

EVALUACIÓN DE PROYECTOS DE LA INDUSTRIA QUÍMICA: ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO PARA UNA PLANTA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA UTILIZANDO UNA MEZCLA PROPANO/BUTANO 90/10% O AMONIACO

Felipe Javier Trejo Salas*

71

Resumen

El decidir llevar o no a cabo un proyecto, o seleccionar la mejor alternativa de un conjunto de opciones técnicamente viables o priorizar la ejecución de diversas fases de un proyecto para que éste sea autofinanciable, requiere de un análisis tanto técnico como económico, basado fundamentalmente en criterios utilizados tanto por economistas como por ingenieros de diversas ramas y que son los siguientes: Valor Presente Neto (VPN), Tasa interna de retorno o de Rentabilidad (TIR), el Flujo de Efectivo Descontado (FED) y la relación Beneficio/Costo. En muchas ocasiones, el economista parte de información generada por los ingenieros, como son los costos fijos y los costos variables y a partir de una base económica hace la evaluación del proyecto. El presente artículo presenta una metodología para estimar ambos costos y evaluar la bondad económica de un sistema de refrigeración mecánica para almacenar productos alimenticios y decidir si se utiliza una mezcla refrigerante propano/butano o se utiliza amoniaco.

Palabras Clave: Evaluación de proyectos; beneficios; costos.

Clasificación JEL: O22

Introducción

La toma de decisiones en los proyectos involucra necesariamente determinar los diversos costos, así como sus beneficios. El tomador de decisiones deberá evaluar un proyecto de inversión y comparar su situación de riqueza con y sin el proyecto. Un proyecto es rentable si al final de su vida útil el valor capitalizable del flujo de beneficios o fondos netos es ma-

* Alumno de la Licenciatura en Economía. Universidad Autónoma Metropolitana-Azcapotzalco

yor que cero, cuando estos se capitalizan haciendo uso del tipo de interés pertinente para el capitalista. El proyecto se justifica solo si la riqueza que puede acumularse al final de su vida útil es mayor que la que se puede obtener en usos alternativos de los recursos. Esta “regla de decisión” es correcta y universalmente aceptada, sin embargo la fórmula más conocida de esta regla está expresada en términos del valor actual o valor presente del flujo de beneficios netos VPN. Obviamente, existen otros indicadores para las decisiones de inversión como es la tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad TIR, la relación beneficio/costo B/C y el periodo de recuperación descontado PRD.

Estimación de costos

72

Los costos se clasifican en fijos (directos e indirectos), es decir, los que no dependen de los volúmenes de la producción: equipo, edificios, terreno, maquinaria, etc.; costos variables, aquellos que dependen de los volúmenes de producción: materia prima, energía eléctrica, vapor, etc.; hundidos, aquellos que son irrecuperables, tales como investigación y desarrollo, patentes, ingeniería, etc.

De acuerdo a la American Association of Cost Engineers (AACE), el estimado de costos puede ser de la siguiente manera: orden de magnitud, estudio, preliminar, definitiva y detallada.

El estimado de orden de magnitud involucra un error del 40 al 45% y tiene como objeto un estudio de rentabilidad y el tiempo utilizado es muy rápido; el estimado a nivel estudio tiene un error del 25 al 40% y es para diseño preliminar, utilizando un tiempo rápido; el estimado preliminar tiene un error que va del 15 al 25% y es para aprobación del presupuesto y requiere un tiempo medio; la estimación definitiva tiene un error del 10 al 15% y tiene por objeto el control de la construcción y requiere de un tiempo lento, y la estimación detallada tiene un error del 5 al 10% y tiene por objeto los contratos “Llave en mano” y requiere un tiempo muy lento.

Dependiendo del nivel de tipo de estimación se requiere información con determinado detalle, así para el nivel de estudio se combina la estimación de orden de magnitud con factores específicos, en tanto que a nivel preliminar se utiliza una lista de equipos con tipos y dimensiones (principal y auxiliar), diagramas de flujo de proceso; en tanto que para una estimación definitiva se requiere lista de equipos con tipos y dimensiones, hojas de datos de equipo de proceso, diagramas de tubería e instrumentación, dibujos mecánicos, volumen de obra, etc. La metodología aquí presentada se puede considerar como de nivel de estudio o preliminar.

Los costos de capital total invertido son la suma de los costos directos e indirectos. Los costos directos incluyen el costo de equipo y su montaje; los materiales (instrumentos, obra eléctrica, tuberías), la obra civil, las estructuras, el aislamiento y la pintura. Los costos indirectos involucran las licencias, el transporte, la ingeniería y las contingencias.

El método empleado en el presente trabajo, se basa en estimar el costo del equipo principal de la planta y a partir de este costo estimar los costos de capital total invertido a través de diversos factores como se detalla posteriormente.

Costo del equipo de proceso

El costo del equipo de proceso se puede hacer mediante diversas metodologías: costo histórico, costo del fabricante o mediante literatura especializada. Las empresas dedicadas al desarrollo de proyectos, como Ingenieros Civiles Asociados (ICA), Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), o Triturados Basálticos (TRIBASA), cuentan con bancos de información actualizada. Consultar a proveedores a veces se vuelve muy complicado porque ellos “van sobre una probable venta”, por lo que en este trabajo se propone el uso de literatura especializada específicamente el uso del Process Equipment Cost Estimation¹ que puede ser encontrado de manera gratuita a través de Internet. Este documento permite estimar el costo de equipos de proceso de la industria química de manera gráfica, para lo cual se cuenta con gráficas para tanques horizontales, verticales, de almacenamiento, bombas centrífugas, reciprocantes, cambiadores coraza-tubo, torres de destilación, etc., los costos están dados para el año 2001 por lo que deben ser actualizados al año de estudio. Otro documento, tal vez menos formal que el anterior, pero que también permite estimar el costo de los equipos de proceso se encuentra en la página de Internet www.matche.com.

Costo de capital total invertido

El método utilizado es el de Peters & Timmerhuse y consiste en estimar el costo del equipo de proceso como la suma del costo de todos los equipos y que representa del 15-40% del costo total de la planta (costo del capital: costos directos e indirectos). Por ejemplo si una planta tiene cinco compresores que cuestan 5 millones de Dlls., 10 bombas que cuestan 3 millones de dólares, el costo del equipo de proceso será de 8 millones de dólares y el costo total de la planta (costo de capital) será de $8/0.25 = 32$ millones de dólares, considerando un promedio de 25%.

Los factores sugeridos por el autor del método son los siguientes: Costos directos (1) Equipo 15-40%, (2) Instalación de equipo 6-14%, (3) instrumentación y control 2-12%, (4) tubería instalada 4-17%, (5) sistema eléctrico 2-10%, (6) edificios 2-18%, (7) preparación de terreno 2-5%, (8), (9) servicios 8-30%, (10) terrenos 1-2%; Costos indirectos (11) ingeniería y supervisión 4-20%, (12) construcción 4-17%, permisos legales 1-3%, (13) mano de obra en la construcción 2-6% y (14) contingencias 5-15%.

¹ www.nsl.doe.gov/energy-analysis/pubs

Actualización de costos

Existen diversos índices que permiten la actualización de los costos al año de estudio, como son los índices de Marshall (para todas las industrias y la industria de los procesos químicos); los índices de Nelson-Farrar utilizados para refinerías y los índices del Chemical Engineering para estimar costos de plantas industriales. En cualquiera de los casos, la variación entre el uso de un índice u otro, es mínima para los índices de Marshall y Nelson que no llegan al 1% para el periodo 1987-2007 y del 10% entre estos índices y los del Chemical Engineering que es del 11%.

Proceso de refrigeración

74

La conservación de alimentos es y ha sido una necesidad para garantizar la alimentación de una comunidad. El hombre ha utilizado diversos procesos para lograr que los alimentos duren más tiempo y puedan ser consumidos antes de descomponerse, así tenemos procesos que utilizan conservadores químicos, salmueras, deshidratación, etc.; sin embargo, el más utilizado en la industria y en los hogares, es el sistema de refrigeración mecánica utilizando un gas como fluido refrigerante.

El proceso de refrigeración en estudio consiste en evaluar una planta que permita almacenar diversos productos alimenticios a niveles de 0 °C utilizando como fluido refrigerante: a) Una mezcla propano/butano 90/10% mol y b) Amoníaco. La planta será diseñada para refrigerar 1000 Ton de refrigeración máxima, 500 Ton normal y 250 Ton como mínima. Además se prevé que el proyecto dure 10 años con los siguientes volúmenes de ventas en Toneladas de Refrigeración, Tabla No. 1

Tabla No. 1

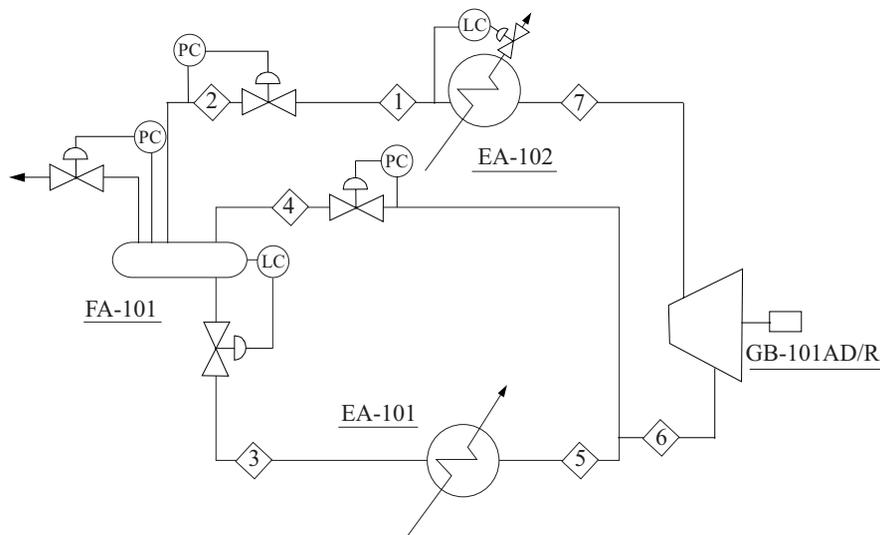
Año	0	0	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Vevtas Ton	0	250	400	500	750	800	950	1000	1000	1000	1000

Fuente: elaboración propia.

El proceso consiste en lo siguiente: El gas refrigerante líquido es expandido a través de una válvula a una presión que permita alcanzar - 5 °C e intercambie calor en la cámara de refrigeración EA-101 y la mantenga a 0 °C. La mezcla producida durante la expansión es separada en el tanque separador FA-101, el líquido se envía a la cámara de refrigeración EA-101 en donde cede su calor latente de vaporación y es enviado a cuatro compresores y uno de relevo GB-101AD/R, el gas comprimido es condensado en el intercambiador coraza-tubo EA-102 y el líquido es expandido para cerrar nuevamente el ciclo. El fluido refrigerante será condensado con agua a 20 °C, para lo cual se utilizará un sistema de enfriamiento con torre de enfriamiento en circuito cerrado y con pérdidas por evaporación del 5% de agua.

El esquema de flujo de proceso se señala en la figura 1 y las características del equipo para cada alternativa se resumen en la tabla número 2.

Figura No. 1
Esquema de flujo de proceso:
Planta de refrigeración Mecánica



Fuente: Elaboración propia

Tabla No. 2
Lista de Equipo

<i>Clave</i>	<i>Servicio</i>	<i>Alternativa A</i>	<i>Alternativa B</i>
EA-101	Cámara de refrigeración	1000 Ton	1000 Ton
EA-102	Condensador de refrigerante	3408 Mkcal/h	3386 Mkcal/h
FA-101	Acumulador de refrigerante	1372mmDIx4267mmTT	1372mmDIx4267mmTT
GB-101AD/R	Compresor de refrigerante	211HP	200HP

Fuente: Elaboración propia

Estimado de costos de equipo y costos de capital. La tabla número 3 y la tabla número 4 muestran los costos del equipo de proceso y el costo total de capital, utilizando valores promedio de los señalados por Peters & Timmerhuse, para cada una de las alternativas.

Tabla No. 3
Alternativa A

<i>Desglose del Calculo del equipo</i>		<i>Costo millones Dlls 2008</i>	
	CAMARA DE REFRIGERACION	0,114	Total del equipo
EA-101	Condensadores U=150 Pag. 12		1 Proceso 23,0 4,813
	Area = Q/U*DT=ft2 Heuristic Rules		2 Instalación 8,3 1,737
	1 cambiadores de 8000 ft2 del Process		Instrumentación
	Equipment Cost		3 (instalada) 9,2 1,925
	Estimation P-16		4 Tubería (instalada) 7,3 1,527
	Costo en Millones de Dlls US		Equipo eléctrico
			5 (instalado) 4,6 0,963
	CONDENSADOR REFRIGERANTE	0,125	Edificios (incluyendo
	Condensadores U=150 Pag. 12		6 servivios) 4,6 0,963
	Area = Q/U*DT=ft2 Heuristic Rules		7 Terreno y 1,8 0,377
	1 cambiadores de 9000 ft2 del Process		acodicionamiento
	Equipment Cost		Servicios auxiliares
FA-101	Estimation P-16		8 (instalado) 13,8 2,888
	Costo en Millones de Dlls US		Ingeniería y
			9 supervisión 7,3 1,527
	SEPARADOR HORIZONTAL	0,028	10 Construcción 9,2 1,925
	Volumen (Galones)		11 Seguros 1,8 0,377
			12 Mano de obra 1,8 0,377
	Presion de 50 PSIG. El costo		13 Contingencias 7,3 1,527
	en millones US		Total costos Fijos 100,0 20,924
GB-101	COMPRESOR REFRIGERANTE	4,546	
AD/R	Centrifugo ft3/min	939	
	Presión de descarga (psig)	122	
	Del Process Equipment Cost		
	Estimation P-35		
	Costo en Millones de Dlls US		
		4,813	

Fuente: Elaboración propia

Tabla No. 4
Alternativa B

<i>Desglose del Calculo del equipo</i>		<i>Costo millones Dlls 2008</i>	
	CAMARA DE REFRIGERACION	0,114	Total del equipo
EA-101	Condensadores U=150 Pag. 12		1 Proceso 23,0 5,943
	Area = Q/U*DT=ft2 Heuristic Rules		2 Instalación 8,3 2,145
	1 cambiadores de 8000 ft2 del Process		Instrumentación
	Equipment Cost		3 (instalada) 9,2 2,377
	Estimation P-16		4 Tubería (instalada) 7,3 1,886
	Costo en Millones de Dlls US		Equipo eléctrico
			5 (instalado) 4,6 1,189
FA-102	CONDENSADOR REFRIGERANTE	0,125	Edificios (incluyendo
	Condensadores U=150 Pag. 12		6 servivios) 4,6 1,189
	Area = Q/U*DT=ft2 Heuristic Rules		7 Terreno y
	1 cambiadores de 9000 ft2 del Process		acodicionamiento 1,8 0,465
	Equipment Cost		Servicios auxiliares
	Estimation P-16		8 (instalado) 13,8 3,566
	Costo en Millones de Dlls US		Ingeniería y
			9 supervisión 7,3 1,886
	SEPARADOR HORIZONTAL		10 Construcción 9,2 2,377
	Volumen (Galones)	0,023	11 Seguros 1,8 0,465
	Del Process Equipment Cost		12 Mano de obra 1,8 0,465
	Estimation P-7		13 Contingencias 7,3 1,886
	Presion de 36 PSIG. El costo		Total costos Fijos 100,0 25,841
	en millones US		
	COMPRESOR REFRIGERANTE	5,682	
GB-101	Centrifugo ft3/min	710	
AD/R	Presión de descarga (psig)	142	
	Del Process Equipment Cost		
	Estimation P-35		
	Costo en Millones de Dlls US		
Fuente: Elaboración propia		5,943	

77

Costos variables

Los costos variables consisten de los costos de operación de la planta que comprenden el salario de 50 personas, los costos de energía eléctrica de los motores de los compresores y el costo del agua que se pierde durante el proceso de refrigeración, para lo cual se utilizan las bases económicas indicadas en la tabla número 5 y los resultados para cada alternativa en las tablas número 6 y 7 respectivamente, para las alternativas A y B.

Tabla No. 5

<i>Bases económicas</i>	<i>Bases económica</i>
Paridad peso / dollar \$/US	10
Costos del agua \$/m3	5
Costos del EE \$/km-h	1
Salario mínimo	52,59
Precio por venta de ton Ref Dlls/ton-día	50
Tasa de descuento	0,1

Fuente: Elaboración propia

Tabla No. 6
Costos variables: Alternativa A

<i>Costos Variables</i>		
Energía eléctrica Compres	Por cada 1000 Ton Ref	0,551
Ener Elec Torre Enf (Bomba+Vent)	Por cada 1000 Ton Ref	0,063
Energía Elec Alumb (5% de Comp + Torre)	Por cada 1000 Ton Ref	0,031
Reposición de Agua Enfriam	Por cada 1000 Ton Ref	0,135
Sueldo y Salarios	50 empleados 5 SM Total	0,480
Total Costos Variables	Millones US/Ton Ref-año	1,259

Fuente: Elaboración propia

Tabla No. 7
Costos variables: Alternativa B

<i>Costos Variables</i>		
Energía eléctrica Compres	Por cada 1000 Ton Ref	0,522
Ener Elec Torre Enf (Bomba+Vent)	Por cada 1000 Ton Ref	0,063
Energía Elec Alumb (5% de Comp + Torre)	Por cada 1000 Ton Ref	0,029
Reposición de Agua Enfriam	Por cada 1000 Ton Ref	0,134
Sueldo y Salarios	50 empleados 5 SM Total	0,480
Total Costos Variables	Millones US/Ton Ref-año	1,227

Fuente: Elaboración propia.

Evaluación económica

En la tabla número 8 y 9 se presenta el análisis de los parámetros económicos para ambas alternativas, considerando un tiempo de vida del proyecto de 10 años, una depreciación lineal del 10% por cada año, un valor de mercado de 2.5 millones de dólares, un capital de trabajo equivalente a los costos variables para 1000 toneladas de refrigeración y una tasa de descuento del 10%.

Tabla No. 8

<i>Año</i>	<i>0</i>	<i>0</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>	<i>7</i>	<i>8</i>	<i>9</i>	<i>10</i>
<i>Vevtas Ton</i>	<i>0</i>	<i>250</i>	<i>400</i>	<i>500</i>	<i>750</i>	<i>800</i>	<i>950</i>	<i>1000</i>	<i>1000</i>	<i>1000</i>	<i>1000</i>
Ventas US	0,000	4,563	7,300	9,125	13,688	14,600	17,338	18,250	18,250	18,250	18,250
Inv/Costos Var	20,924	0,315	0,504	0,630	0,944	1,007	1,196	1,259	1,259	1,259	1,259
Capital T	1,259										1,259
Depreciación	0,000	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092
Ingresos Brutos	-22,184	2,155	4,704	6,403	10,651	11,500	14,049	14,898	14,898	14,898	14,898
Impuestos	0,000	0,733	1,599	2,177	3,621	3,910	4,777	5,065	5,065	5,065	5,065
Ingresos Netos	-22,184	1,422	3,105	4,226	7,029	7,590	9,272	9,833	9,833	9,833	9,833
VRN											3,453
Depreciac		2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092	2,092
FE	-22,184	3,515	5,197	6,318	9,122	9,683	11,365	11,925	11,925	11,925	16,637
FED	-22,184	3,195	4,295	4,747	6,230	6,012	6,415	6,120	5,563	5,057	6,414
VPN	31,866										
TIR	0,185										
PRD	4,618										
Ben/Costo	1,882										

Fuente: Elaboración propia.

Tabla No. 9

Año	0	0	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas Ton	0	250	400	500	750	800	950	1000	1000	1000	1000
Ventas US	0,000	4,563	7,300	9,125	13,688	14,600	17,338	18,250	18,250	18,250	18,250
Inv/Costos Var	25,841	0,307	0,491	0,614	0,920	0,982	1,166	1,227	1,227	1,227	1,227
Capital de Trabajo	1,227										1,227
Depreciación	0,000	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584
Ingresos Brutos	-27,068	1,672	4,225	5,927	10,183	11,034	13,588	14,898	14,898	14,898	14,439
Impuestos	0,000	0,568	1,437	2,015	3,462	3,752	4,620	4,909	4,909	4,909	4,909
Ingresos Netos	-22,184	1,103	2,789	3,912	6,721	7,283	8,968	9,530	9,530	9,530	9,530
VRN											4,264
Depreciación		2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584	2,584
FE	-27,068	3,687	5,373	6,496	9,305	9,867	11,552	12,114	12,114	12,114	17,604
FED	-27,068	3,352	4,440	4,881	6,355	6,126	6,521	6,216	5,651	5,137	6,787
VPN	28,400										
TIR	0,143										
PRD	4,080										
Ben/Costo	1,450										

Fuente: Elaboración propia.

Resultados y conclusiones

La tabla número 10 resume tanto la parte técnica como económica de las dos alternativas, de la cual se desprenden los siguientes resultados:

- El método utilizado es de nivel de estudio con un error del 25 al 40%
- Las características de los equipos de ambas alternativas son muy similares, pero la alternativa B tiene ventajas técnicas respecto a la alternativa A en cuanto a la capacidad del condensador de refrigerante y la capacidad del compresor que son menores.
- De la misma forma, la alternativa B tiene menores costos variables respecto de la alternativa B, en un monto de 0.032 millones de dólares anuales.
- Sin embargo, la alternativa A presenta menores costos totales de capital respecto de la alternativa B, en 4.917 millones de dólares, fundamentalmente porque la presión requerida para la compresión de la mezcla propano/butano es menor que para comprimir amoniaco, aunque el volumen en este último caso sea menor.

Lo anterior nos lleva a concluir lo siguiente:

- Ambos proyectos son rentables, porque tienen VPN's positivos.
- Que la diferencial de los costos variables 0.032 millones de dólares al año, en beneficio de la alternativa B es insuficiente para que durante la vida del proyecto, pague la diferencial de los costos totales de capital de ambas alternativas, 4.917 millones de dólares, durante el tiempo de vida del proyecto de 10 años.
- Lo anterior se confirma porque el VPN de la alternativa A es mayor que la alternativa B.

- De la misma manera, los demás parámetros económicos, TIR, PRD y B/C también son mayores los de la alternativa A que la alternativa B.
- Este ejemplo es un caso típico contrario a la aseveración “los costos variables matan a los costos fijos”

Finalmente, si este ejercicio se repitiera para lugares de calor extremo como el Estado de Tabasco o Chihuahua o Monterrey, seguramente se cumpliría la aseveración “los costos variables matan a los costos fijos” y la decisión se invertiría.

Tabla No. 10

<i>Clave</i>	<i>Servicio</i>	<i>Alternativa A</i>	<i>Alternativa B</i>
EA-101	Cámara de refrigeración	1000 Ton	1000 Ton
EA-102	Condensador de refrigerante	3408 Mkcal/h	3386 Mkcal/h
FA-101	Acumulador de refrigerante	1372mmDIx4267mmTT	1372mmDIx4267mmTT
GB-101AD/R	Compresor de refrigerante	211HP	200HP
<i>Costos</i>			
		<i>Alternativa A</i>	<i>Alternativa B</i>
COSTOS TOTALES DE CAPITAL		20.924	25.841
COSTOS VARIABLES		1.259	1.227
<i>Parametros de Evaluación</i>			
		<i>Alternativa A</i>	<i>Alternativa B</i>
VPN		31.866	28.4
TIR		0.185	0.143
PRD		4.618	4.080
B/C		1.882	1.45

Fuente: Elaboración propia.

Bibliografía

- Fontaine, Ernesto, *Evaluación Social de Proyectos*, Alfa Omega, 1999.
- Leland T. Blank, Anthony J. Tarquin, *Ingeniería Económica*, McGraw Hill, 1998.
- Loh, H.P., Lyons, Jennifer, *Process Equipment Cost Estimation, Final Report*, National Energy Technology Center, 2002.
- Max S. Peters, Klaus O. Timmerhaus, Ronald E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw Hill, 2003.
- Stanley M. Walas, *Heuristics in Chemical Engineering*, Butterworth-Heinemann, Boston, 1990.