (accionado por motor, servicio de aire)	5-300 hp en el accionador	0,90
Compresor centrífugo (accionado por motor, servicio de aire)	20-70 hp en el accionador	1,22
Intercambiador de calor, de carcasa y tubos, cabezal flotante, acero al carbono	100-400 pies cuadrados	0,59
Intercambiador de calor, carcasa y tubos, placa de tubos fija, acero al carbono	50-400 pies cuadrados	0,44
Motor de inducción, jaula de ardilla, 440 voltios, blindado (a prueba de explosiones)	1-20 hp	0,53
Motor de inducción, jaula de ardilla, 440 voltios, blindado (a prueba de explosiones)	20-200 hp	1,00
Reactor, vidriado, encamisado (sin accionador)	50-300 galones	0,41
Reactor, vidriado, encamisado (con accionador)	50-300 galones	0,18
Secador de tambor (incluye auxiliares, a la presión atmosférica)	20-60 pies cuadrados	0,36
Secador de tambor (incluye auxiliares, al vacío)	16,5-40 pies cuadrados	0,20
Soplador centrífugo (con motor)	1-3 hp	0,16
Soplador centrífugo (con motor)	7 ¹ / ₂ -350 hp	0,96
Tanque, cabezal plano, acero al carbono	300-1400 galones	0,66
Tanque, cabezal plano, acero al carbono, vidriado	100-1000 galones	0,57



Con un exponente de 0.6 doblando la capacidad de una planta sus costos se incrementan aproximadamente un 50% $\left(\frac{2 \times CI}{CI}\right)^{0.6} \cong 1.5$ y triplicando la capacidad de una planta sus costos se incrementan en aproximadamente un 100% $\left(\frac{3 \times CI}{CI}\right)^{0.6} \cong 1.9$

En realidad, cuando se incrementa la capacidad de una planta, el exponente tiende a incrementarse como se ilustra en la siguiente figura



El exponente del factor de capacidad entre las plantas A y B puede tener un valor de 0.6, entre las plantas B y C puede tener un valor de 0.65 y entre C y D puede tener un valor de 0.72. Cuando se incrementa la capacidad de la planta a los límites de la tecnología existente, el valor del exponente se aproxima a 1. En este punto sería más conveniente construir dos plantas chicas más que una grande. Para usar prudentemente el método de los factores de capacidad nos debemos asegurar que las plantas nuevas y existentes son duplicados aproximados, y que sus tamaños son relativamente aproximados, nos debemos fijar si hay costos en la planta conocida que no son aplicables a la planta nueva, y por otro lado sumar todo costo que no figura en la planta conocida pero que deben ser incluidos en la nueva.

Ejemplo: Una unidad de 100000 bbl/d (barril=158.98 litros) de peróxido de hidrógeno debe construirse en Filadelfia y completada en el 2002. En Malasia una planta similar con una capacidad de 150000 bbl/d y un costo final de \$50 millones fue completada en 2000. La historia reciente muestra que un factor de capacidad de 0.75 puede ser apropiado. La aproximación más simple es usar el algoritmo de factor de capacidad



Product	Factor
Acrolonitrile	0.60
Butadiene	0.68
Chlorine	0.45
Ethanol	0.73
Ethylene oxide	0.78
Hydrochloric acid	0.68
Hydrogen peroxide	0.75
Methanol	0.60
Nitric acid	0.60
Phenol	0.75
Polymerization	0.58
Polypropylene	0.70
Polyvinyl chloride	0.60
Sulfuric acid	0.65
Styrene	0.60
Thermal cracking	0.70
Urea	0.70
Vinyl acetate	0.65
Vinyl chloride	0.80

The "e" used in the capacity factor

$$\$B = \$A \times \left(\frac{CapB}{CapA} \right)^e$$
$$\$B = \$50M \times \left(\frac{100}{150} \right)^{0.75} = \$36.9M$$

Sin embargo una mejor estimación es obtenida cuando ajustamos por diferencias en alcance, ubicación y tiempo. La planta en Malasia incluye costos de almacenamiento y costos que no están incluidos en la planta que se debe construir en Filadelfia. Sin embargo, la construcción en Filadelfia se espera un costo 1.25 veces mayor que en Malasia. La adecuación por las fechas de construcción (2000 en Malasia a 2002 en Filadelfia) será incluida como un factor multiplicador 1.06 desde el 2000 al 2002.

Costos adicionales para la planta de Filadelfia implican control de la polución. La estimación revisada es como sigue

Planta en Malasia=\$50M

Deducir \$10M por costos de almacenamiento y costos propios =\$40M

Ajuste de Malasia a Filadelfia

\$40M*1.25=\$50M

Ajuste al 2002

\$50M*1.06=\$53M

Estimación por factores de capacidad

\$53M*(100/150)^{0.75}=\$39M

Sumar \$5M por requerimientos de control de la polución=\$44M



Proporciones de costos en la inversión de capital

Como se ha definido previamente, la inversión de capital es la cantidad de dinero necesaria para poder disponer de la planta y de los medios e instalaciones para la producción mas la cantidad de dinero necesaria para la operación de la misma (Capital fijo mas Capital de Trabajo). Consideremos ahora la proporción de los costos de cada uno de los componentes más importantes en las inversiones de capital.

La siguiente tabla resume la variación típica de los costos de cada rubro expresada como un porcentaje de las inversiones de capital fijo en plantas nuevas de procesos múltiples ó para ampliaciones de plantas existentes. Se entiende por planta nueva una planta completa, construida en un predio nuevo. La inversión incluye el costo total del terreno, el desarrollo de la ubicación, Los medios e instalaciones en la zona de operaciones (battery limit) y medios e instalaciones auxiliares. Los límites geográficos que definen el alcance de un proyecto determinado se suelen llamar "battery limit". Generalmente se incluye la zona donde se instalarán los equipos para la planta o las ampliaciones propuestas, incluyendo todos los equipos necesarios para el proceso pero excluyendo los almacenes, servicios auxiliares, edificios administrativos o instalaciones auxiliares, salvo que se especifique otra cosa. Normalmente se excluye el costo de la preparación del terreno por lo tanto es aplicable a la ampliación de una planta existente.

Tabla 4. Variaciones típicas del porcentaje de inversiones de capital fijo para plantas nuevas de procesos múltiples o para grandes ampliaciones de las existentes

Componente	Rango de variación, en %	Valores medios, en %
Costos directos		
Equipo adquirido	20-40	32,5
Instalación del equipo adquirido	7,3-26,0	12,5
Instrumentación y controles (instalados)	2,5- 7,0	4,3
Cañerías y tuberías (instaladas)	3,5-15,0	9,3
Instalaciones eléctricas (colocadas)	2,5- 9,0	5,8
Obras civiles (incluyendo servicios)	6,0-20,0	11,5
Mejoras del terreno	1,5- 5,0	3,2
Instalaciones de servicios (montadas)	8,1-35,0	18,3
Terreno	1,0- 2,0	1,5
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	4,0-21,0	13,0
Gastos de construcción	4,8-22,0	14,5
Honorarios del contratista	1,5- 5,0	3,0
Eventuales	6,0-18,0	12,3

Tabla 5. Comparación de los costos de los componentes en las inversiones de capital fijo, expresados como un porcentaje promedio de la inversión de capital fijo, a partir de tres fuentes independientes

Componente	%†	%‡	%§
Equipo adquirido	23	23	23
Instalación del equipo adquirido	9	10	9
Instrumentación y controles (instalados)	3	3	3
Cañerías y tuberías (instaladas)	7	9	9
Instalaciones eléctricas (colocadas)	4	2	2
Obras civiles (incluyendo servicios)	8	6	7
Mejoras del terreno	2	3	5
Instalaciones de servicios (montadas)	13	13	11
Terreno	1	1	1
Costos directos totales	70	70	70
Ingeniería y supervisión	9	8	10
Gastos de construcción	10	9	8
Honorarios del contratista	2	4	3
Eventuales	9	9	9
Inversión de capital fijo	100	100	100

† H.C. Bauman, "Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry", Reinhold Publishing Corporation, Nueva York, 1964.

‡ Chem. Eng. 70 (20): 120 (1963).

§ J.E. Haselbarth y J.M.Berk, Chem. Eng. 67 (10): 158 (1960).

(Los gastos de construcción se han separado de los componentes del costo directo total, para que la comparación de los costos resulte significativa).



Ejemplo: Estimación de la inversión de capital fijo utilizando los rangos de variación de los costos de los componentes de una planta de procesos químicos

Realizar una estimación de estudio de la inversión de capital fijo para una planta de procesos, si el costo de los equipos adquiridos es de \$ 100000. Emplear las variaciones de los costos de los componentes de la planta que figuran en la tabla 4, para una planta de procesos en los que intervienen sólidos y fluidos, con un alto grado de control automático. En general las operaciones tienen lugar al aire libre

Solución:

Componentes	% del total, supuesto	Costo	Relación % del total
Equipo adquirido	25	100000	22.94
Instalación del equipo adquirido	9	36000	8.26
Instrumentación (instalada)	7	28000	6.42
Cañerías y tuberías (instaladas)	8	32000	7.34
Instalaciones eléctricas(colocadas)	5	20000	4.59
Obras Civiles (incluyendo servicios)	5	20000	4.59
Mejoras del terreno	2	8000	1.83
Instalaciones de servicios (montadas)	15	60000	13.76
Terreno	1	4000	0.92
Ingeniería y supervisión	10	40000	9.17
Gastos de construcción	12	48000	11.01
Honorarios del contratista	2	8000	1.83
Eventuales	8	32000	7.34
	109	436000	

Equipos Adquiridos

El costo del equipo adquirido se aplica como base en diversos métodos utilizados en la etapa previa de diseño, para la estimación del capital a invertir. Para la realización de estimaciones confiables de costos resulta por lo tanto esencial disponer de información sobre precios de equipos, métodos para realizar reajustes de precios sobre la base de la capacidad y métodos para estimar el costo de los equipos auxiliares.

Los diversos tipos de equipos pueden agruparse de la manera siguiente:

1. Equipos para procesos
2. equipos para mover y almacenar materias primas y
3. equipos para mover y almacenar productos terminados

El costo de los equipos y materiales auxiliares como aislaciones y conductos, debe ser incluido. El método más exacto para la determinación del costo de los equipos para procesos consiste en la obtención de cotizaciones en firme de los fabricantes o proveedores. Es frecuente que éstos puedan suministrar estimaciones rápidas, muy aproximadas a la cotización definitiva. En segundo término, con respecto a su confiabilidad, se encuentran los datos obtenidos del fichero de adquisiciones realizadas anteriormente. Obviamente estos valores deben ser actualizados.

Instalación del equipo adquirido



La instalación del equipo adquirido requiere mano de obra, fundaciones, soportes, plataformas, gastos de construcción y otros factores directamente relacionados con los mismos. En la siguiente tabla figuran los costos de instalación de equipos, expresados como porcentajes del costo de equipo adquirido para diferentes equipamientos.

Tabla 7. Costo de instalación de equipos, expresado como porcentaje del costo de adquisición de los mismos

Tipo de equipo	Costo de instalación, en %
Bombas	10-50
Compresores	20-60
Cristalizadores al vacío	40-55
Cristalizadores mecánicos	30-50
Evaporadores	10-40
Filtros	25-45
Intercambiadores de calor	10-35
Mezcladoras	10-20
Secadores	50-150
Separadores centrífugos	10-35
Tanques de madera	30-60
Tanques metálicos	20-40
Torres o columnas	25-50

† Ver Chem. Eng. 70, (20) : 120 (1963).

En la siguiente tabla se encuentran exponentes que varían desde 0 hasta 1.56 para algunos equipos seleccionados.

Tabla 8. Exponentes típicos para costos de mano de obra para la instalación de equipos versus su tamaño † ‡

Equipo	Dimensiones, rango	Exponente
Bomba centrífuga horizontal	0,5-1,5 hp	0,63
Bomba centrífuga horizontal	1,5-40 hp	0,09
Conductos de aluminio	0,5-2 pulgadas de diámetro	0,49
Conductos de aluminio	2-4 pulgadas de diámetro	1,11
Intercambiador de calor del tipo tubular	Cualquier tamaño	0,00
Motor de inducción, jaula de ardilla, 440 V	1-10 hp	0,19
Motor de inducción, jaula de ardilla, 440 V	10-50 hp	0,50
Torre o columna de acero al carbono	Diám. const.	0,88
Torre o columna de acero al carbono	Altura const.	1,56
Transformador monofásico, sin aceite	9-225 kva	0,58
Transformador monofásico, con aceite clase A	15-225 kva	0,34

† H.C. Bauman "Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry", Reinhold Publishing Corporation, Nueva York, 1964.

‡ J.B. Weaver, H.C. Bauman y W.F. Heneghan, Cost and Profitability Estimation, en "Chemical Engineers' Handbook", 4a. ed., McGraw-Hill Book Company, Nueva York, 1963.

Los intercambiadores de calor tubulares tienen exponentes iguales a cero, lo que significa que el costo de la mano de obra directa es independiente del tamaño. Esto refleja el hecho de que los equipos de este tipo se instalan mediante grúas y plumas, las cuales, si tienen las dimensiones apropiadas para la tarea, no originan diferencias apreciables en mano de obra, debido al peso o a las dimensiones del equipo. El elevado exponente que corresponde a la instalación de torres o columnas de acero al carbono es un índice de la creciente complejidad de la instalación de las partes interiores (bandejas o platos, vertederos) a medida que aumenta el diámetro de las torres.

Un análisis del costo total del equipo instalado en cierto número de plantas químicas típicas, revela que el costo del equipo adquirido representa entre el 70 y el 75% del costo del equipo instalado, la variación depende de la complejidad del equipo. Por lo tanto, se



estima que el costo de instalación de los equipos varía desde el 35 al 45% del costo de adquisición del equipo.

Costo de la aislación

Cuando intervienen temperaturas muy altas o muy bajas, los factores de aislación térmica son muy importantes y puede llegar a ser necesario calcular su costo con gran cuidado. Frecuentemente, los costos de aislación de equipos, cañerías y tuberías se incluyen: en el costo de instalación para los equipos y en el costo de adquisición de las cañerías y tuberías.

El costo total de la mano de obra para aislar equipos, cañerías y tuberías en plantas químicas comunes es del orden del 8 al 9% del costo de su adquisición. Esto resulta equivalente a aproximadamente un 2% de la inversión total de capital.

Instrumentación y controles

El costo de los instrumentos, la mano de obra para su instalación y los gastos para los equipos y materiales auxiliares constituyen la mayor parte de las inversiones de capital requeridas para la instrumentación. Esta parte de la inversión de capital se incluye a veces con las correspondientes a los equipos generales. El costo total de la instrumentación depende de la cantidad de controles necesarios y puede ser del orden del 6 al 30% del costo de adquisición de todos los equipos.

Para una planta común que procesa sólidos y fluidos, se utiliza normalmente un valor del 13% del costo del equipo adquirido para estimar el costo total de la instrumentación. Este costo representa aproximadamente un 3% de la inversión total de capital. Según la complejidad de los instrumentos y servicios, puede haber gastos adicionales de instalación y accesorios, que pueden alcanzar un 50 a 70% del costo de adquisición de los equipos, siendo los gastos de instalación aproximadamente iguales al costo de los accesorios.

Cañerías y tuberías

El costo de las cañerías y tuberías incluye mano de obra, válvulas, accesorios, caños, tubos, soportes y otros rubros directamente relacionados con el tendido de las cañerías o tuberías que se utilizan directamente en el proceso. Esto incluye cañerías y tuberías para materias primas, productos terminados, productos intermediarios, vapor, agua, aire, desagües y otros procesos que requieren cañerías y tuberías. El costo de las cañerías y tuberías en una planta de procesos químicos puede llegar al 100% del costo de los equipos adquiridos, o al 20% de la inversión de capital fijo, por lo tanto es comprensible que la exactitud de toda la estimación puede quedar seriamente afectada por una inadecuada aplicación de las técnicas para estimar el costo de este ítem.

Los métodos para la estimación de los costos de las cañerías y tuberías se realizan a partir de los planos o diagramas de flujo ó, en caso de no disponer de esta información a partir de la utilización de distintos factores. Este procedimiento se basa en la utilización de



porcentajes del costo del equipo adquirido y porcentajes de la inversión de capital fijo, obtenidos a partir de la experiencia en otras0 plantas análogas. La siguiente tabla

120 Diseño de plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos

Tabla 9. Costo estimado de las cañerías y tuberías

Tipo de proceso	Por ciento del equipo adquirido			Por ciento de la inversión de capital fijo
	Materiales	Mano de obra	Total	Total
Sólidos †	9	7	16	4
Sólidos y fluidos ‡	17	14	31	7
Fluidos §	36	30	66	13

† Una planta productora de briquetas de carbón sería un ejemplo típico de una planta que procesa sólidos.

‡ Una planta productora de aceite de esquistos, que incluya las operaciones de trituración, molienda, formación de la torta y extracción, constituye una planta típica que procesa sólidos y líquidos.

§ Una unidad de destilación sería una planta típica de procesamiento de fluidos.

contiene una estimación del costo de cañerías y tuberías para diferentes plantas. La mano de obra utilizada en su instalación se estima en un 46% del costo total de las cañerías y tuberías instaladas. El material y la mano de obra para la aislación de las mismas se sitúa entre el 15 y el 25% del costo total de la cañería instalada y depende fuertemente de las temperaturas extremas que se encuentran en las corrientes del proceso.

Instalaciones eléctricas

El costo de las instalaciones eléctricas se forma en primer término con la mano de obra y los materiales necesarios para las instalaciones de potencia y de iluminación; los costos debidos a la iluminación de edificios suelen computarse bajo el rubro de costo de edificios y servicios. Aparentemente, no hay mucha relación entre el porcentaje del costo total y el porcentaje del costo de los equipos, pero la relación es mejor si se la refiere a la inversión de capital fijo. Por este motivo, el costo de la instalación eléctrica suele estimarse entre el 4 y el 11% de la inversión de capital fijo.

Obras civiles incluyendo servicios

El costo de las obras civiles, incluyendo servicios comprende los gastos en mano de obra, materiales y suministros para la construcción de todos los edificios relacionados con la planta. El costo de las obras civiles, incluyendo servicios, se encuentra en las siguientes tablas como porcentaje del costo del equipo adquirido y de la inversión de capital fijo



Tabla 11. Costo de las obras civiles, incluyendo servicios, sobre la base del costo de adquisición de los equipos

<i>Tipo de proceso en la planta*</i>	<i>Porcentaje del costo de adquisición de los equipos</i>		
	<i>Planta nueva en terreno nuevo</i>	<i>Planta nueva en terreno existente</i>	<i>Ampliación en un terreno existente</i>
Sólidos	68	25	15
Sólidos y fluidos	47	29	7
Fluidos	45	5-18 †	6

* Para la definición de los tipos de planta de procesos, ver Tabla 9.

† El valor más bajo es aplicable a refinerías de petróleo e industrias similares.

Tabla 12. Costo de las obras civiles y servicios, expresado como porcentaje de la inversión de capital fijo para diversos tipos de plantas de procesos

<i>Tipo de proceso en la planta †</i>	<i>Planta nueva en terreno nuevo</i>	<i>Planta nueva en terreno existente</i>	<i>Ampliación en un terreno existente</i>
Sólidos	17	7	4
Sólidos y fluidos	11	7	2
Fluidos	10	1-4 ‡	2

† Para la definición de los tipos de planta de procesos, ver Tabla 9.

‡ El valor más bajo es aplicable a refinerías de petróleo e industrias similares.

Mejoras del terreno

Los costos para cercos, nivelación, caminos, aceras, desvíos ferrocarril, parquización y rubros similares constituyen la parte de la inversión de capital que se incluye en las mejoras del terreno. Es aproximadamente un 10 al 15% del costo del equipo adquirido, es decir, un 2 a 3 % de la inversión de capital fijo.

Instalaciones de servicio

Las instalaciones para proveer vapor, agua, potencia, aire comprimido y combustibles forman parte de los servicios auxiliares que requiere una planta industrial. La eliminación de efluentes, las protecciones contra incendios y otros rubros varios como talleres, sala de primeros auxilios, equipo e instalaciones de cafetería, etc. Requieren inversiones de capital y se incluyen junto a los servicios auxiliares en el rubro general de costo de instalaciones de servicios. En las plantas químicas, el costo total de éstas suele encontrarse, en general entre el 30 y el 80% del costo de adquisición de los equipos, el promedio que corresponde a una planta común que procesa sólidos y fluidos es del 55%. En términos del capital invertido, el costo de las instalaciones de servicios se encuentra generalmente entre el 6 y el 25%, un 13% puede considerarse un valor promedio.



En la siguiente tabla se proporciona una lista de la variación de los costos como porcentajes de la inversión de capital fijo que se encuentran para los diversos componentes del costo de las instalaciones de servicios.

Tabla 14. Variación típica, expresada como porcentaje de la inversión de capital fijo, de las instalaciones de servicios

Instalaciones de servicios	Variación, en %	Media, en %
Generación de vapor	2,6–6,0	3,0
Distribución del vapor	0,2–2,0	1,0
Abastecimiento de agua, enfriamiento y bombeo	0,4–3,7	1,8
Tratamiento del agua	0,2–1,1	0,6
Distribución del agua	0,1–2,0	0,9
Subestación eléctrica	0,9–2,6	1,5
Distribución de la electricidad	0,4–2,1	1,0
Abastecimiento y distribución del gas	0,2–0,4	0,3
Compresión de aire y distribución del aire comprimido	0,2–3,0	1,0
Refrigeración, incluyendo distribución	1,0–3,0	2,0
Eliminación de los efluentes del proceso	0,4–1,8	1,1
Eliminación de desechos cloacales	0,1–0,4	0,3
Comunicaciones	0,1–0,3	0,2
Almacenaje de materias primas	0,3–3,2	1,1
Almacenaje de productos terminados	0,7–2,4	1,8
Sistema de protección contra incendios	0,3–1,0	0,7

Terreno

El costo de los terrenos depende por supuesto de la ubicación. Como promedio puede suponerse que el costo del terreno para plantas industriales representa entre el 4 y el 8% del costo de adquisición del equipo, o del 1 al 2% de la inversión total de capital. Como el valor del terreno en general no disminuye con el tiempo, este costo no debe incluirse en las inversiones de capital fijo al estimar algunos costos de operación anuales, como por ejemplo la depreciación.

Ingeniería y supervisión

Este costo está compuesto por los costos para los diseños de la construcción, ingeniería, preparación de planos, compras, contaduría, ingeniería de costos y construcciones, viáticos, es un costo indirecto en la inversión de capital fijo y representa aproximadamente el 35% del costo de adquisición del equipo o el 10% de la totalidad de los gastos directos de la planta

En la siguiente tabla se encuentran las variaciones típicas de las inversiones de capital fijo para los diversos componentes del rubro ingeniería y supervisión.

Tabla 15. Variación típica, expresada como porcentaje de la inversión de capital fijo, del costo de ingeniería y supervisión

Componente	Variación, en %	Media, en %
Ingeniería	1,5–6,0	2,3
Confección, trazado de planos	2,0–12,0	5,0
Compras	0,2–0,5	0,3
Contabilidad, ingeniería de costos y construcciones	0,2–1,0	0,3
Viajes y gastos de alimentación y vivienda	0,1–1,0	0,3
Reproducciones y comunicaciones	0,2–0,5	0,3
Ingeniería y supervisión total (incluyendo gastos generales)	4,0–21,0	13,0

† J.P. O'Donnell, *Chem. Eng.*, 60 (1) : 188 (1953); *Chem. Eng.* 70 (20) : 120 (1963).



Gastos de construcción

Se incluyen dentro de los costos indirectos de la planta e incluye construcciones y operaciones temporarias, herramientas utilizadas en la construcción y alquileres, traslado del personal, salarios de obreros de la construcción, viajes, impuestos, y otros gastos generales de la construcción. En la siguiente tabla se establecen las variaciones como porcentaje de las inversiones de capital fijo.

Tabla 16. Variación típica, expresada como porcentaje de la inversión de capital fijo, de los gastos de construcción

Componente	Variación, en %	Media, en %
Construcciones temporarias y operaciones	1,5–3,0	2,3
Herramientas de construcción y arrendamiento	2,0–6,0	4,0
Oficinas del personal en el campo	0,2–2,0	1,1
Pagos en el campo	0,5–5,0	2,8
Viajes y gastos de alimentación y vivienda	0,1–0,8	0,5
Impuestos y seguros	1,5–2,5	2,0
Materiales y mano de obra para la puesta en marcha	0,5–2,0	1,3
Varios	0,3–0,8	0,5
Gastos totales de la construcción (incluyendo gastos generales)	6,0–14,0	10,0

Para las plantas comunes los gastos de construcción son de aproximadamente un 10% de la totalidad de los costos directos de la planta

Honorarios del contratista

Se estiman entre el 2 y el 7% de los costos directos de la planta o del 1.5 al 6 % de la inversión de capital fijo.

Eventuales

Generalmente se incluye este rubro en las estimaciones del capital a invertir para contrarrestar los efectos de imprevisibles, como tormentas, inundaciones, huelgas, variaciones de precios, cambios del diseño y otros no previstos que la experiencia señala como probables. Los factores que se emplean generalmente para estos gastos están entre el 8 y el 20% de los costos directos e indirectos de la planta, considerándose que el 10% representa un promedio aceptable

Gastos de puesta en marcha

Una vez completada la construcción de la planta, muy frecuentemente deben efectuarse modificaciones antes que la planta llegue a operar en las condiciones establecidas en el diseño. Estas modificaciones suponen gastos en materiales y equipos y producen pérdidas de ingresos mientras la planta se encuentra parada o no trabaja a su capacidad máxima. El capital necesario para hacer frente a estas modificaciones durante la puesta en marcha debiera formar parte de todo cálculo del capital necesario, porque son gastos esenciales para el éxito de la empresa. Estos gastos pueden llegar hasta el 12% de las



inversiones de capital fijo. En general resulta satisfactorio prever entre el 8 y el 12% de las inversiones de capital fijo para este rubro.

Métodos para estimar la inversión de capital

Cuando un proyecto ya sea para fabricar un nuevo producto ó un químico existente por un nuevo proceso evoluciona desde la investigación en el laboratorio, pasando por el desarrollo en planta piloto hasta la decisión de construcción, se deben realizar un cierto número de estudios de diseño de procesos de complejidad crecientes acompañados en cada etapa por estimaciones de costo de capital de niveles crecientes de exactitud como sigue:

1. *Estimaciones de orden de magnitud* basados en datos suficientes para determinar el tipo de equipamiento y su arreglo para convertir materias primas en productos
2. *Estimación de estudio* basada en un diseño de proceso preliminar
3. *Estimación preliminar:* basada en estudios de diseño de procesos detallados tendientes a optimizar el diseño
4. *Estimación definitiva:* Basado en un estudio de diseño definitivo y detallado

Si el proceso es bien conocido y se han verificado por una o más plantas operativas comerciales, solo son necesarios para la estimación los niveles 3 y 4

Aclaraciones de conceptos:

Costo de la inversión de capital permanente directa C_{DPI} : esto es la estimación del costo de compra del equipamiento requerido y el costo de su instalación en un proceso químico potencial.

Inversión permanente total C_{TPI} : es la C_{DPI} a la cual se le suman contingencias, costo de la tierra, cualquier royalties aplicable y el costo de puesta en funcionamiento de la planta, para dar la inversión permanente total.

Las contingencias contabilizan la incertidumbre en la estimación y la posibilidad de no contabilizar todos los costos involucrados.

Los Royalties son pagos hechos para el uso de una propiedad, especialmente una patente, el copyright de un trabajo, franquicia

Los costos de fabricación anuales, junto con los gastos anuales tales como administración y marketing son la base de una estimación del capital de trabajo necesario para calcular la inversión de capital total de un proceso químico. Entonces, junto con la depreciación y impuestos se calcula el cash flow que conduce a medir la rentabilidad tales como la tasa interna de retorno y otros

Método 1. Estimación de orden de magnitud – Método de Hill

Este método de estimación puede ser aplicado rápidamente y es útil en determinar si un nuevo proceso es promisorio, especialmente cuando hay rutas competitivas. El método es particularmente **útil para plantas petroquímicas de baja presión** y tiene una exactitud de $\pm 50\%$. Para plantas que operen a presiones altas a moderadas, el costo puede duplicar el estimado. Para producir la estimación solo dos cosas se necesitan: una **tasa de producción**



en libras por año y un flowsheet que muestre los compresores, reactores y equipamientos de separación requeridos. Intercambiadores de calor y bombas de líquidos no son considerados para la estimación. Tampoco es necesario calcular los balances de masa y energía ni el diseño ó dimensionamiento de los equipos, pero es importante que el proceso haya sido suficientemente estudiado, que esté completo con las principales piezas de movimiento de gas, reactores, equipamientos de separación y sus materiales de construcción requeridos. Otro importante factor es la presión de diseño de las principales piezas de equipamiento si esta es mayor que 100 psi. El método prosigue de la siguiente forma basándose en el índice de costos de industrias de procesos promedio del año 2000 de Marshall and Swift de 1103, una tasa de producción base de 10.000.000 lb/año para los productos principales, material de construcción de acero al carbón y una presión de diseño de menos de 100 psi.

Etapa 1: Establecer la tasa de producción de los productos principales en libras por año. Calcular un factor de tasa de producción F_{PR} , usando la regla de los seis décimos:

$$F_{PR} = \left(\frac{\text{Velocidad de flujo de principales productos en lb/año}}{10000000} \right)^{0.6}$$

Etapa 2: Utilizando un flowsheet del proceso calcule de la siguiente ecuación un costo del módulo C_M para la compra, envío y ubicación de las principales piezas de equipamiento, incluyendo compresores de gas y ventiladores, reactores, separadores tales como columnas de destilación, absorbedores, adsorbedores, strippers, unidades de membrana, extractores, precipitadores electrostáticos, cristalizadores y evaporadores, pero no intercambiadores de calor y bombas de líquido.

$$C_M = F_{PR} F_M \left(\frac{\text{presión de diseño, psia, si } \geq 100 \text{ psi}}{100} \right)^{0.25} (\$130000)$$

donde F_M es un factor de material como sigue:

Material	F_M
Acero al carbón	1
Cobre	1.2
Acero inoxidable	1
Aleación de níquel	2.5
Revestimiento de titanio	3

Etapa 3: Sume los valores de C_M multiplicando la suma por un factor F_{PI} para considerar las tuberías, instrumentación, controles automáticos y costos indirectos y actualice con el índice MS actual dando la inversión de módulo desnudo total C_{TBM}

$$C_{TBM} = F_{PI} \left(\frac{MS \text{ índice}}{1103} \right) \sum C_M$$

donde el factor F_{PI} depende de si la planta procesa sólidos, fluídos ó una mezcla de los dos como sigue:

Tipo de proceso	F_{PI}
Manejo de sólidos	1.85



Manejo de sólidos y fluídos	2
Manejo de fluídos	2.15

Etapa 4: Para obtener la inversión permanente directa C_{DPI} multiplicamos C_{TBM} por los siguientes factores para tomar en cuenta la preparación del sitio y servicios.

$$C_{DPI} = (1 + F1 + F2)C_{TBM}$$

donde los factores F1 y F2 son

	F1
Construcción Externa	0.15
Construcción mixta externa e interna	0.40
Construcción interna	0.80
	F2
Agregados menores a servicios existentes	0.10
Agregados mayores a servicios existentes	0.30
Grass roots plant (Planta completa erigida sobre un terreno virgen)	0.80

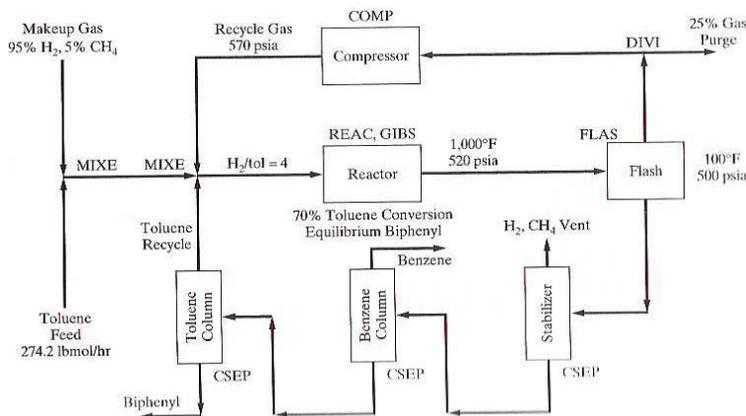
La construcción outdoor es muy común excepto donde los inviernos son muy severos y/o es crítico el manejo de sólidos

Etapa 5: Obtener la inversión permanente total y la inversión de capital total por las siguientes ecuaciones, donde se utiliza un factor de contingencias de un 40% debido a la naturaleza aproximada de la estimación de costos de capital y el costo de tierras, royalties y puesta en funcionamiento de la planta se asume que suman un 10% adicional. El capital de trabajo se toma como un 15% de la inversión permanente total

$$C_{TPI} = 1.50 \times C_{DPI}$$

$$C_{TCI} = 1.15 \times C_{TPI}$$

Ejemplo Realice una estimación de orden de magnitud de la inversión total de capital en el año 2001 (MS=1110) para producir benceno de acuerdo al proceso de hidroalquilación de tolueno mostrado en la figura.





Se asume una alimentación de 274.2 lbmol de tolueno/hr.

Suponga una conversión total de benceno de 95% y 330 días de operación por año. También asuma que el gas entra a la presión deseada y debe agregarse una torre de absorción en el flowsheet después del estabilizador. El tratamiento elimina contaminantes que podrían estar en la corriente de benceno. Para lograr que el reactor mantenga una elevada temperatura deberá estar aislado con un $F_M = 1.5$. Todos los otros equipamientos principales se construirán en acero al carbón. La planta será construida en el exterior con agregados importantes a servicios existentes

Etapa 1

$$F_{PR} = \left(\frac{274.2 \frac{\text{lbmol tolueno}}{\text{hr}} \times 0.95 \frac{\text{lbmol bc}}{\text{lb mol tolueno}} \times 78 \frac{\text{lb}}{\text{mol lb}} \times 24 \frac{\text{hs}}{\text{día}} \times 330 \frac{\text{días}}{\text{año}} \text{ lb/año}}{10000000} \right)^{0.6}$$

$$F_{PR} = \left(\frac{161147241 \text{ lb/año}}{10000000} \right)^{0.6} = 5.3$$

Etapa 2: El flowsheet incluye un reactor (con $F_M = 1.5$) operando a 570 psia, tres columnas de destilación operando a presiones menores de 100 psia, un compresor operando a 570 psia y una torre de adsorción que se supone opera a menos de 100 psia. Entonces, la suma de los valores de C_M es

$$\sum C_M = 5.3 \times \left[1.5 \times \left(\frac{570}{100} \right)^{0.25} (\text{reactor}) + 3 \times \left(\frac{100}{100} \right)^{0.25} (3 \text{ columnas}) + 1 \times \left(\frac{570}{100} \right)^{0.25} (1 \text{ compresor}) + 1 \right] \times (\$130000) = \$5417509.03$$

Etapa 3: La inversión total del módulo desnudo para una planta de procesamiento de fluídos es

$$C_{TBM} = 2.15 \times \left(\frac{1110}{1103} \right) \times 5417509.03 = 11721564.2$$

Etapa 4 y 5:

$$C_{DPI} = (1 + 0.15 + 0.30) \times 11721564.2 = 16996268.1$$

$$C_{TPI} = 1.50 \times 16996268.1 = 25494402.1$$

$$C_{TCI} = 1.15 \times 25494402.1 = 29318562.4$$



Método 2. Estimaciones de estudio basadas en el método de Lang

En una serie de tres artículos desde 1947 hasta 1948 Lang desarrolló un método para estimar el costo de capital de una planta química utilizando factores globales que multiplican la estimación del costo de los principales ítems del equipamiento de proceso. Este método requiere un diseño del proceso completo con los balances de masa y energía, y dimensionamiento de los equipos principales, incluyendo los intercambiadores de calor y bombas. Se requiere considerablemente mas tiempo para realizar una estimación de estudio que para la estimación precedente de orden de magnitud, pero la exactitud mejora a $\pm 35\%$. Para aplicar el método, debe ser estimado el costo de compra fob de cada una de las principales piezas de equipamiento. El método de Lang procede por etapas como sigue

Etapla 1: Del proceso de diseño, prepare una lista de equipamientos indicando el nombre, dimensiones, materiales de construcción, temperatura y presión de diseño.

Etapla 2: Usando los datos de la etapa 1 con los datos de equipamientos FOB, agregue a la lista de equipamiento el costo y los índices de costos correspondientes a los datos de costos. Actualice los datos de costos con los índices de costo correspondientes, sume el costo de compra actualizado para obtener el costo de compra FOB total, C_p , y multiplique por 1.05 para considerar el costo de envío de los equipamientos al sitio de la planta. Entonces, multiplique el resultado por un factor de lang apropiado, f_L para obtener la inversión permanente total (inversión de capital fijo) C_{TPI} (sin el capital de trabajo) ó la inversión de capital total C_{TCI} (incluyendo una estimación del capital de trabajo del 15% de la inversión de capital total ó 17.6% de la inversión permanente total (inversión de capital fijo)

$$C_{TPI} = 1.05 \times f_{LTPI} \times \sum \left(\frac{I_i}{I_{bi}} \right) \times C_{Pi}$$

$$C_{TCI} = 1.05 \times f_{LTCI} \times \sum \left(\frac{I_i}{I_{bi}} \right) \times C_{Pi}$$

El factor de Lang original, basado en los costos de capital de 14 diferentes plantas químicas depende en la extensión por la cual la planta procesa sólidos ó fluidos.

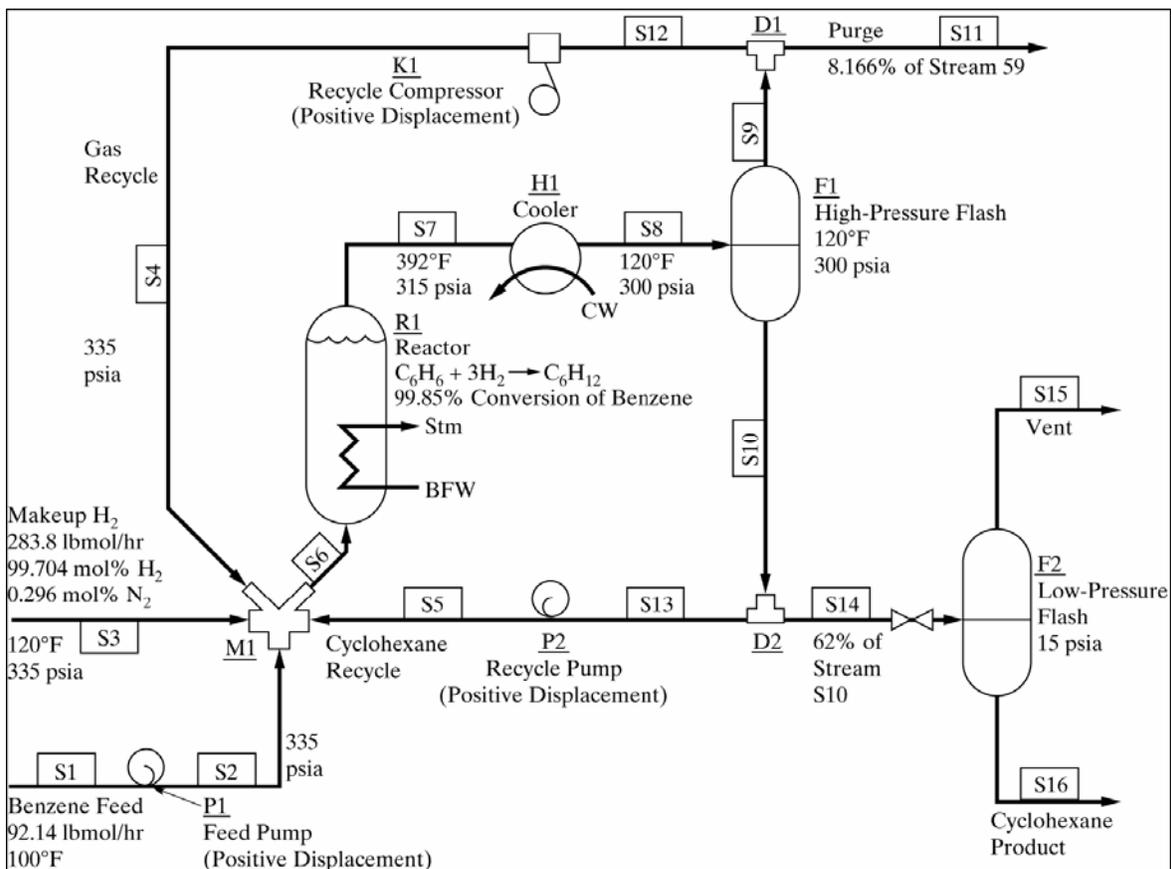
Los factores de lang los cuales no toman en cuenta el capital de trabajo, están dados en la segunda columna de la tabla . Sin embargo un desarrollo en detalle de los factores de Lang basado en un análisis de 156 estimaciones de costo de capital fue publicado por los editores de la revista chemical engineering en el año 1963. Una posterior refinación de los mismos fue llevada a cabo por Peters y Timmerhaus (1968), produjeron los valores mas ampliamente aceptados de los factores de Lang los cuales se incluyen en la siguiente tabla y son los factores que se recomiendan para su uso en las ecuaciones anteriores.



	Original Lang Factors, <i>Not</i> Including Working Capital	$f_{L_{WC}}$ Recommended Lang Factors of Peters and Timmerhaus, <i>Not</i> Including Working Capital	$f_{L_{WC}}$ Recommended Lang Factors of Peters and Timmerhaus, Including Working Capital
Solids processing plant	3.10	3.9	4.8
Solids-fluids processing plant	3.63	4.1	4.9
Fluids processing plant	4.74	4.6	5.7

Ejemplo

Use el método de los factores de Lang para estimar la inversión de capital total, en el año 2001 (MS=1110), para producir ciclohexano de acuerdo al proceso de hidrogenación de benceno mostrado en la figura 9.24



Sin embargo, la alimentación de H₂ no está disponible a 335 psia, sino a 75 psia. Entonces debe agregarse un compresor K2 de la corriente gaseosa. Deben agregarse dos intercambiadores de calor. La corriente efluente del reactor S7 entra a un nuevo intercambiador H2, el cual enfría el efluente a 260°F produciendo vapor a 10 psig de la alimentación de agua. El efluente deja H2 como la corriente S7A y entra a un nuevo intercambiador H3 donde se intercambia calor con la corriente alimentación de benceno



calentando el benceno a 235°F mientras se enfría a 201°F, la corriente de salida es S7B, la cual ahora entra al intercambiador existente H1. El diseño del proceso se completa con el dimensionamiento de los equipamientos que se ve en la “lista de equipamientos” de la tabla 16.18. En la misma tabla se incluyen las estimaciones de los costos de compra fob del año 1977 (MS índice=514). Todos los equipamientos se fabrican de acero al carbón.

Solución: Refiriéndonos a la tabla siguiente, el costo de compra fob total correspondiente a un índice MS de 514 es \$176900. A partir de la ecuación, usando un factor de Lang para procesamiento de fluidos de 5.7 de la tabla 16.16 y un índice actualizado de 1110, la inversión de capital total estimada es

$$C_{TCI} = 1.05 \times (5.7) \times \left(\frac{1110}{514} \right) \times 176900 = \$2286398$$

Para este ejemplo, una estimación de orden de magnitud, el método 1 da \$3800000

Table 16.18 Equipment List, Including Purchase Costs, for Cyclohexane Process

Equipment Name	Equipment Label	Size	Design Temperature (°F)	Design Pressure (psia)	C_p , f.o.b. Purchase Cost (MS Index = 514)
Recycle compressor	K1	3 Hp	120	350	2,000
Feed-gas compressor	K2	296 Hp	450	350	80,000
Benzene feed pump	P1	4 Hp	120	350	1,200
Recycle pump	P2	1 Hp	120	350	500
Cooler	H1	210 ft ²	210	300	4,000
Effluent-BFW HX	H2	120 ft ²	400	320	2,500
Effluent-benzene HX	H3	160 ft ²	270	310	3,200
High-pressure flash	F1	2 ft diam. × 8 ft height	120	300	5,000
Low-pressure flash	F2	2 ft diam. × 8 ft height	120	20	3,500
Reactor	R1	8 ft diam. × 30 ft height	400	330	75,000



Costos de compra de los equipamientos de procesos usados mas habitualmente

Los métodos de Lang y Guthrie para estimar la inversión de capital total requieren costos de compra fob para los equipamientos principales del proceso. Desde 1949 han presentado estos datos un gran número de artículos y capítulos de libros. Algunas de las fuentes mas ampliamente usadas para datos de costos de equipamientos están dadas en la tabla siguiente

Table 16.19 Sources of Purchase Costs of Process Equipment

Author	Reference	Cost Index
Chilton, E.H.	<i>Chemical Engineering</i> , 56(6), 97–106, June 1949	
Walas, S.M., and Spangler, C.D.	<i>Chemical Engineering</i> , 67(6) 173–176, March 21, 1960	MS = 234.3
Bauman, H.C.	"Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry," Reinhold (1964)	MS = 237.3
Mills, H.E.	<i>Chemical Engineering</i> , 71(6), 133, March 16, 1964	MS = 238.8
Guthrie, K.M.	<i>Chemical Engineering</i> , 76(6), 114–142, March 24, 1969	MS = 273.1
Guthrie, K.M.	"Process Plant Estimating Evaluation and Control," Craftsman Book (1974)	MS = 303.3
Woods, D.R.	"Financial Decision Making in the Process Industry," Prentice-Hall (1975)	MS = 300
Pikulik, A., and Díaz, H.E.	<i>Chemical Engineering</i> , 84(21), 107–122, October 10, 1977	MS = 460
Hall, R.S., Matley, J., and McNaughton, K.J.	<i>Chemical Engineering</i> , 89(7), 80–116, April 5, 1982	CE = 305
Ulrich, G.D.	"A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics," Wiley (1984)	CE = 315
Walas, S.M.	"Chemical Process Equipment," Butterworth (1988)	CE = 325
Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D.	"Plant Design and Economics for Chemical Engineers," 4th ed., McGraw-Hill (1991)	CE = 356

Se incluye en esta tabla el índice de costos de los datos. Típicamente, los datos de costos de equipamientos se presentan en la forma de gráficos y/o ecuaciones de costo de compra fob como una función de uno ó más factores de diseño de los equipamientos. Los gráficos muestran claramente el efecto de los factores de tamaño sobre el costo y son rápidos de leer; sin embargo, las ecuaciones son más consistentes. Por otro lado, las ecuaciones son más fáciles de incorporar dentro de un programa de computación. A continuación, se presentan ecuaciones y gráficos para el costo de compra fob de equipamientos de procesos químicos mas ampliamente utilizados: bombas, motores eléctricos, ventiladores, sopladores, compresores, intercambiadores de calor de tubo y carcaza y doble tubo, hornos, torres y recipientes a presión.

La forma de las ecuaciones es una modificación de la ecuación $C_p = \exp\{A_0 + A_1[\ln(S)] + A_2[\ln(S)]^2 + \dots\}$ donde las A son constantes y S es un factor relacionado con el tamaño del equipamiento. Las ecuaciones usualmente están basadas en materiales más comunes de construcción tales como acero al carbón. Para otros materiales se proveen factores multiplicativos. En el **apéndice III** (Seider et al., 2004) se informan datos que ayudan a la selección de materiales de construcción. Estimaciones mas exactas de los costos de equipamientos se pueden obtener a partir del Aspen Icarus Process Evaluator (IPE), pero estimaciones de costos de equipamientos finales solo pueden ser obtenidas a partir de ofertas de los fabricantes.



Bombas

Existe mucha información publicada sobre los costos de compra de bombas centrífugas, fundamentalmente de tipo radial. No hay una convención general sobre el factor de tamaño de equipamiento a usar para correlacionar los costos de compra, nosotros usaremos el factor S que reconoce el hecho que una dada bomba centrífuga puede operar sobre un rango de combinaciones de velocidad de flujo y carga ó incremento de presión, $S = Q(H)^{0.5}$ donde Q es la velocidad de flujo a través de la bomba en galones por minuto y H es la carga en pies de fluido (incremento de presión / densidad de líquido).

Además del factor de tamaño, el costo de compra de una bomba centrífuga depende de su velocidad de rotación (usualmente en el rango de 1800 a 3600 rpm), el número de impulsores (rodetes) (usualmente en el rango de 1 a 4) en serie, (llamado en etapas) para alcanzar la carga deseada, la orientación de la división de la cerradura de la bomba (HSC, caso de división horizontal ó VSC caso de división vertical) y el material de construcción. En la siguiente tabla figuran rangos típicos de velocidad de flujo y carga y máxima potencia del motor eléctrico usado para el funcionamiento de la bomba.

Table 16.20 Typical Types of Radial Centrifugal Pumps and F_r Factors

No. of Stages	Shaft rpm	Case-Split Orientation	Flow Rate Range (gpm)	Pump Head Range (ft)	Maximum Motor Hp	Type Factor [F_r in Eq. (16.15)]
1	3,600	VSC	50-900	50-400	75	1.00
1	1,800	VSC	50-3,500	50-200	200	1.50
1	3,600	HSC	100-1,500	100-450	150	1.70
1	1,800	HSC	250-5,000	50-500	250	2.00
2	3,600	HSC	50-1,100	300-1,100	250	2.70
2 ⁺	3,600	HSC	100-1,500	650-3,200	1,450	8.90

A partir de los datos de costos indexados al año 2000 (CE=394) el costo de compra fob de una bomba centrífuga de una etapa con una construcción VSC de acero al carbono operando a 3600 rpm (referido aquí como costo base C_B), se grafica en la figura 16.3

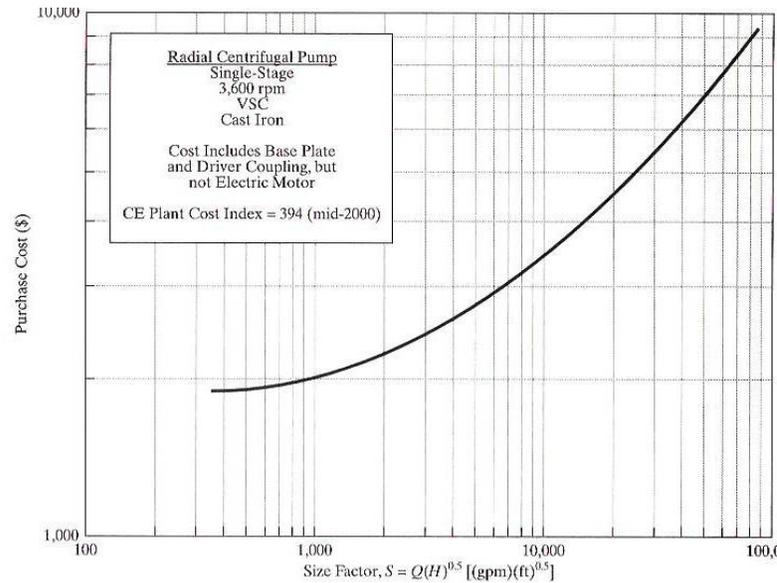


Figure 16.3 Base f.o.b. purchase cost for radial centrifugal pumps.

Este costo no incluye el costo del motor eléctrico. A partir de esta curva de costos se puede ajustar la siguiente ecuación

$$C_B = \exp\{9.2951 - 0.6019[\ln(S)] + 0.0519[\ln(S)]^2\}$$

para otro tipo de bombas centrífugas y otros materiales de construcción, el precio de compra fob está dado por

$$C_P = F_T F_M C_B \tag{16.15}$$

donde F_M es un factor de material dado por la tabla 16.21 y F_T es un factor que depende del tipo de bomba y está incluido en la tabla 16.20

Table 16.21 Materials of Construction Factors, F_M , for Centrifugal Pumps

Material of Construction	Material Factor [F_M , in Eq. (16.15)]
Cast iron	1.00
Ductile iron	1.15
Cast steel	1.35
Bronze	1.90
Stainless steel	2.00
Hastelloy C	2.95
Monel	3.30
Nickel	3.50
Titanium	9.70



Motores eléctricos

Una bomba centrífuga está manejada por un motor eléctrico cuyo costo debe ser agregado al costo que se calcule a la bomba. El parámetro de dimensionamiento del motor es su consumo de potencia P_C , el cual se calcula a partir de la potencia teórica de la bomba P_T , su eficiencia η_p , y la eficiencia del motor eléctrico, η_M , por la ecuación

$$P_C = \frac{P_T}{\eta_p \eta_M} = \frac{P_B}{\eta_M} = \frac{Q \times H \times \rho}{33000 \eta_p \eta_M} \quad (16.16)$$

donde Q es la velocidad de flujo a través de la bomba en galones por minuto, H es la carga de la bomba en pié y P_B es la potencia de la bomba, con ρ igual a la densidad del líquido en libra por galón.

Corripio et al (1982 a) da las siguientes ecuaciones para estimar η_p como una función de la velocidad de flujo volumétrico y η_M como una función de la potencia de la bomba

$$\eta_p = -0.316 + 0.24015(\ln Q) - 0.01199(\ln Q)^2$$

para Q en el rango de 50 a 5000 gpm

$$\eta_M = 0.80 + 0.0319(\ln P_B) - 0.00182(\ln P_B)^2$$

para P_B en el rango de 1 a 1500 Hp

El precio de compra de un motor eléctrico depende de su consumo de potencia, P_C , la velocidad de rotación de su eje y el tipo de cerramiento del motor. Los datos de costos están dados aquí para dos velocidades de motor utilizadas comúnmente (3600 rpm y 1800 rpm) y tres tipos comunes de cerramiento del motor:

1. Abierto, cerramiento a prueba de goteo, el cual está diseñado para prevenir la entrada de líquido y gotas, pero no la humedad ambiente, polvo y vapores corrosivos, dentro de las partes internas del motor.
2. cubrimiento totalmente cerrado que protege de la humedad, polvo, y vapores corrosivos
3. Recubrimiento a prueba de explosiones, provocadas por gases combustibles, líquidos y polvos, presurizando el interior con un gas de seguridad.

A partir de las correlaciones de costos de motores eléctricos de Corripio indexadas al año 2000 (CE=394) el costo de compra fob de un motor eléctrico operando a 3600 rpm, con un recubrimiento abierto (referido aquí como el costo base CB) está graficado en la figura 16.4

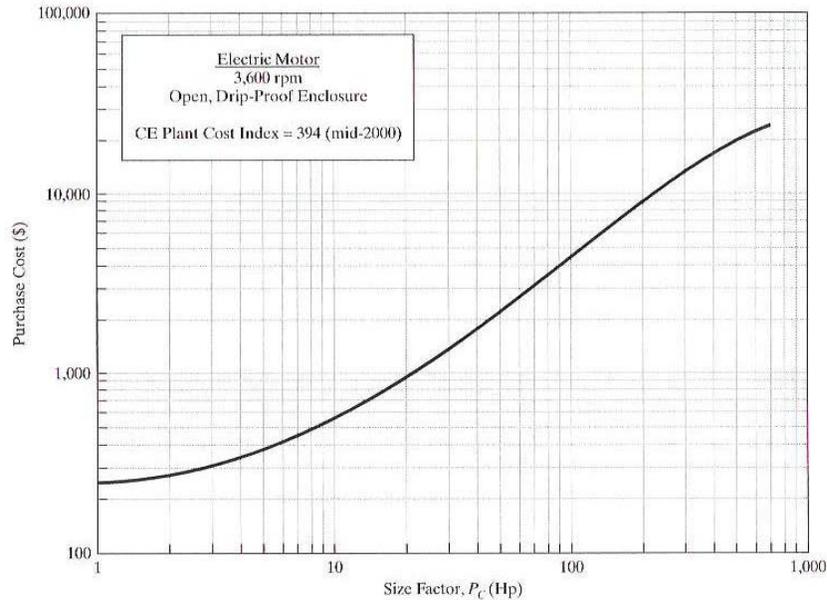


Figure 16.4 Base f.o.b. purchase cost for electric motors.

Como en función de la potencia consumida P_C . El ajuste de la curva genera la siguiente ecuación:

$$C_B = \exp\left\{5.4866 + 0.13141[\ln(P_C)] + 0.053255[\ln(P_C)]^2 + 0.028628[\ln(P_C)]^3 - 0.0035549[\ln(P_C)]^4\right\}$$

la cual se aplica sobre un rango de 1 a 700 Hp. Para otras velocidades del motor y tipos de cobertura, el precio de compra fob está dado por

$$C_P = F_T C_B$$

donde F_T es el factor correspondiente al tipo de motor dado en la tabla 16.22

Table 16.22 F_T Factors in Eq. (16.20) and Ranges for Electric Motors

Type Motor Enclosure	3,600 rpm	1,800 rpm
Open, drip-proof enclosure 1 to 700 Hp	1.0	0.90
Totally enclosed, fan-cooled 1 to 250 Hp	1.4	1.3
Explosion-proof enclosure 1 to 250 Hp	1.8	1.7

Aplicable dentro de un rango de consumo de potencia del motor P_C de 1 a 1500 Hp

Bombas rotativas de desplazamiento positivo

Los datos de costo de compra para las bombas rotativas de desplazamiento positivo no están tan ampliamente disponibles como para bombas centrífugas. No hay una convención general sobre el factor de dimensionamiento a utilizar, aquí utilizaremos tal como lo hace el Walas la capacidad de flujo Q en gpm.



Además del factor de dimensionamiento, el costo de compra depende del material de construcción. Este tipo de bombas se pueden diseñar para operar sobre un amplio rango de velocidades de flujo y presiones de descarga, rangos típicos son de 10 a 1500 gpm y encima de 200 psia para fluidos de elevada viscosidad. Las eficiencias de bombeo típicas son del 80% para líquidos de viscosidad cinemática baja (20 centistokes) y 50% para líquidos de viscosidad cinemática elevada (500 centistokes). El precio de compra de una bomba rotativa de desplazamiento positivo construída en hierro fundido para el 2000 (CE= 394) (referida aquí como costo base CB) es graficada en la figura 16.5

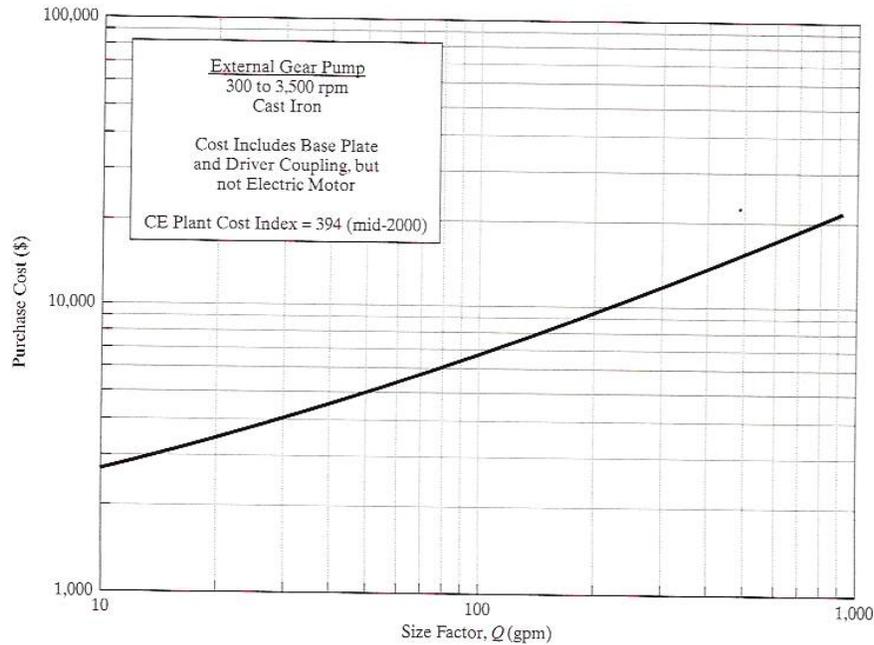


Figure 16.5 Base f.o.b. purchase cost for external gear pumps.

El costo no incluye el costo del motor eléctrico. La curva de costo de la figura está dada en términos de Q por la ecuación:

$$C_B = \exp\{7.2744 + 0.1986[\ln(Q)] + 0.0291[\ln(Q)]^2\} \quad (16.21)$$

la cual es aplicable para un rango de 10 a 900 gpm. Para otros materiales de construcción, el costo de compra fob está dado por

$$C_P = F_M C_B \quad (16.22)$$

donde F_M es un factor de material dado anteriormente en la tabla 16.21. Los requerimientos de potencia para el motor eléctrico dependen de la carga H y la velocidad de flujo Q como fue dado en la ecuación (16.16)



Bombas alternativas de embolo

Las bombas de embolo, de émbolo macizo y de diafragma son ejemplo de bombas alternativas. Aunque las bombas de pistón son comunes, las de tipo embolo son la mejor elección para la mayoría de las aplicaciones y están disponibles para un amplio rango de velocidades de flujo. Aquí se utilizará como factor de diseño los caballos de fuerza necesarios P_B como se dio en la ecuación 16.16 donde la eficiencia η_P es habitualmente 0.90 (90%).

Además del factor de diseño, el costo de compra de una bomba de émbolo depende del material de construcción. El costo de compra fob de una bomba de émbolo construida en hierro dúctil (ductile iron) y con un índice de costos del año 2000 (CE=394) (referido aquí como el costo base CB) se grafica en la figura 16.6

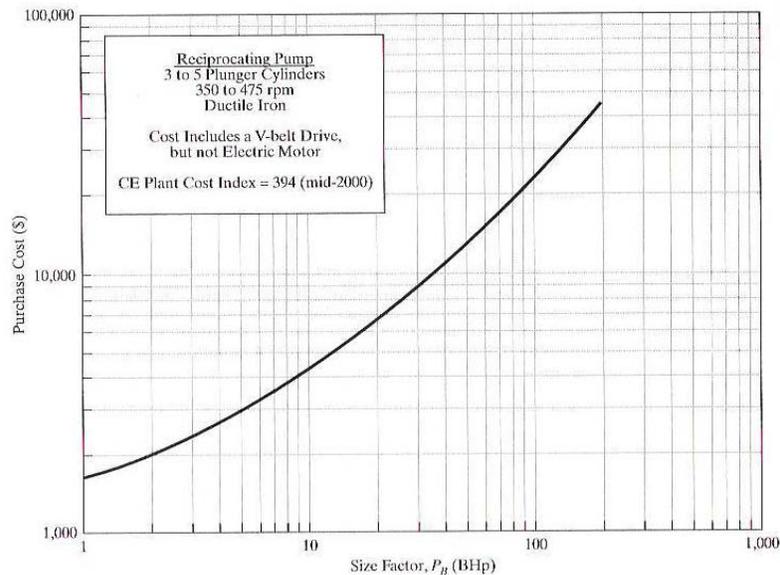


Figure 16.6 Base f.o.b. purchase cost for reciprocating plunger pumps.

El costo no incluye el motor eléctrico. La curva de costos de la figura 16.16 está dada por la siguiente ecuación:

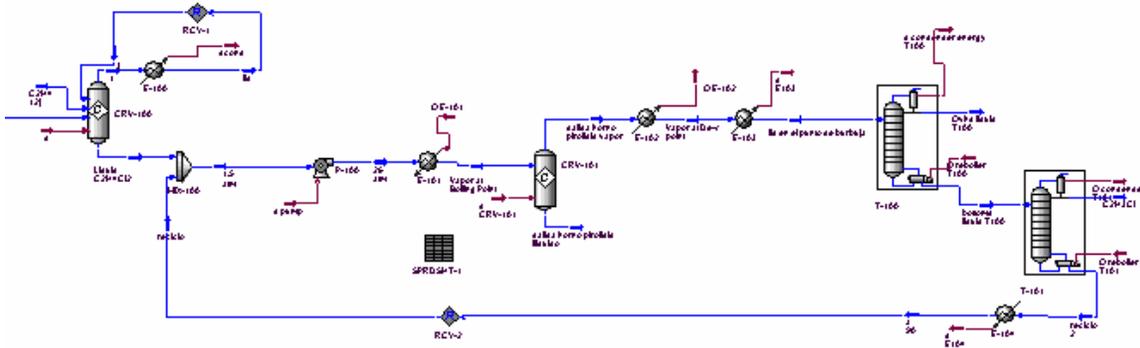
$$C_B = \exp \left\{ 7.3883 + 0.26986[\ln(P_B)] + 0.06718[\ln(P_B)]^2 \right\} \quad (16.23)$$

la cual es aplicable sobre un rango de 1 a 200 BHp. Para otros materiales de construcción, el precio de compra fob está dado por la ecuación (16.15) donde F_M es un factor de materiales, como sigue

Ductile iron $F_M=1$
 Ni-Al-Bronze $F_M=1.15$
 Carbon steel $F_M=1.50$
 Stainless steel $F_M=2.20$



Ejemplo 16.5 Para el proceso de fabricación del cloruro de vinilo correspondiente al siguiente esquema, la bomba P100 toma una corriente de 264300 lb/hr de una mezcla de dicloroetano a 90°C y 1.5 atm y la envía a un evaporador a una presión de 26 atm. Seleccione una bomba adecuada y estime el precio de compra fob a un índice del CE de 400



Solución: Se utiliza el simulador para obtener los datos de la alimentación densidad, viscosidad y presión de vapor a 90°C y 1.5 atm

Densidad: 71.4 lb/ft³

Viscosidad: 0.37 cP

Presión de vapor: 1.22 atm

La velocidad de flujo volumétrica en la alimentación es:

$$220600 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} * 1 \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ft}^3}{71.4 \text{lb}} * 7.48 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} = 385.17 \text{gpm}$$

El incremento de presión a través de la bomba es:

$$26 - 1.5 = 24.5 \text{ atm}$$

La carga (head) de la bomba es: $24.5 \text{ atm} * 2116.22 \frac{\text{lb} / \text{ft}^2}{\text{atm}} * 1 \frac{\text{ft}^3}{71.4 \text{lb}} = 726.15 \text{ ft}$

La viscosidad cinemática es 0.3269 cS la cual es muy baja

Elegir una bomba centrífuga radial

Sin embargo es necesario primero chequear los NPSH disponibles

$$NPSH = \frac{\text{presión de succión} - \text{presión de vapor}}{\text{densidad del líquido}} = \frac{(1.5 - 1.22) \text{ atm}}{71.4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} * \frac{2116.22 \text{ lb} / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 8.29 \text{ ft}$$

Suponemos que una bomba centrífuga requiere un NPSH superior a 5

De la ecuación 16.13

$$S = Q(H)^{0.5} = 422.5 \text{ gpm} (8.29 \text{ ft})^{0.5} = 11385.2 \text{ gpm} (\text{ft})^{0.5} \text{ y } \ln(S) = 9.34$$

de la ecuación 16.14 el costo de compra base para un índice CE=394 es

$$C_B = \exp\{9.2951 - 0.6019[9.34] + 0.0519[9.34]^2\} = \$3644$$



De la tabla 16.20 para la velocidad de flujo dada y una carga relativamente elevada elegimos una bomba de 2 etapas, 3600 rpm, bomba centrífuga HSC con $FT=2.70$
De la tabla 16.21 elegimos acero fundido (cast steel) con $FM=1.35$ con relativamente elevada presión de descarga.

De la ecuación 16.15 y corrigiendo para un índice de costos CE de 400, $C_p = F_T F_M C_B$,

$$C_p = 2.70 * 1.35 * \frac{400}{394} 3644 = 13484\$$$

De la ecuación 16.17 $\eta_p = -0.316 + 0.24015(\ln Q) - 0.01199(\ln Q)^2$ para $Q=422.5$ gpm y $\ln Q=6.05$

$$\eta_p = -0.316 + 0.24015(6.05) - 0.01199(6.05)^2 = 0.69$$

De la ecuación 16.16,

$$P_B = \frac{QH_p}{33000\eta_p} = \frac{422.5 \text{ gpm} * 726.15 \text{ ft} * 9.54 \text{ lb/gal}}{33000 * 0.69} = 128 \text{ Bhp}$$

De la ecuación 16.18, la eficiencia del motor para $\ln(P_B)=4.85$

$$\eta_M = 0.80 + 0.0319(\ln P_B) - 0.00182(\ln P_B)^2 = 0.912$$

de la ecuación 16.16, el consumo de potencia de este motor es

$$P_C = \frac{P_B}{\eta_M} = \frac{128}{0.912} = 140.35 \text{ HP} \text{ y } \ln(P_C)=4.94$$

de la ecuación 16.19 el costo base para el motor es

$$C_B = \exp\left\{5.4866 + 0.13141[4.94] + 0.053255[4.94]^2 + 0.028628[4.94]^3 - 0.0035549[4.94]^4\right\} = 6435\$$$

Debido a la posibilidad de inflamabilidad del 1.2 dicloroetano, se debe especificar un motor eléctrico a riesgo de explosiones, de la tabla 16.22, para 3600 rpm $FT=1.8$ y, usando la ecuación 16.20 pero actualizando para un índice de costos de 400

$$C_p = F_M C_B = 1.8 * 6435 * (400 / 394) = 11759\$$$

costo total de bomba centrífuga y motor = 13484 + 11759 = 25243\$



Bibliografía

Jiménez Gutiérrez A.; “Diseño de Procesos en Ingeniería Química”; Editorial Reverté; 2003.

Peters M., Timmerhaus K.D.; “Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos”; Editorial Géminis S.R.L.; 1978.

Seider W.D., Seader J.D. y Lewin D.R.; “Product & Process Design Principles”; 2^{da} Edición; John Wiley and Sons, Inc.; 2004.