

**UNIVERSIDAD NACIONAL
DE INGENIERIA**

**PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA**



**“DISEÑO Y ECONOMIA DE
UNA PLANTA DE
TETRAPROPILENO”**

**TESIS PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUIMICO**

PRESENTADA POR

Mario G. Rojas Delgado

Luis R. Urbina Navarro

José F. Zegarra Soto

LIMA - PERU

- 1972 -

" DEDICAMOS ESTE TRABAJO A NUESTROS PADRES "

PROLOGO

El presente estudio se ha llevado a cabo con la finalidad de indicar la factibilidad de la elaboración de tetrapropileno en el país, esperamos nosotros que nuestro trabajo pueda servir de guía cuando se trate de llevar a cabo el proyecto final para la elaboración del presente producto.

Hemos empleado diferentes métodos durante el desarrollo del trabajo y pensamos que estos métodos de trabajo pueden ser útiles cuando se trate de desarrollar proyectos industriales en un nivel preliminar puesto que permite estimar rápidamente costos de plantas sin tener que disponer de datos actuales de costos, lo mismo podemos decir de los métodos usados para calcular el equipo, siempre con la finalidad de obtener las características principales de estos equipos para poder estimar rápidamente sus costos.

Agradecemos a todas aquellas personas que con sus ideas, consejos é indicaciones han contribuido a realizar el presente trabajo.

" DISEÑO Y ECONOMIA DE UNA PLANTA DE TETRAPROPILENO "

I N D I C E

PARTE I Caso en Estudio y Resultados

CAPITULO 1.

INTRODUCCION.-

a.- Origen del caso

b.- Objetivos

c.- Detalles de Redacción

CAPITULO 2.-

Sumario de Resultados.

a.- Importación, Consumo y Localización

b.● Proceso

c.● Capital Fijo a Invertir

d.● Costo total

e.● Ventas

f.● Utilidad

g.● Variación del tamaño de Planta

h.● Rentabilidad

i.● Tiempo de Retorno del Capital Invertido.

PARTE II

Importación, Consumo y Volúmen de Producción

CAPITULO 3.-

Importación y Consumo

CAPITULO 4.-

Volúmen de Producción y Tamaño de Planta.

PARTE III.-

Definición y Diseño del Proceso.-

CAPITULO 5.-

Definición del Proceso.

- Consideraciones sobre Formación de Productos
- Consideraciones sobre Procesos Comerciales
- Definición y Descripción del Proceso

CAPITULO 6.-

Diseño del Proceso

A- Balance de Material, Energía y Especificaciones de Presión y Temperatura.

a- Balance de Material

b.-Balance de Energía y algunas Consideraciones Termodinámicas.

B.- Diseño del Equipo del Proceso.

a.- Equipo de Trasmisión de Calor.

b.- Equipo de Transferencia de Masa.

c.- Equipo de Impulso

d.- Equipo de Reacción

e.- Equipo Adicional.

PARTE IV

Economía del Proceso

CAPITULO 7.-

Capital Fijo Invertido.-

A.- Capital Fijo

a.- Costo de la Planta Física

b.- Costo Directo de Planta

c.- Contratista é Imprevistos

B.- Capital de Trabajo.

CAPITULO 8.-

A.- Costo de Manufactura.

a.- Costo directo de Manufactura

b.- Costo Indirecto de Manufactura

c.- Costo Fijo

B.- Gastos Generales

C.- Costo Total

CAPITULO 9.-

Ventas, Utilidad y Capacidad de Planta

A.- Ventas

B.- Utilidad

C.- Análisis de Costo de Operación y Costo Total.

A N E X O S

A.- Estimación de Propiedades Físicas

B.- Indices de Costos

C.- Referencias Bibliográficas.

D.- Referencias Seleccionadas.

PARTE I

CASO EN ESTUDIO Y RESULTADOS

CAPITULO I

INTRODUCCION.-

a) Origen del caso. Nuestro trabajo surge como parte de un estudio para producir materias primas para la industria de Detergentes; entre las materia primas para la fabricación de los detergentes se encuentra el tetrapropileno.

El tetrapopileno es un producto que pertenece, al area de la industria Petroquímica, por lo cuál se ha considerado a este estudio como englobado en un complejo industrial Petroquímico.

En la actualidad existe un mercado de detergentes de regular volúmen que tiende a crecer, utilizando el método de la sulfonación del dodecilbenceno; todo el dodecilbenceno utilizado es de naturaleza importada a base de esta proposición es decir, el dodecilbenceno importado, sería muy conveniente que se produjera en el país. el detergente en su integridad, es decir utilizando insumos nacionales; este estudio indica la factibilidad de llevar a cabo la producción de uno de los

insumos utilizados en la fabricación de detergentes.

b) Objetivos.-

La finalidad de éste estudio es la de demostrar la factibilidad económica de producir tetrapropileno, para lo cuál analizaremos el mercado de consumo, la tecnología a usar, indicando los equipos a utilizar, un análisis de costos y un estudio del tamaño de planta económica.

c) Detalles de la Presentación.-

La presentación ha sido orientada para reflejar en la medida de nuestras posibilidades el contenido de este trabajo, que es una demostración de diseño de planta preliminar y la evaluación económica.

En la Parte I, se plantea el caso en estudio y se dá un resumen de resultados.

En la Parte II, se enfoca algunos elementos del análisis de Mercado, para determinar el volúmen de producción.

En la Parte III, se discute y se esquematiza el proceso, se estudia la información existente , obteniendo un proceso de manufactura; se

analiza el flujo de materiales y las cuestiones termodinámicas del sistema; a finalmente se realiza el diseño del equipo del proceso.

En la Parte IV. se realiza la evaluación de costos, discutiendo el costo total, utilidades, ventas, rentabilidad y capacidad de planta.

En los anexos, se incluyen el estudio de estimación de propiedades, y las referencias Bibliográficas, perfectamente especificadas, añadiendo algunas seleccionadas, al final.

CAPITULO II

SUMARIO DE RESULTADOS

a) Importación, Consumo y Localización.

Se ha concluido que para el año 1975, el consumo de tetrapropileno será de 8,923 toneladas anuales, nivel de producción que alcanzará la planta en ese año, así mismo se ha elegido a Lima como lugar de instalación de la planta.

b) Proceso a Utilizar.-

La Polimerización del Propileno utilizando ácido fosfórico como catalizador.

c) Capital Fijo Invertido.

Se estima que será de S/ 70'700,194.40 como el tetrapropileno es considerado industria de primera prioridad, el capital fijo será invertido por el estado.

d) Costo total de Manufacturas.-

El costo total será de S/ 23'034,303.60 a plena capacidad , además el costo unitario será de S/ 2,587.64 por tonelada. - *11.59.45/TM VS 11.700/1000*

e) Ventas.-

El ingreso por ventas será S/. 37'174,342

f) Utilidad.-

La utilidad bruta será de S/ 14'140,033.88

g) Variación del tamaño de Planta.-

Se analiza los costos unitarios para diferentes tamaños de planta, notandose que el costo unitario se estabilizará en S/ 2,200.00 por tonelada (figuras 8,9, 10 y 11).

h) Rentabilidad.

Se consideró un 20 % del capital fijo invertido : S/ 14'140,033.88 por año.

i) Tiempo de retorno.-

Se tendrá de tres (3) años antes de impuestos y depreciación.

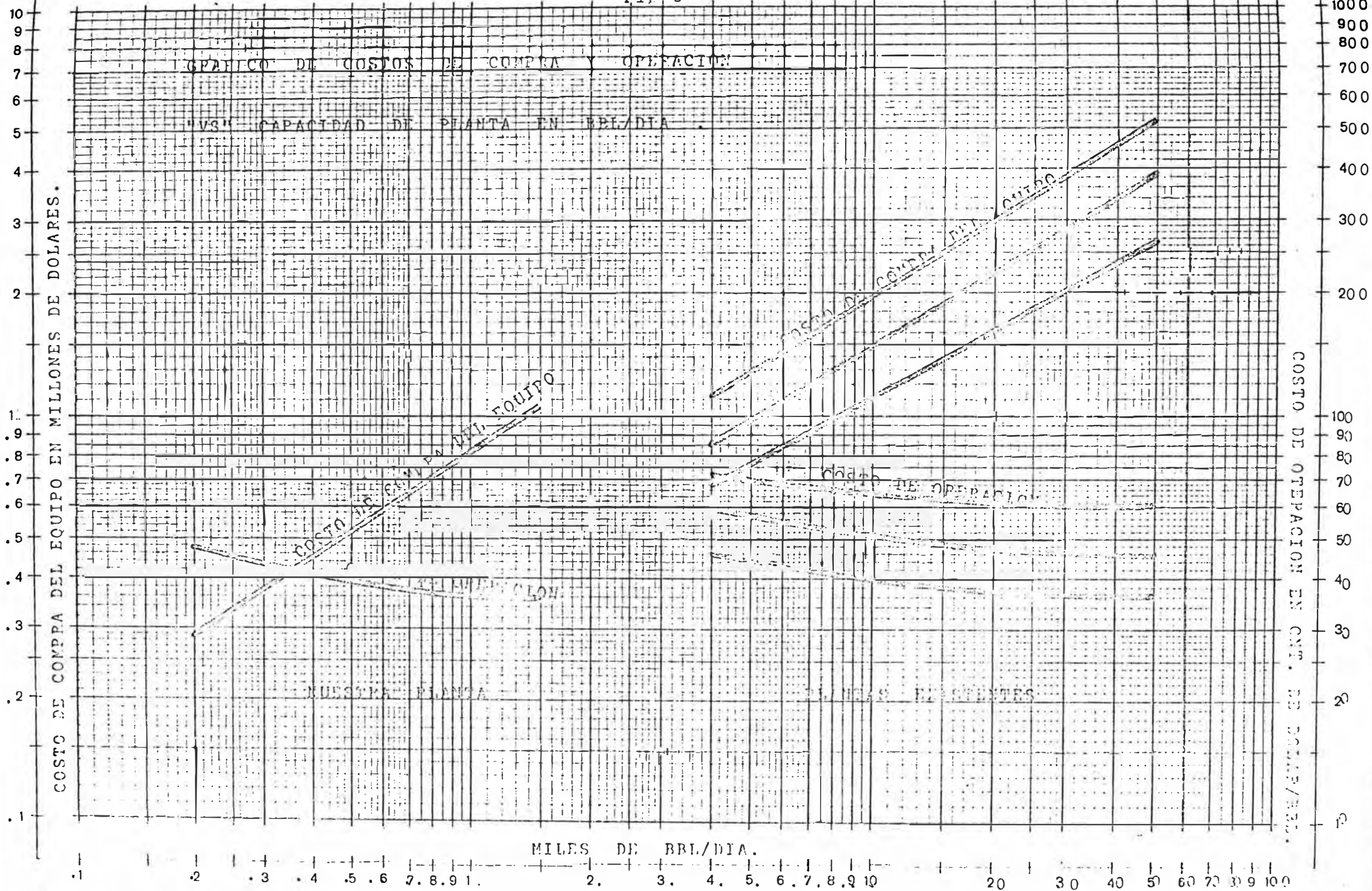
Fig-8

GRAFICO DE COSTOS DE COMPRA Y OPERACION

"VS" CAPACIDAD DE PLANTA EN BBL/DIA

COSTO DE COMPRA DEL EQUIPO EN MILLONES DE DOLARES.

COSTO DE OPERACION EN CMT. DE DOLAR/BBL.



MILES DE BBL/DIA.

0.1 0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1. 2. 3. 4. 5. 6. 7. 8. 9 10 20 30 40 50 60 70 80 9 100

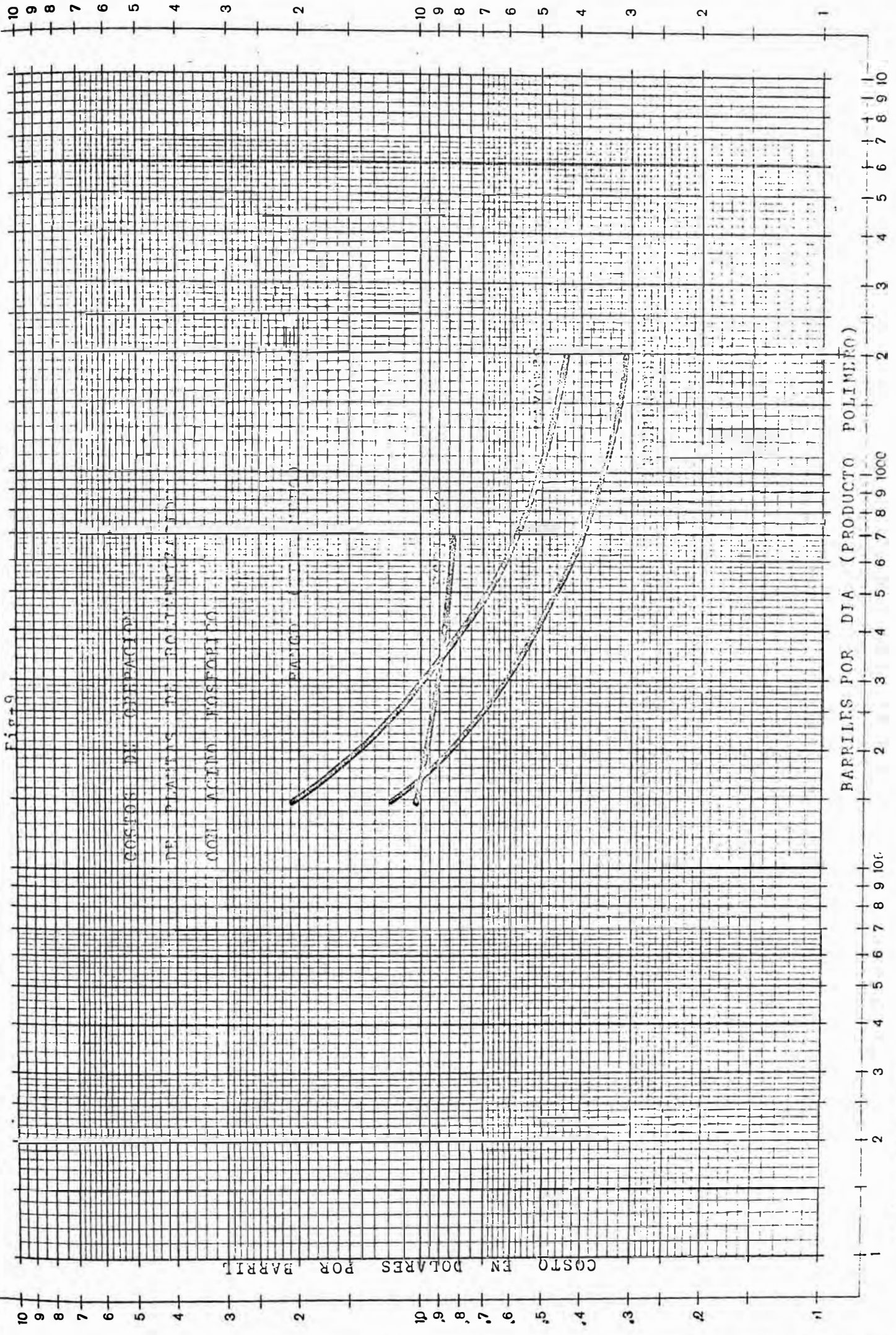


Fig. 9

Beide Achsen logar. geteilt, 1 bis 1000 u 1 bis 100. Einheit 89 33

© 1939 General Electric Company, Schenectady, N. Y. U. S. Pat. 2,145,800. No. 369 1/2 : 2 MADE IN GERMANY

FIG N°10

TAMAÑO DE PLANTA "VS" INGRESOS

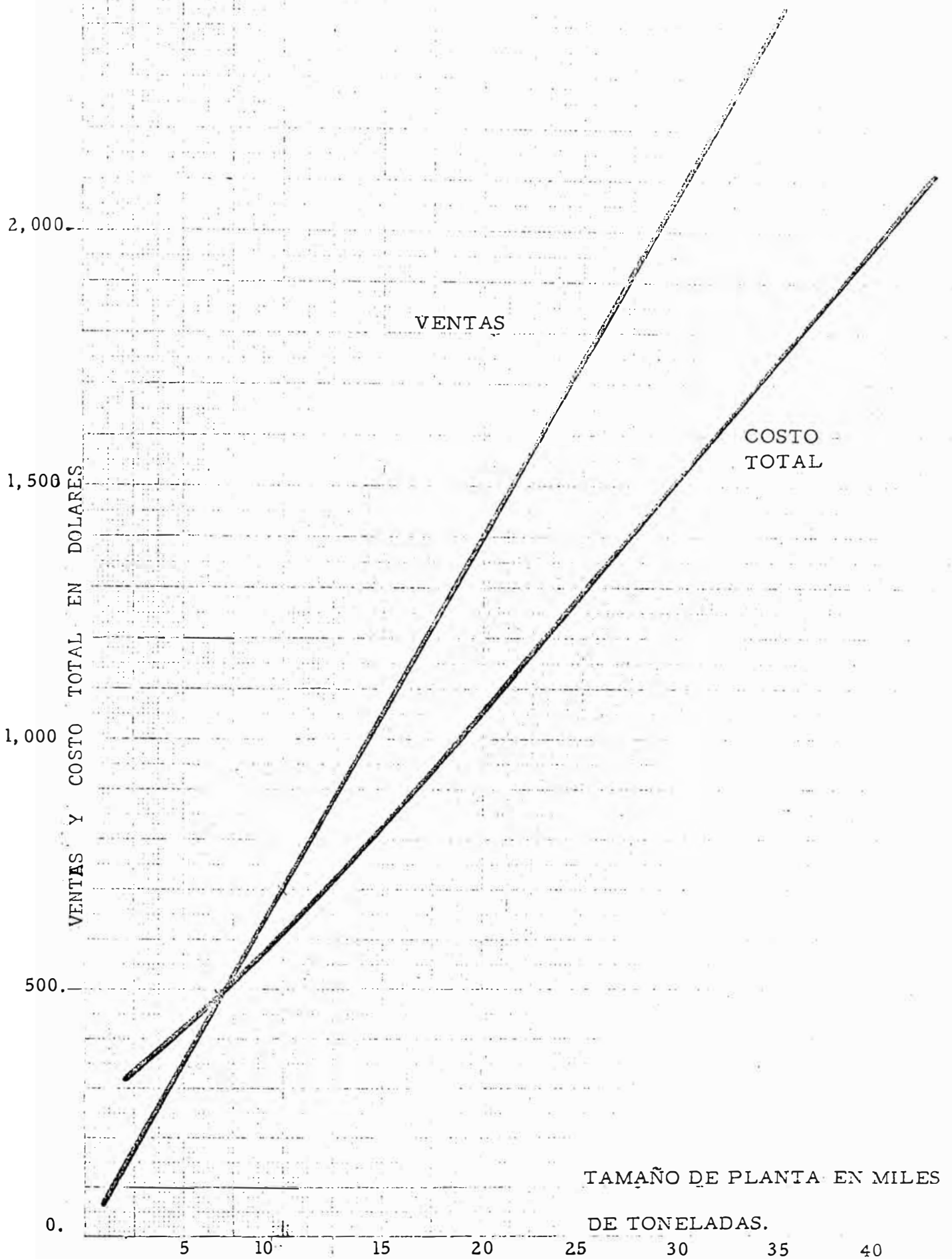
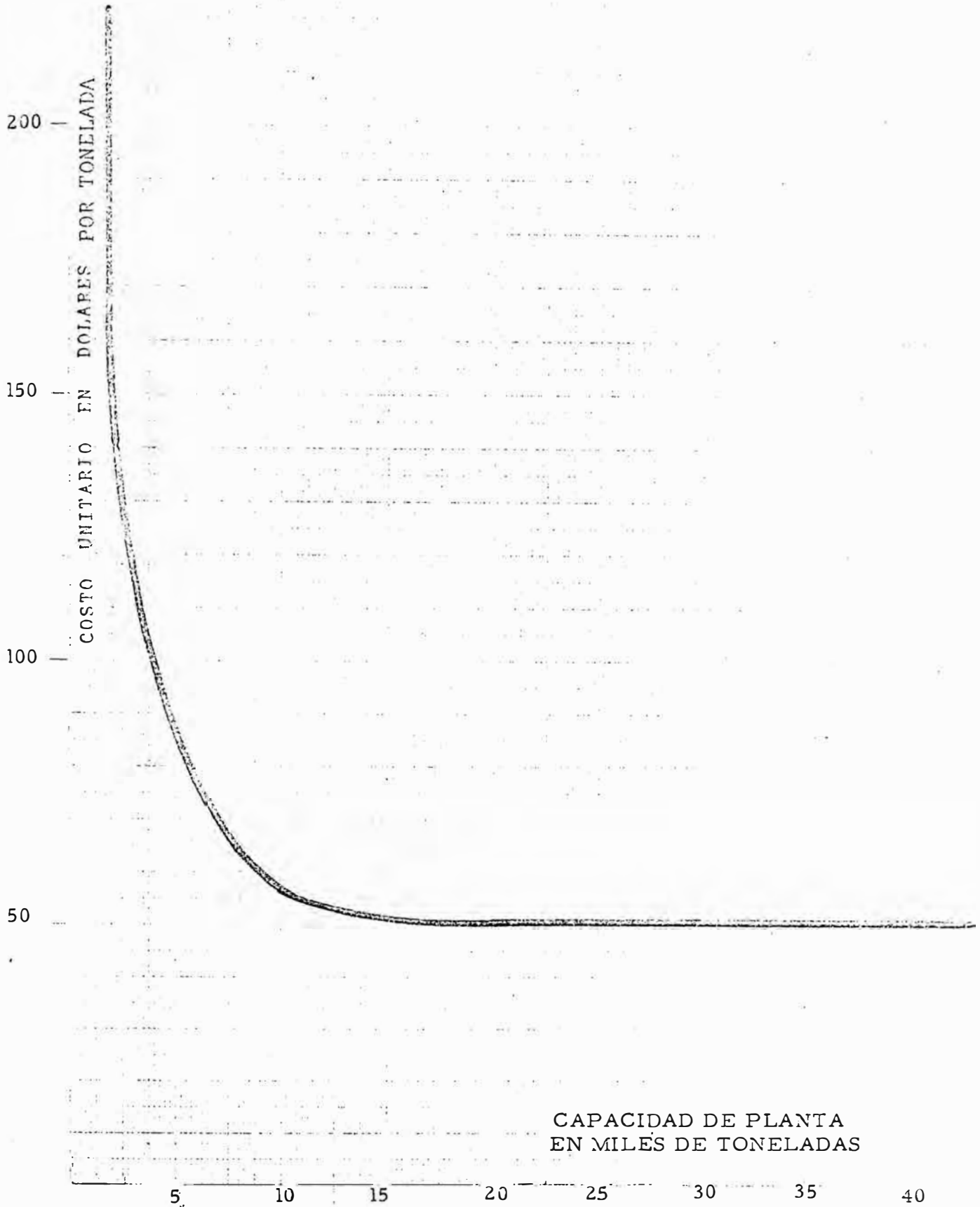


FIG 11

COSTO UNITARIO "VS"

CAPACIDAD DE PLANTA



j.- Materia Prima

La materia Prima es el gas de Pétroleo licuado (LPG), fracción obtenida en refinería (craqueo), que principalmente tiene propano y propileno, hay algo de butano, pero se considera 42 y 58 por ciento respectivamente.

Por información de refinería, la producción actual daría un margen de LPG, libre, puesto que el resto se utiliza como gas combustible, de mercado doméstico, dicho margen sería suficiente para nuestra planta de polimerización.

Se requiere 66.87 toneladas diarias de materia prima para nuestro proceso.

PARTE II

IMPORTACION CONSUMO Y VOLUMEN DE PRODUCCION

Por ser el Tetrapropileno un producto intermedio para la fabricación del Dodecilbenceno, el volumen de producción del dodecilbenceno determinará el consumo del tetrapropileno, por lo tanto es importante el análisis y correlación de los datos de importación y consumo nacional del dodecilbenceno, auxiliandonos de un coeficiente técnico,

el cuál nos relaciona al tetrapropileno como insumo para la fabricación del dodecilbenceno.

CAPITULO III

IMPORTACION Y CONSUMO

Para analizar el consumo del tetrapropileno disponemos de los datos de importación del dodecilbenceno, así mismo no existe producción nacional de dodecilbenceno.

El siguiente cuadro nos muestra los datos de importación del dodecilbenceno para un periodo de 1960 a 1969

C U A D R O I

VOLUMEN DE IMPORTACION DEL DODECILBENCENO

AÑO	CANTIDAD T.M.
1960	879
1961	916
1962	--
1963	1,068
1964	--
1965	1,581
1966	1,906
1967	2,257
1968	4,424
1969	3,172

FUENTE: Anuario de Comercio Exterior

Boletín de Estadística del Ministerio de
Industria y Comercio.

Mercado Internacional.- No consideramos el abastecimiento al grupo andino en esta etapa, debido a que tenemos referencias de la existencia de plantas de tetrapropileno en otros países del grupo andino o en su defecto proyectos en estudio para su instalación.

Así mismo en el Mercado exterior al grupo Andino, es aún más difícil de competir debido a la existencia de compañías con más experiencia, que poseen facilidades técnicas y económicas, facilidades que una planta en formación no posee. A base de las razones anteriores nos limitaremos en esta fase del estudio, a una planta que abastezca el mercado nacional.

CAPITULO IV

VOLUMEN DE PRODUCCION Y TAMAÑO DE PLANTA

El estudio del volumen de consumo del tetrapropileno solo se puede realizar a través del consumo del dodecilbenceno, es decir estimar el consumo

del dodecibenceno y por intermedio de coeficientes técnicos estimar el consumo del tetrapropileno.

Consideraremos para nuestro estudio los datos de importación del dodecibenceno para los años 1965 a 1968, debido a que los volúmenes de importación del dodecibenceno en años anteriores no representan un crecimiento normal, debido a que recién en el año 1965 se le empezó a usar en nuestro País a una mayor escala, crecimiento que se ha mantenido en los años siguientes tal como se observa en el cuadro de importaciones del dodecibenceno, en el cuál se aprecia que el ritmo de crecimiento es mayor en los últimos años en contraste con los primeros años.

Así mismo es de notar la cifra del año 1969, cifra que fué afectada en forma notable por el fenómeno de la devaluación y los subsiguientes problemas económicos.

Para nuestra estimación consideraremos el ajuste a una recta, con el método de los mínimos cuadrados, verificando posteriormente la consistencia del modelo .

Usos.- Al tetrapropileno se le emplea para la fabricación del dodecibenceno, siendo una materia prima principal para este producto, en la

gasolina de alto octanaje se le emplea como aditivo,
también se le emplea en la industria farmacéutica.

sea :

$$Y^* = m_1 + m_2 X$$

Donde : Y^* = importación estimada en T.M.

X = Número del año en dígitos.

además:

m_1 y m_2 son constantes definidos por

$$m_1 = \frac{\sum Y \sum (X)^2 - \sum X \sum (XY)}{n \sum (X)^2 - (\sum X)^2} \text{----- I}$$

$$m_2 = \frac{n \sum XY - \sum X \sum Y}{n \sum (X)^2 - (\sum X)^2} \text{----- II}$$

en la cuál Y representa importación real del
dodecibenceno en T.M.

Si la correlación se ajusta bien a una recta
 R debe tender a 1

Siendo R definido por la siguiente expresión:

$$R = \sqrt{\frac{(Y^* - \bar{Y})^2}{(Y - \bar{Y})^2}}$$

Siendo \bar{Y} = valor promedio de las Y

El siguiente cuadro nos muestra valores necesarios para el cálculo de m_1 , m_2 y R .

Y	X	AÑO	X ²	XY
1591	6	1965	36	9,500
1906	7	1966	49	13,500
2257	8	1967	64	18,050
4423	9	1968	81	39,800

Reemplazando los valores del cuadro anterior en la expresión I y II resulta:

$$m_1 = 3.75 \times 10^6 \quad m_2 = 0.9 \times 10^6$$

Para el cálculo de R se tiene :

Y*	Y	Y* - Y	Y - \bar{Y}	(Y - \bar{Y}) ²
1.65x10 ³	1581	0.9-0.31	0.97	0.94
2.55x10 ³	1906	0-0	0.65	0.92
3.45x10 ³	2257	0.9-0.81	0.27	0.07
4.35 x 10 ³	4423	1.8-3.24	1.87	3.50

$$\sum (Y^* - Y)^2 = 4.86$$

$$\sum (Y - \bar{Y})^2 = 4.93$$

Luego:

$$R = \sqrt{0.987}$$

$$R = 0.995$$

Como R tiende a 1 concluimos que el modelo asumido es el correcto.

Aplicando la ecuación $Y^* = m_1 + m_2 X$ para 1975($x=16$)

$$Y^* = (-3.75 + 0.9 \times 16) \times 10^3 = 10.650$$

$Y^* = 10,650$ T.M. de Dodecibenceno

Se tiene por referencias que en promedio se requiere 0,838 toneladas métricas de tetrapropileno por tonelada métrica de dodecibenceno. Luego: $10.650 \times 0.838 = 8,922.22$ T.M.

Necesitaremos producir para el año 1975: 8,922.22 Toneladas Métricas de Tetrapropileno.

PARTE III

DEFINICION Y DISEÑO DEL PROCESO

CAPITULO V

DEFINICION DEL PROCESO

El esquema tradicional en el diseño de plantas comerciales implica tres pasos fundamentales:

Estudio de Laboratorio

Estudio Planta Piloto

Proyecto Comercial.

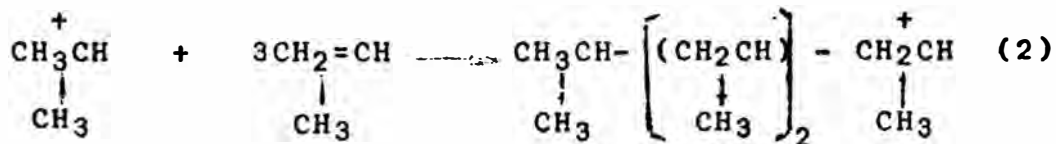
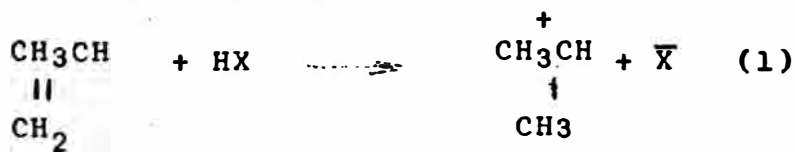
El Proyecto Comercial, se estima bien con datos de Laboratorio o de planta piloto, obteniendo mayor exactitud con este último.

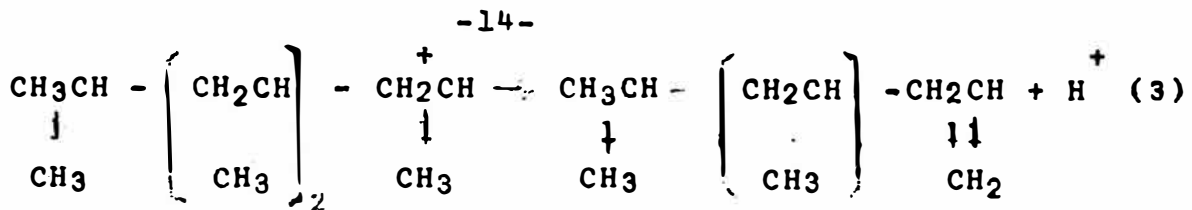
El esquema tradicional de la Ingeniería Química es superar estos tres pasos, en nuestro caso, nosotros partiremos de estudios de planta piloto para estimar la planta comercial, este escalamiento podría realizarse con mayor exactitud, si se tienen varios estudios de plantas pilotos de diferentes tamaño, Walas (1) indica que se puede escalar entre 5-10 veces el tamaño anterior, para este diseño consideramos , solo un estudio de planta piloto, por ser el único existente.

- CONSIDERACIONES SOBRE FORMACION DE PRODUCTOS.-

Datos preliminares, de reactores por lote, demuestran que ácido fosfórico líquido (85-109 %) puede ser usado como catalizador, para obtener polimeros C₉- C₁₂, del propileno, a temperaturas cercanas a 350°F, y presión de 40 atmosferas.

La polimerización del propileno con catálisis ácida es el método comercial más recomendable, para obtener el tetrámero, otras catalisis podrían desarrollarse, en base al siguiente esquema de los mecanismos de reacción: El inicio de la polimerización ocurre por la entrega de un Proton del catalizador a los electrones π , en el doble enlace del propileno formando el ión carbonio (ecuac. 1), este ión adiciona más propileno formando otro ión carbonio (ecuac. 2). :





La reacción se repite en un proceso en cadena hasta que termina finalmente con la pérdida de un protón, hasta que se forma el polímero (ecuación 3); (2,3,4 y 5).

Notables características de esta reacción; baja energía de activación (Mayor velocidad de reacción) ; el peso molecular del polímero se ajusta por la selección del catalizador y control de temperatura de la reacción.

Un fuerte exceso de temperatura origina formación de compuestos aromáticos y parafinas saturadas, la selección del catalizador y las condiciones de operación son extremadamente importantes en la obtención de productos de alta calidad en productos (Tetraprópileno).

En la Tabla I, se muestra un análisis de diversos ensayos para obtener polímeros del propileno (diferentes concentraciones de ácido fosfórico), allí observamos, la distribución de los polímeros (porcentajes en peso, de las diferentes es-

Tabla-1: Análisis de los polímeros del Propileno.

Acid strength, % H ₂ SO ₄ Run No., PH	92	98	103
	11-C	17-G	18-B
Component	By Analysis, Wt. %		
Paraffins	5.4	2.2	2.7
Oxygenated compounds	1.3	0.1	0.1
Olefins	93.3	97.8	97.3
Distribution of type			
R-C=C (mono)	1.9	1.8	1.9
R C=C (trans)	12.4	14.0	14.8
R R C=C (cis)	0.0	0.0	0.0
R R-C=C (tertiary)	0.2	0.4	8.6
R R R-C=C (tri)	10.3	13.4	12.6
R R R-C=C-R (tetra)	55.4	50.2	59.4
Fraction			
Cut	Boiling range, °F.	Boiling range, °C.	Bromine Number, Cg./Gram
C ₁	137-168	100.5	106.9
C ₂	168-210	108.3	89.7
C ₃	210-255	142.0	105.3
C ₄	255-298	127.0	122.8
C ₅	298-340	144.3	123.8
C ₆	340-375	168.9	123.7
C ₇	375-415	95.2	125.8
C ₈	415-450	87.4	112.8
			101.9
			95.2
			88.4
			88.3
			90.9

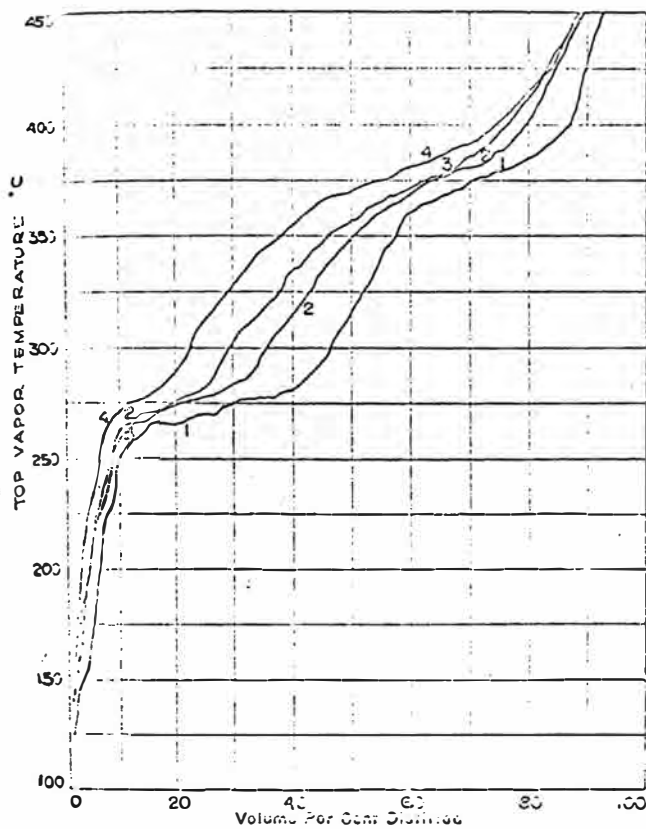
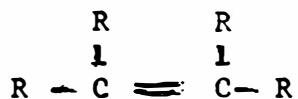


Fig-1: Distribución del Rango de Ebullición de los Polímeros de Propileno.

estructuras, y la que predomina es :



Que se distribuye en 55.1, 59.2 y 59.4 (% pesa) para las concentraciones de Acido fosfórico de 92, 98 y 103 % , respectivamente.

En la Figura 1, aparece un grafico que muestra la distribución de rangos de ebullición de los polímeros del tetrapropileno, observamos varias curvas (92,98,103 y 109 % , Acíd. fosf .). correspondiente diferentes ensayos. Realmente no se presentan rangos ó tramos horizontales, esto dá a entender la heterogeneidad de los polímeros componentes, que se obtiene en los procesos de planta piloto y también en las plantas comerciales.

Como se mencionó anteriormente, nuestros datos de partida son de un estudio de planta piloto (6), esto permite seleccionar las condiciones de operación, puesto que hay numerosas alternativas. Acerca del catalizador, solo tomamos en cuenta el ácido fosfórico, por ser el más usado comercialmente, para la polimerización de propileno en cualquier refinería del mundo, podrían existir otros, pero no se tiene ninguna información.

Los resultados de los diversos ensayos aparecen en la Tabla II, nos guiamos para la selección de las condiciones de operación, por la mayor conversión de olefinas que se alcanza:

Conversión 99 %
 Temperatura 360°F
 Presión 500 Psia
 Concent. Acid. Fosf. 103.3
 Relleno del Reactor Carbon (Malla 8-16)

Los demás datos nos servirán posteriormente en el diseño del proceso.

También de la misma referencia se ha extraído la relación que aparece en la figura 2, que es conversión de Propileno versus factores de Comprensibilidad. En la figura 3, aparece la expresión gráfica de la función empírica de la cinética de la reacción, tomada como reacción de primer orden, esa función es la siguiente:

$$\left(\frac{N_i}{N_0} + \frac{1}{n} \right) \ln \left(\frac{1}{1-f} \right) + \left(1 - \frac{1}{n} \right) f = \frac{K V_R P}{N_0 z RT}$$

(Reacción en Fase Gaseosa tomada como de orden 1, é Irreversible).

Tabla-II: Resumen de datos obtenidos en un reactor empacado de flujos concurrentes.

Run PII-	11- A & B	11- C	16- A & B	15- D	15- A	15- B	15- C	15- K & M	15- G	15- H	15- L	15- J	15- K		
Packing	11 feet of 1/16-inch copper pellets											10.5 feet of 8-16 mesh carbon packing			
Catalyst strength, wt. % H ₂ O ₂	88.6		90.8	92.2										92.7	
Titrable acidity, %	91.7		95.5	92.2										98.1	
Hydrogenation - "Frodox"														98.7	
Hydrogenation catalyst														98.7	
Average temperature, °F.	351	351	359	378	361	361	360	360	360	360	362	369	369		
Pressure, Pa./sq. inch gage	595	595	595	595	595	595	595	595	595	595	595	595	595		
Hydrogenation feed rate, l./hr.	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57		
Hydrogenation feed, w./v./hr.	1.567	1.567	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568		
Catalyst concentration, w./v./hr.	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63		
Overall feed rate, mmoles/l./hr. (N ₂ /V _h)	0.69	0.25	0.25	0.68	0.39	0.38	0.25	0.10	0.22	0.12	0.66	0.75	0.75		
1/2 hr. yield, wt. % on olefin	0.191	0.342	0.155	0.295	0.369	0.192	0.281	0.163	0.279	0.137	0.315	0.315	0.315		
Gas polymer yield, wt. % on olefin	92.8	92.0	92.8	87.4	98.8	79.1	95.2	71.5	90.4	92.2	29.5	93.5	72.0		
C ₁₂ 120° N. gasoline														98.5	
Yield, wt. % on C ₁₂ polymer	92.4	91.3	91.9	85.4	88.3	91.0	85.9	88.4	88.5	89.4	81.6	89.3	85.0		
Research clear octane No.	93.8	92.9	92.9	92.7	92.7	93.4	93.8	91.6	92.5	92.8	90.2	91.6	89.0		
Overall conversion from tail gas analysis, %	29.4	59.3	40.0	83.7	93.9	73.3	88.6	70.6	86.6	69.5	22.4	93.2	88.5		
Hydrogen recovery, wt. %	98.9	94.6	98.7	94.6	95.2	98.9	91.8	98.3	98.4	192.0	199.1	199.7	199.7		
1/2 hr. feed rate constant, hr. ⁻¹ (k)	3.5	3.9	5.2	8.3	19.5	9.8	10.1	10.7	9.9	10.1	9.3	9.9	11.1		

Run PII-	18-J	18- E & F	18-G	18-H	18-I	18- A & B	18-D	18-C	18- E & F	18- A & B
Packing	10.5 feet of 8- to 16-mesh carbon packing									
Catalyst strength, wt. % H ₂ O ₂	92.2									
Titrable acidity, %	92.2									
Hydrogenation - "Frodox"	98.7									
Hydrogenation catalyst	98.7									
Average temperature, °F.	376	390	396	379	369	360	359	359	359	359
Pressure, Pa./sq. inch gage	595	595	595	595	595	595	595	595	595	595
Hydrogenation feed rate, l./hr.	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57
Hydrogenation feed, w./v./hr.	1.567	1.567	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568	1.568
Catalyst concentration, w./v./hr.	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63
Overall feed rate, mmoles/l./hr. (N ₂ /V _h)	0.98	0.202	0.190	1.180	0.333	0.158	0.074	0.0885	0.0826	0.132
1/2 hr. yield, wt. % on olefin	81.7	81.6	91.6	91.6	100	90.8	70.7	69.0	77.6	88.0
C ₁₂ 120° N. gasoline	98.5									
Yield, wt. % on C ₁₂ polymer	90.5	86.2	86.1	85.6	79.6	89.2	84.4	98.6	85.1	77.0
Research clear octane No.	91.8	92.0	92.0	92.0	88.4	89.2	90.4	92.8	91.7	89.0
Overall conversion from tail gas analysis, %	80.0	82.6	60.3	92.5	92.0	88.3	67.8	65.0	75.1	77.0
Hydrogen recovery, wt. %	99.2	98.1	99.7	99.2	98.0	98.0	98.3	97.1	98.6	98.3
1/2 hr. feed rate constant, hr. ⁻¹ (k)	9.5	11.7	16.0	19.1	19.0	17.9	21.9	17.2	20.1	21.7

* Averages for entire run. No significant change in acid concentration during indicated yield periods.

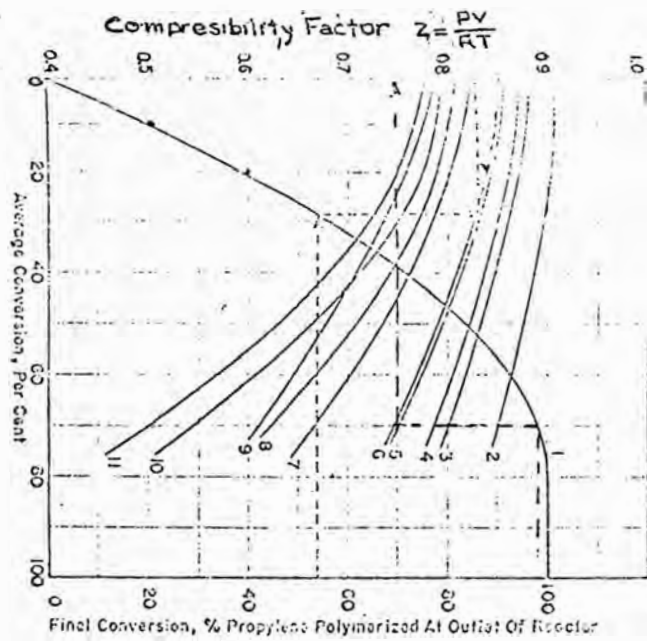


Fig-2: Factores de Compresibilidad de los Hidrocarburos en el Reactor Versus la Conversión de Propileno.

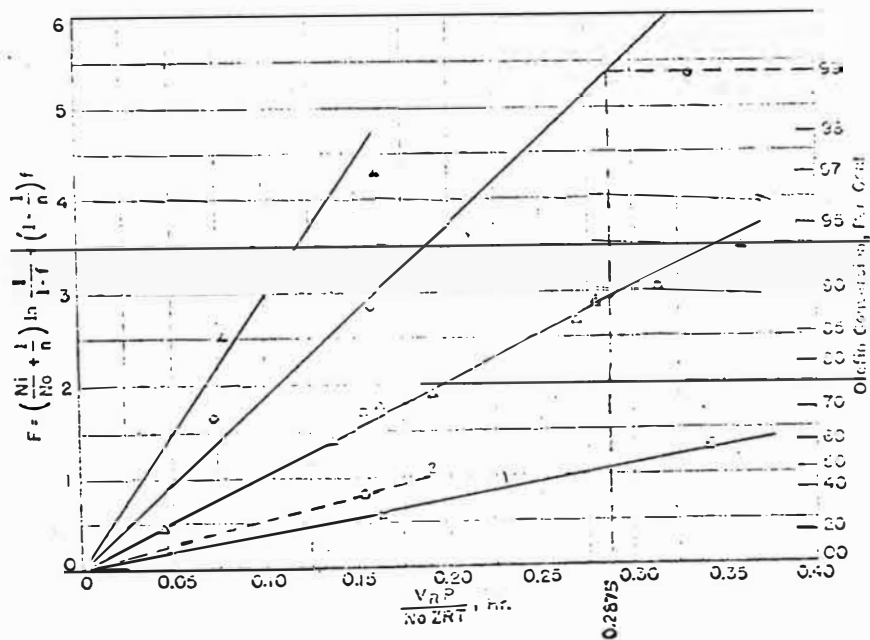


Fig-3: La Polimerización del,propileno como un Proceso de primer orden.

K= Constante de velocidad de reacción(1er. orden, hr^{-1})

N_i = Moles gramo por hora de inertes

N_o = Moles gramo por hora de olefinas.

n= Moles gramo de olefina para producir un mol.gramo de Polímero.

f= fracción de olefinas convertidas

V_R = Volumen del reactor , litros.

P= Presión absoluta media, del Reactor, atmosferas.

Z= factor de Compresibilidad promedio

R= Constante de la Ecuac. de Gases ideales $\frac{ATM \cdot LIT}{^{\circ}K.}$

T= Temperatura absoluta media, del reactor, $^{\circ}$:

Hasta aquí se ha expuesto algunas consideraciones que contribuyen a la definición del proceso que se va a diseñar.

- Consideraciones Sobre Procesos Comerciales -

Propileno y Benceno son las materias Primas más importantes para la fabricación de los Dodecibenceno sulfonatos. El propileno producido por el craqueo térmico, reformado térmico y craqueo catalítico de lo que se tiene en refinería, es polimerizado catalíticamente a tetrapropileno. Esta olefina reacciona con Benceno con un catalizador tipo Friedel-Crafts y da el dodecibenceno, que puede ser sulfonado.

La única molécula de bajo peso molecular, presente en la preparación del detergente es el propileno, este es abundante y puede ser polimerizado al rango de tetrámero, en procesos continuos de gran escala similar a la fabricación de la gasolina, esto es importante y hablaremos de ello más adelante, el Etileno no solo es más caro, sino que los polimeros no se obtienen facilmente, en el rango de peso molecular deseado, aunque los butenos forman polimeros, estos tienden a quebrarse durante la alquilación, dando productos de pobre calidad.

La polimerización catalítica se ha empleado y se emplea en la industria del Pétroleo para convertir grandes cantidades de olefinas del craqueo catalítico en materiales más valiosos, tales como pasar a ser componentes de gasolinas de alto octanaje, y posteriormente para la preparación de detergentes sintéticos. Los procesos de la Universal Oil Product y de la Standard Oil de California son los de uso mas frecuente (7), en el proceso UOP, formalmente, los gases que tienen olefinas son pasados sobre el catalizador, que es ácido fosfórico portado sobre Kieselguhr a presiones cercanas a las 200 psia, y temperatura de 400°F, obte-

niendose una mezcla de dimeros, trimeros y tetrameros. En el proceso de la Esso, el catalizador, consiste en lechos de partículas de cuarzo, en el cuál se dispone una película estática de ácido fosfórico. Otras referencias son, Ipatieff ha polimerizado propileno y Butileno con ácido fosfórico líquido a 400° F y 750 Psia, en trabajos posteriores Ipatieff y Pines ha polimerizado propileno a 630-700°F, en presencia de ácido fosfórico al 90 % y a 1200 Psia, los productos obtenidos bajo la más severas condiciones, contenían apreciables cantidad de compuestos ciclicos. En el Instituto de Tecnología de Massachusetts, con ácido fosfórico de 10-30% Y presiones de 2500- 6000 Psia y temperatura de 500-580 °F, encontrándose que el porcentaje de productos de alto punto de ebullición se incrementa con el grado de conversión en una planta piloto investigadores Alemanes (I.G. Far Benindustrie- 1956- Al año 1971 parece que debe haberse transferido los derechos de información a otra compañía) polimerizaron propileno con ácido fosfórico concentrado a 600 Psia y 392°F , en este trabajo y en el de Ipatieff, se encontró que el peso molecular del polímero puede ser controlado con la fuerza del

ácido y agregando ciertas sales metálicas al ácido fosfórico.

Según la información anterior, todos están de acuerdo, que el catalizador, debe ser el ácido fosfórico, pero que la concentración de éste, es una variable de operación. Las condiciones óptimas de operación son de 300-400 °F, y una presión alrededor de 500 Psi. Insuficiente tiempo de residencia da baja velocidad de conversión, en base al propileno cargado. Tiempo de residencia y temperatura de reacción son intercambiales, para prevenir la presentación de problemas: Un exceso de alta temperatura tiende a producir alquitrán en el catalizador y tiende a disminuir la actividad de éste, así mismo es importante la hidratación del ácido, y esta es difícil de mantener a alta temperatura.

Podemos concretar que las condiciones de polimerización, la fracción convertida al polímero deseado, el método de separación(fraccionamiento), determinan las especificaciones finales del polímero.

Tomando en cuenta los procesos comerciales, una síntesis del proceso es : Una mezcla propano-propileno es precalentada, y cargado a un

reactor relleno de partículas (carbón, cuarzo ó cerámica), conjuntamente con la corriente de ácido fosfórico (flujos concurrentes), los polímeros con el ácido son enfriados despues que salen del reactor, pasan a un separador (Hidrocarburos y Acido, inmiscibles), el ácido es reciclado, y los hidrocarburos son secados en un lecho de alúmina, luego los hidrocarburos pasan a un sistema de tres fraccionadores, de los cuales se obtienen los diferentes polímeros.

- Definición y Descripción del Proceso -

Tomando como base la Tabla II, que se refiere a los datos obtenidos en planta piloto, nos guiamos por el ensayo de mayor conversión de olefinas a polimeros (relación de circulación de catalizadores prácticamente constante), este es el ensayo 18-C, que dá las siguientes especificaciones :

Temperatura Promedio	360°F
Presión	500 PSI
Conversión de Olefinas	99 %
Aditamientos internos del Reactor.	8-16 Malla
Concentración de Acido (Acidez titulable 99.2%).	103.3 %

Debemos observar, que el catalizador a usar es el ácido fosfórico, concentrado aproximadamente al 100 % , la información fundamental se obtiene de (6).

Para concretar el esquema de la polimerización, decimos que el gas (propileno y propano 58 y 42 % aprox). debe dispersarse en ácido fosfórico líquido, depositado en portadores o aditamentos internos, así seleccionamos el proceso de la Humble Oil an Refinning Co., por que nos parece más realizable, por usar equipo semejante al de absorción gaseosa; Este proceso llega hasta obtenerse una mezcla de polímeros, luego esquematiza el fraccionamiento, para obtener los productos separados, a continuación se explica el proceso completo.

Se tiene almacenada una carga de Propileno-propano (58-42 % , respectivamente), de estos tanques (515 Psia) se bombea la carga a un intercambiador de calor (sensible y latente), se obtiene una corriente de vapor saturado, esta pasa a un sobrecalentador, obteniendose los hidrocarburos recalentados a 183°C (temperatura de la reacción), que entran al reactor conjuntamente con el ácido fosfórico a 183 °C, el reactor consiste en un

modelo tubular, vertical, de operación continua, y tiene como aditamentos internos anillos Raschig de carbón(de cerámica considerado para el cálculo de equipo y costos), este reactor es enchaquetado para poder remover el calor de la reacción (exotérmica), el ácido fosfórico se distribuye en la superficie del relleno, y el gas se dispersa en esa capa continua de ácido F. lograndose el contacto suficiente para la reacción, los flujos de hidrocarburos y ácidos son concurrentes. Del reactor salen hidrocarburos (Polimeros y Propano inerte) y ácido, esta mezcla es enfriada a 55°C, lleva a un separador (decantador) puesto que el ácido es inmiscible con los hidrocarburos, el ácido es separado (515 Psia) reciclado previo calentamiento (a 183°C) y completado con ácido fresco, para cubrir pérdidas en la circulación, este ácido vuelve a entrar al reactor. Del separador los hidrocarburos son expandidos a 215 psia, y pasan por filtros de alúmina, para retener humedad (52°C), de allí pasan a otra volumen de expansión, quedando a 75 psia y 18 °C.

Como se forman dos fases por la expansión, se enfría esta, y se obtiene una mezcla de hidrocarburos en el punto de líquido saturado a 18°C y 75 Psia.

Los hidrocarburos son bombeados al primer fraccionador que funciona a 75 psia, el producto de cabeza es propano a 8.5°C (liq. saturado), el producto de fondo es la mezcla de dímero, trímero y tetrámero, el producto de fondo) es líquido saturado a 75 psia, este es expandido a 14.7 psia, entrando al segundo fraccionador como líquido saturado, en este se obtiene como producto de cabeza, el dipropileno (liq. satur). a 59.5 °C, el producto de fondo es una mezcla de trímero y de tetrámero, es un líquido saturado a 154°C, este entra al tercer y último fraccionador del cuál se obtiene como producto de cabeza (liq. sat.) a 127°C, el tripropileno, y como producto de fondo 210°C). el tetrapropileno, cada uno de estos productos son bombeados a sus respectivos tanques de almacenamiento.

Es característico del proceso, el uso de enfriamiento usando aire (ventiladores), y en calentamiento ó hervido de fluidos Hervidores de las columnas de destilación) se usan calderos con Cowterms",

que son compuestos inertes y resistentes, adecuados para estos fines, como medios de transporte de calor, permitiendo una distribución regular de temperaturas en los intercambiadores (hervidores).

En la fig. 4, se tiene un diagrama explicativo del proceso.

6.- DISEÑO DEL PROCESO.-

En la evaluación ó diseño preliminar, un paso importante es el conocimiento de las propiedades físicas de los compuestos a manejar, tanto reactivos como productos son importantes no solo en los reactores, sino en cada una de las operaciones, en los intercambiadores es necesario conocer viscosidades, densidades, razones de flujo másico, en las columnas de destilación es necesario conocer volatilidades relativas , puntos de saturación de mezclas, los cambios de entalpía son decisivos en los calculos de balance de energía, podemos afirmar que sin conocer las propiedades físicas no se puede seguir adelante , y si los compuestos no son conocidos, ó de fórmula definida (estructural) el camino es la estimación, en el Anexo A, hemos compilado lo más importante y en forma resumida la obtención de dichos

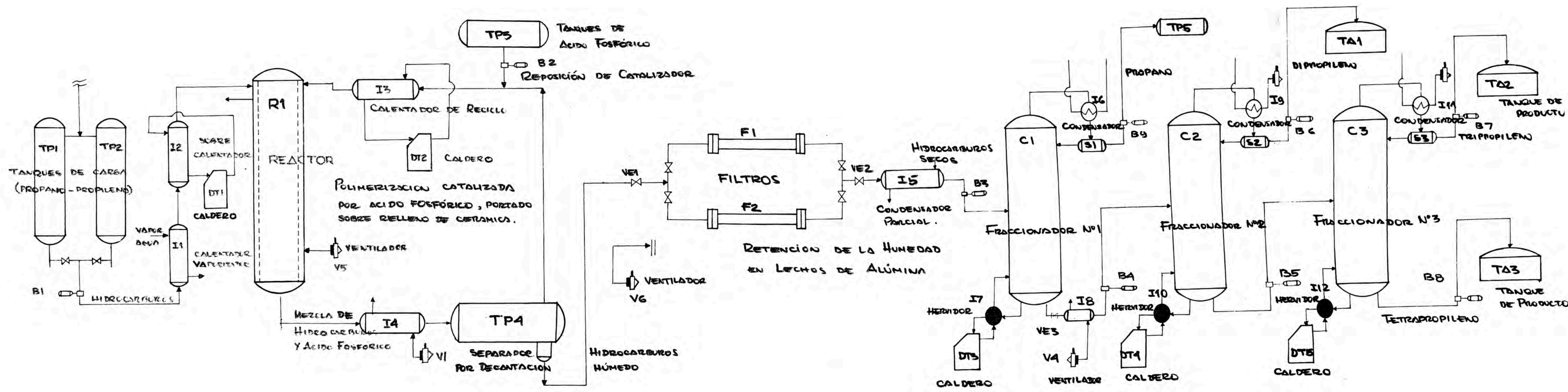


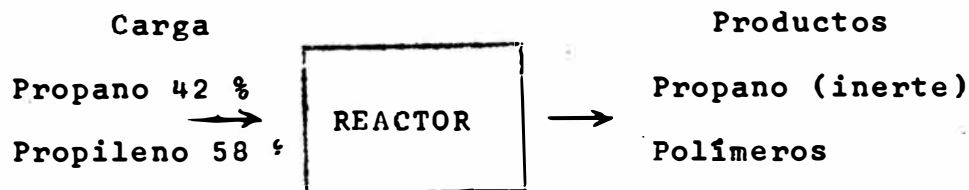
FIGURA 4 - DIAGRAMA DEL PROCESO

valores, en general recomendamos a las personas interesadas en propiedades físicas (estimado) . revisar las publicaciones recientes por que se considera que una correlación tiene una vida promedio de 4 años, por ejemplo las publicaciones del American Institute of Chemical Engineers (9), esta referencia habla sobre el futuro, de las estimaciones de datos, nosotros hemos usado un computador para calcularlos, pero estamos informados que esos trabajos ya se han realizado, por lo que se indica no repetirlos sino conseguir esos resultados, recalcamos que este paso es sumamente importante, diríamos imprescindible.

A.- Balance de Material, Energía y Especificaciones de Presión y Temperatura.

a.- Balance de Material.-

El punto principal para especificar los flujos del proceso es un análisis alrededor del reactor, se consideran porcentajes molares.



Dímero 5 %

Trímero 38 %

Tetrámero 57 %

La distribución de polímeros es global y se basa en la información de (8).

Cantidad requerida del tetrámero: $8922.82 \frac{Tm}{año}$.

$$= \frac{8922.82 Tm}{8760 \text{ horas}} = 1.02 \times 10^6 \text{ gr/hr.}$$

$$= \frac{1.02 \times 10^6}{168 \text{ gr/mol}} \frac{gr}{hr.} = 6.06 \times 10^3 \text{ mol gr/hr.}$$

Esto representa el 57 % de los polímeros, luego se hace una proporción para los otros:

	<u>Flujo molar horario</u>	<u>Base Propileno</u>
Dímero	0.5311×10^3	1.062×10^3
Trímero	4.0500×10^3	12.150×10^3
Tetrámero	6.0600×10^3	<u>24.240×10^3</u>
	Total moles Propileno.	37.452×10^3

Esto representa un 58 % de la carga, por lo tanto :

	Flujo molar horario (mol gr/hr)
Propano	27.20×10^3
Propileno	37.45×10^3
Total carga	64.65×10^3

Debemos tener presente que la conversión de propileno por ser 99 % , lo consideramos como 100 % además la cantidad de cada polímero, se considera que va a ser separado (sección fraccionamiento) sin considerar algún porcentaje por pérdidas, esto quiere decir que los flujos molares de cada polímero se conservan.

A continuación se indican los flujos de materiales, de preferencia flujos molares ó volumétricos en los puntos importantes del proceso, esto quiere decir, la utilidad que ofrezca para el diseño del proceso.

- Bomba de los tanques de Propano-Propileno(B1)

El flujo molar será el mismo de carga a los reactores:

(flujo molar) $F = 64.65 \times 10^3$ mol gr/hr.

(volumen molar) $V = 87.31$ cc / molgr

Flujo volumétrico) $F_v = 5,64500$ lit/hr.=1491.41 Gal/hr.

Entre esta bomba y el reactor están dos intercambiadores de calor: I1 y I2, que tienen en la entrada y salida los mismos flujos de B1.

- Reactor (R₁)

Entrada : F = 64.65 x 10³ mol gr/hr.

(hidrocarburos) = 1491.41 Gal/hr (139°F

= 46.25.50 Lit/ hr.

(Catalizador). F = 3.56 x 10⁴ mol gr/ hr.

F_v=193 0.00 lit/hr (139°F)

SALIDA :

	F (mol gr/hr.)	F _v (lit/hr)
Propano	27.20 x 10 ³	2380.00
Dimero	0.5311 x 10 ³	70.50
Trímero	4.0500 x 10 ³	795.00
Tetrámero	6.0600 x 10 ³	1,380.00
Catalizador	3.5600 x 10 ⁴	1,930.00

- Separador de Hidrocarburos y Catalizador (TP 4)

Entrada : F_v

Hidroc. 4625.50 lit/hr.

Cataliz. 1930.00 lit/hr.

Salida 1 :

Catalizador 1930.00 lit /hr. (Reciclo)

Salida 2:

Hidrocarburos 4625.50 lit/hr. (a los filtros)

Las especificaciones de entrada, son las mismas del flujo en el Intercambiador I4.

- Bomba de Reciclo de Catalizador (B2)

$F_v = 1930.00$ lit/hr. (Acido fosfórico).

Además del flujo directo de reciclo, se ha considerado la reposición de pérdidas, esta reposición viene del tanque de ácido fosfórico (TP3).

Este flujo es el mismo que atravieza el intercambiador I3, en donde el reciclo pasa de 55°C a 183°C , que es la entrada de ácido al reactor.

- Filtros (F1 y F2)

La razón de flujo de la salida 2 del separador, se mantiene constante en masa, pero varía poco en el volumétrico debido al cambio de presión, los cambios de densidad en los líquidos (Hidrocarburos como mezcla a líquido saturado) con la presión son moderados.

$F_v = 4625.5$ Lit /hr.

Este flujo es el mismo para la bomba de Hidrocarburos a la sección de fraccionamiento (B3)

- Columna de destilación, separar Propano de Polímeros (C1)

Entrada:

$F = 37.8411 \times 10^3$ mol gr/hr.

$F_v = 4625.50$ lit/hr . (= 18°C).

Salida 1 : Propano líquido saturado (8.5 °C)
(Cabeza) F= 27.20 x 10³ mol gr/hr.
Fv=2380.0 lit /hr.

Este flujo es el mismo de la bomba de productos (B9).

Salida 2: Polímeros, mezcla como líquido saturado (211°C).
(Fondos): F= 10.6411 x 10³ mol gr/hr.
Fv=2125.0 lit/hr (138°C)

Este flujo es el mismo de la bomba de carga a la columna 2 (B4).

- Columna N°2, Separar el Dímero de Polímeros(C2)

Entrada:

(liq.satur) F= 10.6411 x 10³ mol gr/hr.
Fv= 2125.00 lit/hr,

Salida: Dipropileno saturado, 59.5°C.
(cabeza)

F= 0.5311 x 10³ mol gr/hr.
Fv= 70.30 lit/hr.

Este flujo es el mismo de la bomba del tanque de almacén. TA 1 (B6)

Salida 2: Mezcla del Trímero y Tetrámero
(fondos) F= 10.1100 x 10³ mol gr/hr
Fv= 2075.00 lit/hr. (.154°C)

Este flujo es el mismo de la Bomba de carga a la columna N°3 (B5).

- Columna N°2, Separar el Tripropileno del Tetra-
propileno.

Entrada: $F = 10.1100 \times 10^3$ mol gr/ hr.

(liq. sat). $F_v = 20.7500$ lit /hr. (154°C)

Salida 1: $F = 4.050 \times 10^3$ mol gr/hr.

(cabeza) $F_v = 797.00$ lit/hr. (127°C)

Este flujo es el mismo de la bomba de carga al
tanque de almacén N°2 (B7).

Salida 2: $F = 6.06 \times 10^3$ mol gr/hr,

(fondos). $F_v = 1485.00$ lit/ hr. (210°C)

Este flujo es el mismo de la bomba de carga
al tanque almacen N°3 (B8)

b.- Balance de Energía y Algunas Consideraciones
Termodinámicas.

- Propiedades Físicas.

Los datos físicos tales como: volumen molar,
viscosidades, capacidades caloríficas, calores la-
tentes de cambio de estado, presiones de vapor etc.
son de importancia vital para los cálculos en di-
seño de procesos, si son materiales conocidos,
por lo general se pueden leer dichas propiedades en
alguna publicación, pero en casos de materiales de

especificaciones. promedio, debe ser estimadas, en un anexo, aparecen esquemas de estimación, y resultados de las propiedades físicas que se requieren para los cálculos, debemos mencionar que el tratamiento de las mezclas vapor-liquido, se toma como base la idealidad de mezclas, debido a la falta de modelos que permitan estudiar con mayor exactitud los sistemas de multicomponentes.

- Cambios de Entalpía.-

Para nuestros cálculos los cambios de energía en forma de calor, son los más importantes, por lo que indicamos los lineamientos seguidos, debemos mencionar que el número de cálculos realizados alrededor de esto es muy alto, por lo que recomendamos que en caso de selecciones económicas, donde se hacen cálculos repetitivos, usar computadoras digitales.

+ Por cambios de Presión.

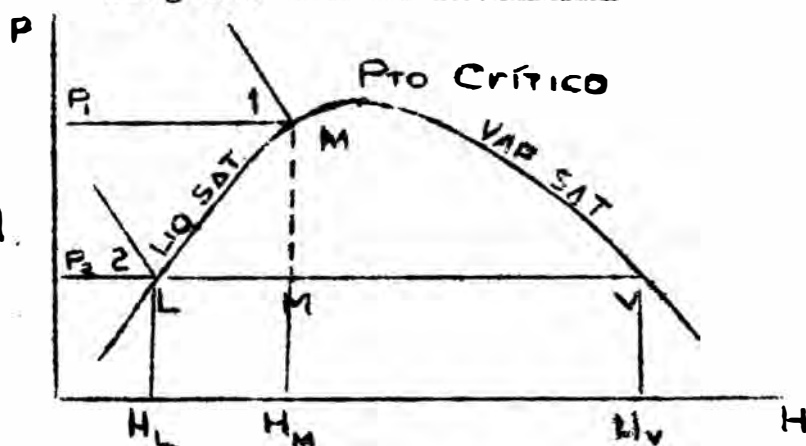
En tres oportunidades se han realizado expansiones isentálpicas:

- 1.- A la entrada de los filtros de 500 a 200 psia.

- 2.- A la salida de los filtros de 215 a 75 psia.
- 3.- A la salida de la columna de destilación N°2 (fondos) de 75 psia a 14.7 psia.

En un diagrama P-H se visualiza :

FIG 5
DIAGRAMA P-H.



En el punto 1 (P_1, T_1) tenemos M libras de líquido saturado, y realizamos una expansión a P_2 ($P_2 < P_1$), si la expansión es isentálpica, se tendrá una mezcla liq-sat.- vap. sat. (L y V), si nosotros queremos tener a M , a P_2 , como líquido saturado, debemos enfriar V, es decir condensa la fracción V, luego estando V y L líquidos, tendremos a M en el punto 2, el cambio de energía será:

$$\Delta H = M (H_m - H_1) \quad H : \text{BTU/ lb}$$

$$\Delta H = V (H_v - H_1) \quad M : \text{libras.}$$

+ Cambios de Temperatura.

Los cambios de temperatura, se producen cuando se transfiere calor sensible, por ejemplo en los enfriadores, calentadores, en los que se cambian la temperatura por requerimiento del proceso.

$$\text{Calor sensible} = Q_s = F C_p (T_e - T_s)$$

F= Flujo molar, mol/ hr.

C_p= Capacidad calorífica molar, cal/mol °C

T= (T entrada o salida), temperatura en °C.

+ Cambios de Estado.-

Las vaporizaciones y condensaciones están a la orden del día, especialmente en la sección de fraccionamiento, en este caso los cambios son a temperatura y presión constante, y solo se transfiere calor latente.

$$\text{Calor latente} = Q_l = F \lambda_T \quad (\text{cal/ hr})$$

F: Flujo molar mol / hr.

λ_T ; Calor latente cal/mol

Vaporiz ó Cond.

a la temperatura T.

En forma similar son los cambios de calor en la reacción química de polimerización, la cuál implica una salida de calor (reacción exotérmica).

Los datos requeridos, han sido calculados o leídos de alguna publicación y aparecen ordenados en el Anexo A, (Estimación de Propiedades Físicas).

+ Determinación de puntos de Saturación de mezclas ideales.-

Se define el punto de saturación (líquido saturado o vapor saturado) , cuando un líquido empieza a vaporizarse sin que varíe la temperatura o cuando empieza a condensarse isotermicamente.

En una mezcla de n componentes, idealmente se tiene:

$$Y_i = m_i x_i$$

$$m_i = P_i / P_t$$

x_i = Fracción molar del comp. i en el líquido

y_i = Fracción molar del comp. i en el vapor

P_i = Presión de vapor del comp. puro a T.

P_t = Presión total de la mezcla

T = Temperatura de la mezcla.

Debe cumplirse para que haya equilibrio (vapor y líquido saturado).

$$\sum_{i=1}^{i=y} X_i = 1$$

$$\sum_{i=1}^{i=n} Y_i = 1$$

Dado un líquido de n componentes, donde se conocen x_1 , x_2 y x_3, se verifica el punto de saturación por :

$$\sum m_i x_i = 1$$
$$\sum_{i=1}^n (x_i P_i / P_t) = 1$$

Dado un vapor de n componentes, donde se conocen y_1 , y_2 y_3 , se verifica el punto de saturación por:

$$\sum y_i / m_i = 1$$
$$\sum_{i=1}^n (y_i P_t / P_i) = 1$$

P_i depende de la temperatura.

Quiere decir que dada la P_t , se debe encontrar la temperatura de saturación, ó en caso contrario dada una temperatura para la mezcla, encontrar la P_t de saturación, ambos casos se resuelven por tanteos, la estrategia seguida decide la eficiencia de los cálculos.

En la Fig. 6, aparece el diagrama del proceso, indicando presiones y temperaturas, además otros detalles importantes.

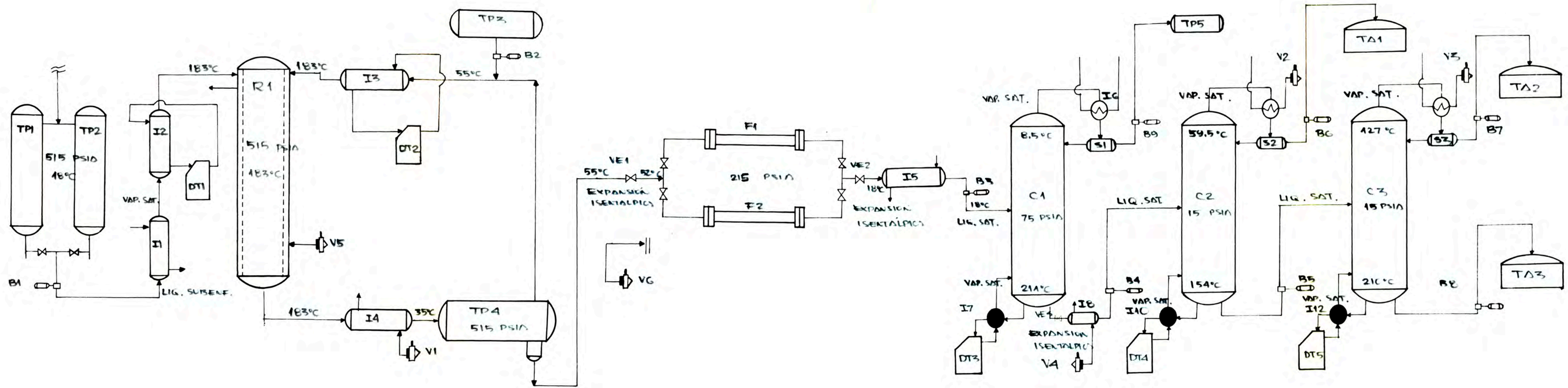


FIGURA 6 - DIAGRAMA DEL PROCESO (P y T).

B. DISEÑO DEL EQUIPO DEL PROCESO.-

Vamos a explicar la forma de calcular la Geometría del equipo, partiendo de las condiciones de operación, estas condiciones se indican en cada caso.

El procedimiento a seguir, es exponer los métodos de mayor exactitud, explicar que suposiciones o simplificaciones se realizan, que recomendaciones hay acerca de la exactitud, que otras formas podrían usarse, por qué seleccionamos una determinada correlación, cuales son los objetivos más importantes en el cálculo de equipo, así mismo las referencias, de tablas, graficos, ó recomendaciones. usadas. Para obtener una mejor expresión en cada caso, realizamos un balance adicional de masa o energía, cuando es necesario, finalmente agregamos que no podemos extendernos demasiado, en la explicación de cada método de diseño, por que ocuparía demasiado espacio, esto se subsana con la indicación de referencias.

El equipo considerado puede ordenarse como:

- Equipo de Trasmisión de Calor(intercom.de calor).

- Equipo de Transferencia de Masa (Torres de dest. Filtros).
- Equipo de Impulso (bombas, ventiladores).
- Equipo de Reacción.
- Equipo Adicional (separadores, tanques, instrumentos etc.).

Esto es una clasificación, que sirve como base para el orden de los cálculos.

a.- Equipo de Trasmisión de Calor.-

Intercambiadores de Calor.

- Consideraciones Previas:

En la Industria Petroquímica, un equipo de frecuente uso son los intercambiadores de calor, que de acuerdo al servicio que realizan se les da diferentes nombres: enfriadores, calentadores, hervidores, condensadores, desobrecalentadores, desobreenfriadores etc. Por lo general el equipo es de haces de tubos y carcasa(modelo especial para los hervidores), con frecuencia se emplean los intercambiadores 1-2- en serie, obteniendose baterias 2-4, 3-6-, 4-8- etc; según el rendimiento o aprovechamiento que se desee, esto debe balancearse con la caída de presión que se presenta en los flujos, por la vuelta que debe dar el fluido. Un diseño completo requiere,

de observar reglas, que por lo general son numerosas, e implican cálculos repetitivos, esto se justifica en un diseño final, para especificar los intercambiadores al fabricante. El principal problema es estimar o calcular los coeficientes de transferencia de calor individuales, tomando una superficie de referencia, esto se relacionan con la Geometría del sistema, perfiles de temperatura, conductividad térmicas, razones de flujo superficiales, capacidades caloríficas etc.

Para el diseño de un intercambiador, se requieren cálculos completos repetitivos, que para los fines de estimación de costos no se justifica, por tal motivo, expondremos un procedimiento cuando se trabaja con intercambiadores para la industria del Pétroleo y Petroquímica (método de gran exactitud), luego indicamos que simplificaciones introducimos en cada caso.

- Procedimiento para el Diseño de un Intercambiador.
- + Características de los fluidos y flujos.

Definir que fluidos va a circular por el interior de los tubos, que fluídos por el casco, tener presente que el fluido de mayor presión, es más corrosivo, y de mayor ensuciamiento va por el interior de

los tubos (10;) como se necesita remover calor de un fluido, se conoce su razón de flujo, y lo que falta es fijar la razón de flujo del otro fluido que va a ceder ó recibir calor, conociendo el servicio de calor se hace un balance, otorgando diferencias de temperaturas adecuadas, se usa la capacidad calorífica y se halla esta razón de flujo:

$$\text{Raz. de flujo} = \frac{Q}{C_p (t_1 - t_2)}$$

Cuando el medio varía por calor sensible.

$$\text{Raz. de flujo} = \frac{Q}{(\text{Calor latente}) t_m}$$

Cuando hay cambio de calor latente.

La razón de calor, es conocida por el requerimiento del fluido a ser tratado (llamemoslo solamente, " fluido" al otro lo denominamos " medio"), si conocemos la variación de temperaturas por el fluido, se tendrá:

$$Q = (\text{Razón de flujo}) C_p (T_1 - T_2) ; \text{cambio de calor sensible}$$

$$Q = (\text{Razón de f.}) (\text{calor latente}) / T_m ; \text{Cambio de calor latente.}$$

La razón de flujo, debe ser el punto de partida, así mismo los cambios de temperatura.

Vamos a considerar los siguientes símbolos y unidades:

Q= Razón de Calor (BTU/hr)

W= Razón de flujo másico. (Lb/seg. ó lb/hr.)

Ws= Razón de flujo másico superficial lb/seg.pie²

D= Diámetro de tubos

Dc= Diámetro de cascos

A= Area de transferencia de calor referida a la superficie exterior de tubos. (pie²).

h= Coeficiente individual de transmisión de calor en (BTU/ hr. °F pie²).

fw= Resistencia de pared

f= Resistencia debido a ensuciamiento(factor de ensuciamiento).

Sub índices: 0 Exterior

 i Interior

otros:

LMTD: Media logarítmica de diferencias de temperaturas en un intercambiador 1-1 (°F)

AMTD= Media aritmética de dif. de Temp. (°F)

Visc. Viscosidad en centipoises.

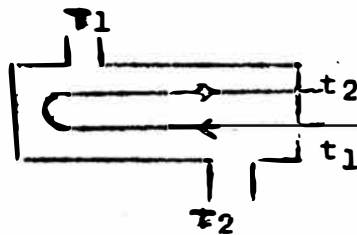
+ Establecidas las condiciones, de flujos y temperaturas se calcula la LMTD, considerando un

Intercambiador 1-1, en contracorriente, usando la figura de (11).

Si se desea un rendimiento especial, se calculan en R y S :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{t_2 - t_1}$$

Para el modelo (intercambiador 1-2):



Con R y S (también se le llama P), en la figura de (12), se escoge un intercambiador que equivale a uno ó varios 1-2, obteniéndose el factor de corrección para el LMTD.

La selección referida no es tan simple, por que si bien se aprovecha mejor el efecto del medio, muchos tubos aumentan la caída de presión (se necesita más impulso).

+ Cálculo de los coeficientes individuales y el coeficiente de transmisión total de calor.

La expresión para diseño de un intercambiador es:

$$Q = A_o \text{ LMTD } U_o = A_i \text{ LMTD } U_i \text{ (sistema estable)}$$

U = Coeficiente de transmisión total de calor:
(BTU/hr°F pie²).

A = Area de referencia.

Tomando como base el área externa de tubos;

$$U_o = 1 / (1/h_o + D_o / (D_i h_i) + f_w + f_o + f_i)$$

Cuando la pared es delgada se puede considerar:

$$D_o / D_i = 1, \text{ haciendo } F_t = f_o + f_i$$

(resistencia total por ensuc.)

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} + f_t}$$

Esta expresión, una forma práctica de considerar a U, lógico que da bastante flexibilidad a cambio de un poco de exactitud. Kern ofrece una buena colección de f (13), que se escoge de acuerdo a la característica de los fluidos en operación.

° Estimación de h_o (sin cambio de fase).

En la figura de (14) apreciamos coeficientes de transmisión de calor por el exterior de tubos para hidrocarburos, se debe conocer la viscosidad del fluido a la temperatura media, y la

razón de flujo superficial, también se aprecia un rango común de operación(para gases se usa la capacidad calorífica), este es importante porque permite un pronóstico aceptable para h_o , indicando un W_{s0} , más adelante discutiremos esta decisión.

° Estimación de h_i (sin cambio de fase).

En la figura de (15) apreciamos coeficientes para interior de tubos, usamos el mismo criterio que para h_o .

Hasta aquí se hace sencillo el cálculo de un intercambiador, pero debemos observar que se usan razones de flujo máscas superficiales y nosotros solo conocemos razones máscas, debemos conocer el área de referencia para poder calcular W_{os} y así h_o (por decir algo), esto nos plantea una iteracción (tanteos, permite un calculo relativamente rapido). Cuando se trata de tantear h_i , es sencillo porque solo pasa por interior de tubos, pero para h_o , la cosa se complica por que el flujo por exterior de tubos tiene una serie de obstáculos como por ejemplo los haces de tubos. los soportes alternados de los tubos, que obligan

al flujo a rep tar, teniendo una velocidad horizontal y una vertical, y dependiendo de la Geometría del sistema: separación entre soportes, abertura de ventana, área ocupada por los tubos respecto al círculo máximo, el arreglo de los tubos(cuadrado ó triangular), diámetro de casco, diámetro de tubos, número de pasos, una referencia para éste análisis en (16). Finalmente hay que mencionar que la caída de presión a través de un intercambiador puede ser muy importante, puesto que en una instalación los fluidos deben ser impulsados lo suficientemente para mantener una razón de flujo constante, así mismo la velocidad de flujo recomendamos una referencia para métodos actualizados de intercambiadores de calor para hidrocarburos, se indica en (17).

° Estimación de h para condensación.-

Las fórmulas tradicionales para cálculo de h de condensación se basan en la razón de flujo, conductividad térmica, etc. Estas propiedades son difíciles de estimar, por lo que se recurre a fórmulas prácticas, que con gran aproximación dan h para compuestos orgánicos, (18).:

$$h = c \frac{(L)}{W} 0.33$$

L= Longitud de tubos

W= Razón de condensación por tubo

C= Cte. (640-775, para compuestos como hidrocarburos).

Aquí se tiene que tantear con el número de tubos, pero se encuentra en la tabla de (19), una serie de valores para h, de hidrocarburos, (destilados de caudos, gasolina, Kerosene, destilados de cera) sin emplear vapor de agua, sino otra forma de enfriamiento: (110-250) BTU/hr °F pie².

° Estimación de h para hervidores.

En la tabla de (20), se dan valores para los coeficientes de hervido, para hidrocarburos ligeros(respecto a la viscosidad) y enfriadores por propano(condensándose 300 BTU/hr. °F pie²

Tambien en esa tabla se indican valores para otros productos , pero el valor más representativo es el indicado.

+ Estimación de los Coeficientes de transmisión total de Calor.

Si logramos conocer los valores de h_o, h_i y f_r, tendremos un buen valor de U₁ pero tambien

se encuentra información sobre coeficientes globales, incluyendo factores de suciedad, en (21) se ofrecen valores para enfriadores y calentadores, realmente se dan rangos, que inclusive los valores más altos se pueden usar para condensadores y hervidores (vaporización) respectivamente, se clasifican principalmente para productos orgánicos (tomando en cuenta el rango de viscosidad) también se dan valores para intercambiadores, que no tienen servicio con cambio de fase. Abundante información se encuentra sobre coeficientes diversos (operaciones y compuestos diferentes) en (22) y (23), especialmente en esta última que dan diversos coeficientes en hidrocarburos (Ind. de Pétroleo).

Selección de Medios de Calentamiento o Enfriamiento.-

Aquí el asunto se pone un poco complicado, por la relativa abundancia de medios , recomendamos la información de Carberry (24), donde indica propiedades de diversos medios, para bajas, medias y altas temperaturas. En refinerías de Pétroleo (también en Petroquímica), se acostumbra a usar crudos (Oils Petroleum) que son

mezclas complejas de hidrocarburos, que conociendo sus propiedades pueden ser usados como medios, algunas propiedades se pueden encontrar en (25), Contenido de Entalpía de Hidrocarburos (26) viscosidades respecto a la temperatura, (27) para escoger crudos en base al punto de ebullición.

Coeficientes de Trasmisión de Calor, razón de Flujo Superficial y Area de los Tubos.-

El aumento de la razón de flujo superficial mejora los valores de h , la reducción del diámetro dá efecto semejantes, por eso, debemos tener en cuenta los tamaños de tubos ; para razones de flujo másico bajo, se necesita tubos cortos y de poco diámetro para aumentar W_s y por tanto h , claro que esto puede ser superado por la ubicación de los intercambiadores, las ubicaciones áreas requiere de interc. de tubos cortos, así mismo influye el arreglo del haz de tubos.

Bien, hemos dispuesto un cúmulo de información sobre la estimación de los intercambiadores, pero el campo es muy extenso, y el diseñador no puede estar haciéndose muchos problemas,

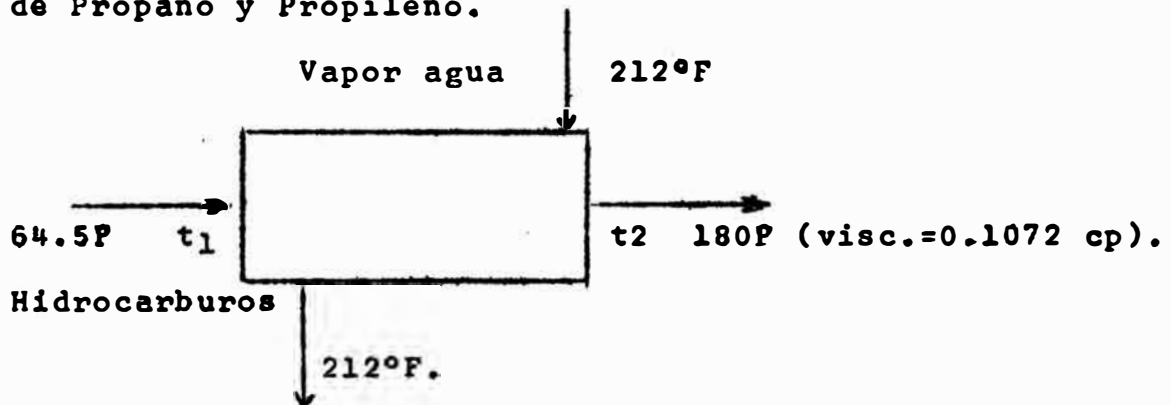
debe saber tomar decisiones prácticas, con la que anteriormente expuesta nosotros sostenemos que se pueden obtener valores adecuados para coeficientes de transmisión de calor y por tanto, el diseño preliminar de intercambiadores. Recomendamos para selecciones en detalle, el uso de computadores digitales, los métodos gráficos son buenos, pero también resultan tediosos los cálculos repetitivos con gráficos. A continuación iremos mostrando en resumen, el cálculo de los intercambiadores del proceso, agregaremos algunos detalles peculiares a la operación como es el uso de calderas de Dowterm y HTS, que son fluídos que trabajan como vapor condensándose, dando su calor latente a los hervidores de las torres de destilación.

Muestras de Cálculo de Intercambiadores de Calor (Método Rapido- Tipo Diseño Preliminar)
+ Caso de un Calentador.-

Para clasificar los intercambiadores, se acostumbra a dar diferentes nombres, desde el punto de vista del fluído que se está tratando, sin embargo un calentador con vapor de agua,

puede tomarse como un condensador, por que el vapor se condensa, luego lo más importante es especificar los requerimientos del proceso.

Para este caso usamos el I1, se usa para calentar y dejar como vapor saturado la carga de Propano y Propileno.



$$At_1 = 147.5$$

$$At_2 = 32.0$$

$$LMTD = 73 \text{ } ^\circ\text{F} (28)$$

Tomaremos en cuenta todas las resistencias en serie.

Película de Hidrocarburos (Interior de tubos).

En (29) , se tiene gráficos de h_i contra familias de líneas por viscosidades, en el rango promedio de operación obtenemos:

$$h_i = 400 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Película de Agua (Vapor-Líquido).

En (30), tenemos coeficientes en vapor condensante para diversos niveles de temperatura:

$$h_o = 1700 \text{ BTU/ hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F (Cond. Promedio).}$$

Consideramos una resistencia por suciedad de :

$$R_s = 0.003 \quad (31)$$

$$U_o = 1 / (1/400 + 1/1700 + 0.003) = 162$$

(Coeficiente Global referido al área externa).

Luego el área será:

$$A = \frac{Q}{\text{LMTD } U_o}$$

$$Q = 1.89 \times 10^6 \text{ BTU/hr. (Calor a ser cambiado)}$$

$$A = 1.89 \times 10^6 \text{ BTU/hr} / 162 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F pie}^2 \times 73^\circ\text{F}$$

$$A = 158.0 \text{ pies}^2.$$

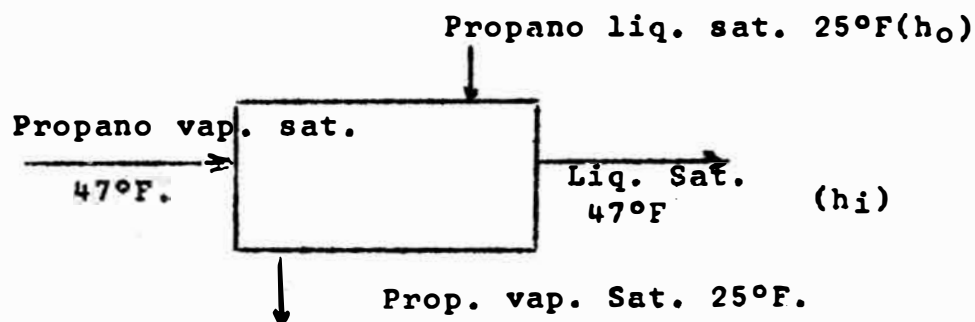
Debe considerarse un intercambiador, de esa área, si usamos intercambiadores normales, se tendrán tubos de 3/4" ? longitud 16', espaciamiento cuadrangular 1" - 1 1/16". Para evitar problemas de caída de presión se puede usar un intercambiador 1-1, que es más barato, pero se sacrifica un poco de eficiencia de la transferencia de calor.

Este intercambiador, debe soportar una presión en los tubos de 500 psi, en el casco se puede considerar unas 50 psi.

Un enfriador podría tener igual procedimiento de cálculo, por ejemplo, si enfriamos con propano saturado, este pasa de líquido a vapor, y tendría un $h_o = 300$ (aproximado), y para el fluido que se enfría se procede igual que el caso anterior. .

+ Caso de un Condensador.-

Usamos el I6, para condensar el vapor de cabeza de la columna N°1, que es prácticamente propano saturado.



Usamos como medio, propano saturado a menor presión (menor Temperatura).

$$At_1 = At_2 = LMTD = 22^\circ F.$$

$$Q = 1 \times 10^6 \text{ BTU/hr.}$$

Para el caso de hervir propano se tiene (32):

$$h_o = 300 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Para el caso de condensar: el propano,(33):
El peor de los casos (110-250),

$$h_i = 110 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$R_s = 0.002$$

$$U_o = 1 / (1/200 + 1/110 + 0.002) = 69.5$$

$$A = 1 \times 10^6 / 69.5 \times 22 = 665.0 \text{ pies}^2$$

Para este intercambiador, de 665 pie², consideramos tambien, las especificaciones normales.

+ Caso de un Hervidor.

Tomamos como referencia el I7, este sirve para hervir el retorno líquido de la columna N°1, para tener la corriente de vapor.

" Dowterm" Vap.Sat. 500F(h_o)

Hidrocarburos Visc.=0.1735 Cp

450°F Líq. sat.

450°F Vap. sat.(h_i)

Líqu. Sat. 500°F.

Como medio se usan los líquidos "Dowterm", necesitando una caldera especial, para regenerar

el vapor, el " Dowterm" opera en circuito cerrado.

$$At_1 = At_2 = LMTD = 50^\circ F.$$

Para hervir hidrocarburos (ligeros) (32):

$$h_i = 300 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ F.$$

Para el Dowterm" de (34)

$$h_o = 340 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ F.$$

$$R_s = 0.003$$

$$U_o = 1 / (1/300 + 1/340 + 0.003) = 104$$

Servicio de Calor:

$$Q = 2.04 \times 10^6 \text{ BTU/hr.}$$

$$A = 2.04 \times 10^6 / 50 \times 104 = 394 \text{ pies}^2$$

Para este caso se usa equipo, diferente al de los otros intercambiadores, se emplean los hervidores tipo recipiente (Kettle Reboiler), que son de mayor costo pero cumplen con los requisitos de la operación, este modelo cambia en la forma del casco, pero el banco de tubos es similar al común, usándose los arreglos y especificaciones de los intercambiadores normales.

A continuación se dan los resultados para todos los cálculos de intercambiadores, tener presente que la clasificación de símbolos, es la que aparece en la fig.6/.

- Lista de Resultados para Intercambiadores de Calor(I)

Los datos importantes para el cálculo de costos son presión de operación (P), temperatura media (T) y el área de transferencia (A).

<u>Intercambiador</u>	<u>P(psia)</u>	<u>T(°F)</u>	<u>A(Pies²)</u>
I1	515	100.0	158.0
I2	515	335.0	123.0
I I3	515	322.0	57.2
I4	515	239.0	1980.0
I5	73.5	40.3	254.0
I6	73.5	35.0	665.0
I7	73.5	475.0	394.0
I8	14.7	151.5	32.0
I9	14.7	76.0	25.0
I10	14.7	308.0	25.0
I11	14.7	262.5	25.0
I12	14.7	398.0	234.0

Calderas de Medios " Dowterm ".

Como se habia mencionado anteriormente, se consigue buenos resultados, en los hervidores de hidrocarburos, usando los medios de calentamiento " Dowterms", que son compuestos apropiados por su inercia, punto alto de ebullición y variada gama, para tener aplicaci3n en diferentes niveles de temperatura. El medio constantemente se vaporiza (Vap. Sat.) y se condensa (Liq- Sat) cediendo calor para el hervido de hidrocarburos, esto requiere de un caldero especial, que se le denomina unidades Dowterm, puesto que interesa conocer el costo, de estas unidades, debemos determinar su caracteristicas de evaluaci3n, esto es el servicio de calor horario, por lo que tomando datos de los cálculos de intercambiadores, mostramos la lista de Unidades Dowterm y requerimientos.

LISTA DE RESULTADOS PARA UNIDADES DOWTERM (DT)

<u>UNIDAD DOWTERM</u>	<u>INTERCAMBIADOR SERVIDO</u>	<u>SERVICIO DE CALOR</u> (MILLONES BTU/hr).
DT1	I2	1.11
DT2	I3	0.67
DT3	I7	0.24
DT4	I10	0.04
DT5	I12	0.41

b.- EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE MASA

COLUMNAS DE DESTILACION.-

Tenemos casos de destilación de multicomponentes y una de caso binario, la destilación del caso binario, es en la torre de destilación N°3, allí aplicamos el método de McCabe Thiele (Diagrama x-y), este método es bien conocido y se encuentra explicado en los textos de Ingeniería Química. debemos comprender que explicaciones en detalle de todos los métodos de diseño, afectaría la estructura del trabajo, por estar basado en cálculos de equipo variado. Para el diseño de torres, de multicomponentes, usamos un " Metodo rápido", estos métodos no ofrecen muchos resultados, pero dan las especificaciones básicas, (por ejemplo no dan la ubicación de la carga a la torre), el diseño plato a plato, es muy extenso , y por lo general se hace con computadores digitales, sin embargo depende del método, para obtener más o menos exactitud.

- Método seguido para calcular torres de destilación de Multicomponentes.
- + Definición de las razones de flujo, composiciones de carga y productos, temperaturas y presión.

Todos estos factores se encuentran definidos (ver diagrama del proceso, fig (6)).

+ Número de Etapas ideales.-

Usamos la correlación de Erbar y Maddox (35), que relaciona:

$$S_m/S$$

$$(L_0/V_1)_m \quad \text{a } R_m$$

$$(L_0/V_1) \quad \text{a } R$$

siendo $R = L_0/D$.

S = Número de Etapas. Sub-índice m : mínimo reflujo

L_0 = Reflujo líquido

V_1 = Vapor de cabeza

R = Relación de reflujo.

Se acepta como Valores para diseño:

$$R = 1.5 R_m.$$

Debemos por tanto calcular R_m y S_m .

+ Cálculo del Reflujo mínimo.

Es conveniente conocer a los componentes para poder hacer los cálculos, el más volátil se llama el clave ligero y el menos volátil clave pesado, la selección de estos claves puede resultar más complicada, se define la volatilidad relativa de un componente J (cualquiera) respecto al clave pesado (hk).

$$j = m_j/m_{hk}$$

Shiras propone que a reflujo mínimo debe tenerse:

$$A = \frac{x_{jd}D}{z_{jf}F} = \frac{\alpha_{j-1} x_{1kd}D}{\alpha_{1k-1} z_{1kf}F} + \frac{\alpha_{1k} - \alpha_j}{\alpha_{1k-1}} \frac{x_{hkd}D}{z_{hkf}F}$$

x, z , son fracciones molares, D (Destilado y F (carga), para A menor que - 0.01 o mayor que 1.01, el componente j, no estará probablemente distribuido. Para A entre 0.01 y 0.99, el componente J estará de todas maneras distribuidos, estos respecto a la posición de los claves escogidos, nos dirá si ha sido buena la selección.

Usamos el Método Underwood, trabaja con la volatilidad relativa promedio y relación de flujo vapor a flujo líquido constante se trabaja con dos expresiones :

$$\sum \frac{\alpha_j z_j fF}{\alpha_j - t} = F (1-q) \quad (I)$$

$$\sum \frac{\alpha_j x_{jd} D}{\alpha_j - t} = D (R_m + 1) \quad (II)$$

q= indica la fracción líquida en la carga

t= es un parámetro intermedio

Se deben resolver esas ecuaciones para t (tanteos), para poder obtener, debemos pensar que si este es un método rapido estos calculos son muy tediosos.

Los valores de la volatilidad, se toman a las temperaturas promedio entre: la de rocío de destilado (D) y la de burbuja de los fondos (B).

Ver Referencias de estos métodos en (36).

+ Número mínimo de Etapas.

Para este caso usamos el método de

Fenske:

$$\left(\frac{d}{b} \right)_{lk} = \alpha_{lk}^{S_m} \left(\frac{d}{b} \right)_{hk}$$

d son los moles de un componente en el destilado D

b son los moles de un componente en el fondo B.

Observar que d y b . depende de las especificaciones de los productos (todos referidos a 1 mol de carga).

+ Número de etapas reales.-

Se aplican los valores anteriores y se obtiene el número de etapas ideales, usando la eficiencia global de platos (37):

$$N_{\text{platos}} = \frac{S}{e} \times 100$$

Siendo e la eficiencia de plato en porcentaje, esta se calcula con las viscosidades promedio (respecto a la composición molar de la alimentación) y a la temperatura media de la columna.

+ Diámetro de la Columna.-

Se trabaja con la mayor razón de flujo volumétrica de vapor, esta se compara con la velocidad permisible (u) y se obtiene el area de la sección transversal de la torre, luego es posible conocer el Diametro.

A transversal = Flujo volum. vapor/ U

U : Velocidad Permisible.

$$U = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Ecuación de Saunders y Brown).

El factor K , depende del espaciamiento entre platos, y también de las característica de la dinámica del sistema, esta expresión se basa en la Ley de Stokes, para suspender una partícula en un medio, otras personas han sugerido, que el exponente no debe ser $1/2$ sino $2/3$, pero los resultados han tenido aceptación con $1/2$, ver (38), el factor K depende de las unidades en que se tenga U .

ρ_l y ρ_v son las densidades del líquido y del vapor respectivamente, a las condiciones promedio de la torre.

- Muestra de Cálculo de una Columna de Destilación (Método Rapido).

Tomamos como referencia la torre nº2, para separar el Dimero del resto de Polimeros.

Se debe tomar en cuenta que los datos son leídos en el Anexo A (Propiedades Físicas).

+ Cálculo del Reflujo.-

Componente	Compos. en la carga (Z)	Presión Vapor (Atm)381°C	$P/P_t^{sat} = m/m_p$	
C ₆ (L)	0.05	3.507	3.507	100.0
C ₉	0.38	0.537	0.537	15.3
C ₁₂ (P)	0.57	0.035	0.035	1.0

$P_T = 1$ Atmósfera

381°K es la temperatura promedio del fondo y cabeza, para productos en punto de saturación.

El simbolo L, indica clave ligero, P indica clave pesado, la identificación de las

claves se hace difícil, según el número de componentes, mediante una verificación de la no distribución, de los componentes fuera de los límites claves, esto se basa en la ecuación de Shiras, y parte de los factores de recuperación de las claves.

Como en este caso, tomamos los extremos automáticamente, no hay componentes fuera del límite, por lo que consideramos que no hay distribución y sin más trámites, se acepta la vigencia de los claves indicados,

Observar que la ecuación de Shiras trabaja con las propiedades del componente en verificación y de los claves.

Pasamos entonces a usar E/ Método Underwood, para el reflujo mínimo:

$$\sum \frac{z_j f_j}{(j-t)} = 0 = F (1-1)$$

$$q = 1 \text{ (Carga como liq.sat.)}$$

$$(A) \frac{100 (0.05)}{(100-t)} + \frac{15.3 (0.38)}{(15.3-t)} + \frac{1 (0.57)}{(1-t)} = 0$$

Se deben encontrar dos valores para t, por tanteos:

t₁ entre 1 y 15.3

t₂ entre 15.3 y 100

Se dan diversos valores a t, hasta cumplir con A, así se obtuvo:

$$t_1 = 2.25$$

$$t_2 = 73.00$$

Luego se establece la siguiente tabla:

(Balance de material, por Mol. de carga).

	X _{jd}	
C ₆	0.0500	(Recup. casi de 100 %)
C ₉	* 0.0925	* (se determina como parte de la solución).
C ₁₂	0.0057	
D	0.1482	Moles

Se aplica ahora:

$$\sum \frac{\alpha_j X_{jd} D}{(\alpha_j - 2.25)} = D (R_m + 1)$$

$$\frac{100 (5 \times 10^{-2})}{100 - 2.25} + \frac{15.3 (x_{jd})}{15.3 - 2.25} + \frac{1(5.7 \times 10^{-3})}{1 - 2.25} = D(R_m + 1) \quad (A)$$

$$\frac{100 (5 \times 10^{-2})}{100 - 73.0} + \frac{15.3 (x_{jd})}{15.3 - 73.0} + \frac{1(5.7 \times 10^{-3})}{1 - 73.0} = D(R_m + 1) \quad (B)$$

Resolviendo A y B :

$$x_{jD} = 0.0925$$

Luego completamos el balance, en la tabla anterior, obteniendo $D = 0.1482$, si reemplazamos

$x_{jD} = 0.0925$ en (A)

$$D (R_m + 1) = 0.1700$$

$$R_m + 1 = 1.14$$

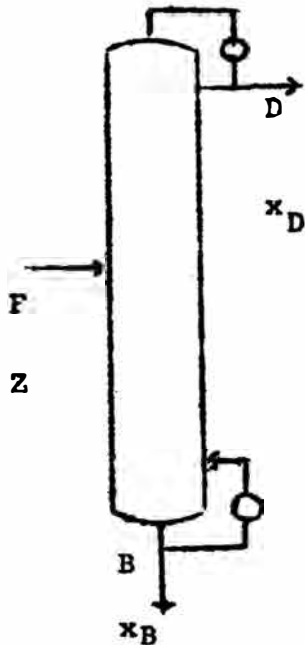
$$R_m = 0.14$$

El reflujo de Operación se considera

1.5 veces el mínimo, por lo tanto:

$$(L_0/D) R = 0.21$$

+ Cálculo del Número Mínimo de Etapas (S_m)



Usamos la relación de Fenske, que para los cálculos se arregla como sigue:

$$\bar{\alpha}^{S_m} = \frac{(d)}{b} \frac{L}{P} \frac{(b)}{d} \frac{P}{L}$$

ó tambien

$$\bar{\alpha}^{S_m} = \frac{(x_D)}{x_B} \frac{L}{P} \frac{(x_B)}{x_D} \frac{P}{L}$$

$$\bar{\alpha} = \frac{\alpha_L - \alpha_P}{2.303 \log(\alpha_L/\alpha_P)} = \frac{100-1}{2.303 \log.(100/1)} = 20$$

Sobre el valor de $\bar{\alpha}$, no hay unanimidad, algunos usan la media Geométrica,

por ejemplo, en ese caso tendríamos un valor de 10.

El término en L, significa la recuperación del clave ligero, y en P, la recuperación del clave pesado, si especificamos una relación de 100 a 1, para ambos claves se tiene :

$$20^{S_m} = \frac{(100)}{1} \frac{(100)}{1} = 10^4$$

$$S_m \log. 20 = \log. 10^4$$

$$S_m = \frac{4}{1.3} = 3$$

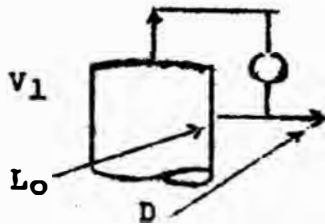
Número mínimo de Platos iguales a 3.

(Etapas o Platos ideales).

+ Cálculo del número de etapas de Operación (S)

$$R_m = 0.14 = (L/D)_m$$

R = 0.21 = L/D Usaremos la correlaciones de



Erbar y Maddox :

$$(L_0) = \frac{R}{R+1} \frac{0.21}{0.21+1} = 0.174$$

$$(L_0/V_1)_m = \frac{0.14}{0.14+1} = 0.123$$

De la familia (L/V)_m, escogemos la de 0.123,

con (L/V), obtenemos:

$$\frac{S_m}{S} = 0.25$$

$$S = 3/0.25 = 12$$

Número de etapas Ideales (platos ideales) igual a 12 .

Para calcular el número real de etapas, es decir los platos reales (N) :

$$\begin{aligned} N &= S/e & e &= 0.45 \\ N &= 12/0.45 = 26.7 & \text{Visc.} &= 0.355 \text{ (381°K)} \end{aligned}$$

El número de platos es 27.

+ Cálculo del Diámetro de la Columna.-

Para un sello líquido de : 0.5 "

Para una separación de platos de : 6"

$$K = 0.03$$

además :

$$\rho L = 0.6887 \text{ gr/ cc.}$$

$$\rho V = 0.0041 \text{ gr/ cc.}$$

$$U = 0.03 \sqrt{\frac{0.6887 - 0.0041}{0.0041}} = 0.3894 \text{ pie/seg.}$$

Flujo de vapor: 0.2207 pie³/ se.

$$A_t = 0.2207 / 0.3894 = 0.5667 \text{ pie}^2 = \pi D^2/4$$

$$D = 0.7629 \text{ pie} = 9.10 \text{ pulgadas.}$$

Luego se puede observar que la columna de destilación N°2, está lo suficientemente especificada para obtener su costo.

Para la columna N°3, tratandose de una mezcla binaria, no se usa, el método de las columnas 1 y 2, para obtener el número de etapas ideales, sino el método Mc-Cabe, Thiele, cuyo diagrama de cálculo aparece en la Fig. 7, el resto de los cálculos es similar al mostrado anteriormente.

LISTA DE RESULTADOS PARA LAS COLUMNAS DE DESTILACION

	C1	C2	C3
Reflujo Mínimo (R_m)	0.004	0.14	0.264
Reflujo Operación (R)	0.006	0.21	0.396
Número Mínimo de Platos I (S_m).	2.0	3.0	--
Número de Platos Ideales (S).	28.5	12.0	9.0
Eficiencia Global(e)	68. %	45 %	55 %
Número de platos reales (N)	42.0	27.0	17.0
Diámetro de la torre (D) (pulg).	40.0	9.1	22.3
Espaciamiento entre platos (E_p)(Pies).	1.5	0.5	1.0
Altura de la torre (H) (pies).	60.0	14.0	18.0

Y
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92
93
94
95
96
97
98
99
100

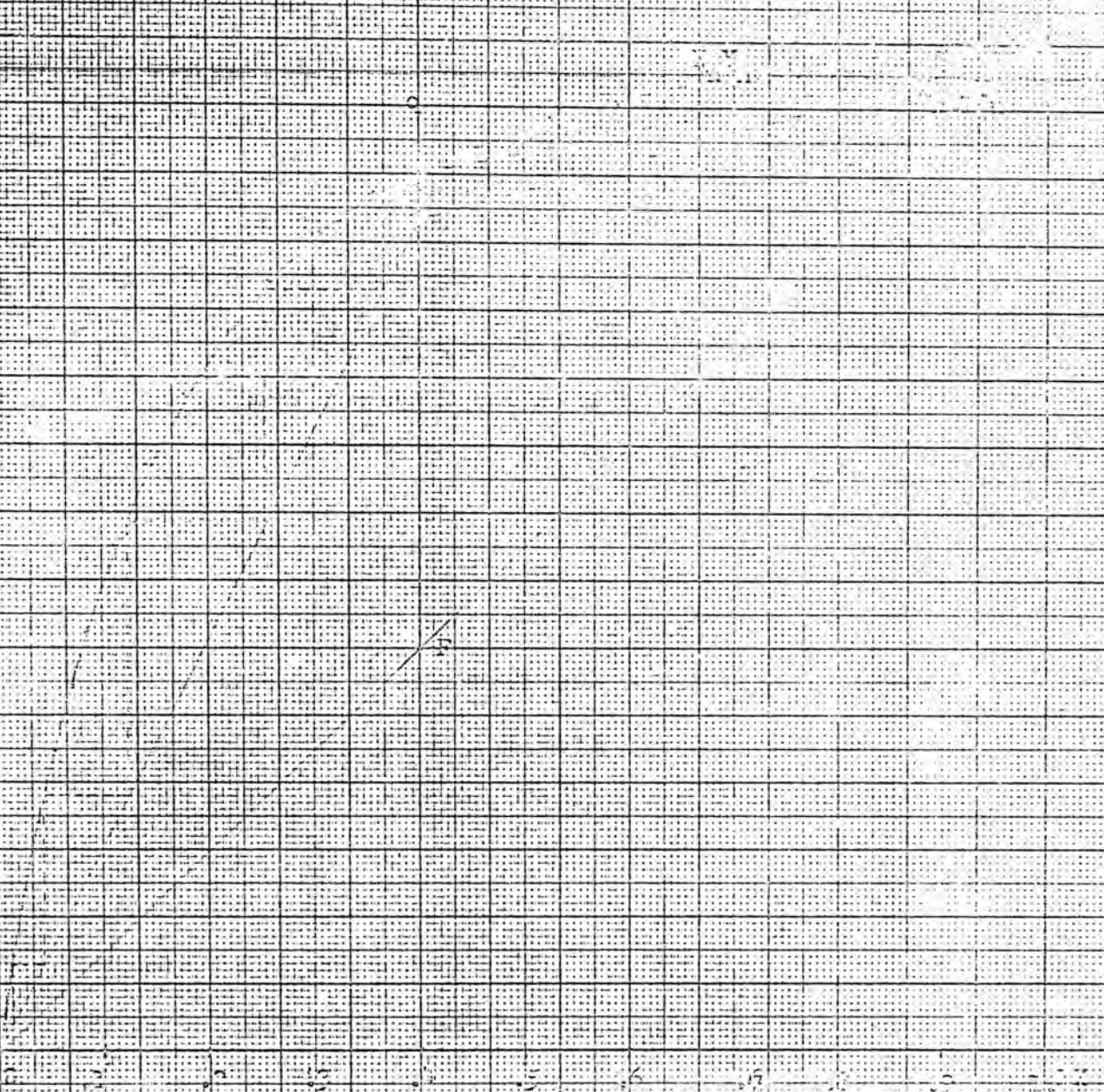


DIAGRAMA DE CALCULO EN EL CONJUNTO DE DISTRIBUCION
(MODO DE TRABAJO)

FILTROS.-

Para este proceso, los filtros son lechos de alúmina que debe retener la humedad, que llevan los hidrocarburos, debido al contacto con las soluciones acuosas de ácido fosfórico. Aquí se toman algunas decisiones para los cálculos en forma práctica, debido a la falta de información sobre estas operaciones, para el caso particular que estudiamos, recordando el objetivo que es conocer las características esenciales para evaluar el costo del equipo, nos interesamos en el recipiente y los aditamentos internos, conjuntamente con el método de regeneración de alúmina.

- Tamaño del Recipiente

Tenemos un $F_v = 4625.5 \text{ lt/hr.} = 4.6255 \text{ m}^3/\text{hr}$

Asumimos un tiempo de residencia de 0.25 hr.

$$t = \frac{V}{F_v}$$

Considerando una porosidad de 75 %

$$V_{\text{recip}} = \frac{4.626 \times 0.25}{0.75} = 1.54 \text{ m}^3$$

Si consideramos la forma cilíndrica, de $L = 10D$

$$1.54 = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) 10D$$

$$D = 0.58 \text{ m}$$

$$L = 5.8 \text{ m.}$$

Que son las dimensiones del recipiente, este recipiente trabaja a una presión promedio de 215 psia.

- Cantidad de Alúmina requerida.

Dato de (39): Para este tipo de hidrocarburos se requiere 2.5 m³/ kg. alum. , terminando la alúmina saturada.

Densidad de la alúmina (empacada);

$$= 820 \text{ kg/ m}^3$$

Contenido de alumina = 820 kg/ m³ x 1.54 m³=1260 Kg.

Como se debe tener un filtro de reserva, se indica 1260 kg. por filtro.

- Tiempo de duración(Saturación)

Velocidad de saturación = Flujo de Hidroc./Capacidad de filtrado.

$$= \frac{4.6255 \text{ m}^3/\text{hr}}{2.5 \text{ m}^3/\text{kg. alum}} = 1.85 \text{ kg/hr.}$$

Tiempo de saturación= $\frac{\text{Contenido}}{\text{veloc. de sat.}} = \frac{1260 \text{ kg}}{1.85 \text{ kg/hr}}$

$$T_s = 680 \text{ hr} = 28 \text{ días.}$$

Considerando factores imprevistos, de realizarse la reactivación cada dos semanas, lo que obliga tener un filtro de reserva, puesto que el proceso es contínuo.

- Especificaciones para la Reactivación.

Para el grado de saturación considerado, el agua cargada es un 10 % de la alúmina seca.

$$\text{Masa agua Abs.} = 0.10 \times 1260 = 126.0 \text{ kg.}$$

Limpiando la alúmina con aire de capacidad de secado: 0.008 Kg. agua/ kg. aire seco.

$$\text{Masa aire} = 126 \text{ Kg} / 0.008 = 15,750.0 \text{ Kg. (aire seco)}$$

$$\text{Densidad} = 1.3 \text{ kg./m}^3$$

$$\text{Vol. aire} = 12,100 \text{ m}^3 \text{ (Cond. normales)}.$$

Si se reactiva en una jornada de 20 horas (arbitrario).

$$F_v \text{ aire} = 12100/20 = 605 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Por lo que se requiere una soplante que impulse 605 m³/hr. a la entrada, posiblemente se requiera calentar el aire, esto se puede hacer aprovechando el calor sensible de alguna de las corrientes de producto.

Lista de resultados de filtros

+ 2 Filtros cilindricos. D = 0.58 m

$$L = 5.80 \text{ m.}$$

Recipientes para presiones de 215 psia.

+ Adquisición inicial de 2520 Kg. de alumina.

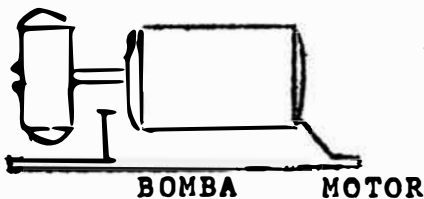
Con reactivación cada dos semanas.

+ Una soplante para reactivación, de 605.0 m³/hr de capacidad en la entrada.

C.- EQUIPO DE IMPULSO.-

• BOMBAS.-

Para el cálculo de bombas no se ha hecho un estudio detallado en cada caso, puesto que siendo un diseño preliminar, no se dispone equipo y redes de tuberías, así mismo un dimensionado, que pueda permitir calcular la potencia de impulso necesario en cada caso, por lo que usamos un método artificioso, para conseguir una idea del tamaño del equipo y así determinar el costo correspondiente.



Esquema de una bomba con Motor.

La bomba propiamente dicha, para especificarlo solo requiere del flujo en galones por minuto, por ejemplo la B3, debe mover 20.3 Gal/min. (4625.5. lit/hr.).

En cuanto a la especificación del motor, determinamos un modelo promedio, que puede ser usado para cualquiera de las 9 bombas del proceso.

Obtenemos un dato de potencia eléctrica consumida en estos procesos (40).

Consumo = 0.001 kw-hr / lb prod.

Producto = 30×10^6 lb/año

consumo anual = $30 \times 10^6 \times 0.001 = 3 \times 10^4$ kw-hr.

Considerando que sea un 75 % para bombeo:

$$E_B = 3 \times 0.75 \times 10^4 \text{ kw-hr / año.}$$

Calculemos ahora para un flujo promedio G y una carga promedio h, la energía para un año:

$$E = (h \times G) \times \frac{\text{pie} \times \text{lb}_f}{\text{hr}} \times 9 \times 8760 \frac{\text{horas}}{\text{año}} \times 3.77 \times 10^{-7} \frac{\text{kw-hr}}{\text{pie-lb}_f}$$

9 es el número de bombas

$$E = h G \times 2.98 \times 10^{-2}$$

luego igualamos E_B y E :

$$h G \times 2.98 \times 10^{-2} = 3 \times 0.75 \times 10^4$$

$$h G = 0.75 \times 10^6$$

Si $G = 10,000$ lb/hr.

$$h = 75 \text{ pies de carga.}$$

cumplimos con dicho producto, estos valores son suficientes para los valores de flujos y cargas requeridas, esa potencia debe ser empleada tanto para resistencias por fricción y por diferencia de altura.

Por lo tanto, datos del modelo:

$$h = 75 \text{ pies} = 23 \text{ metros}$$

$$G = 4530 \text{ kg/hr.}$$

$$g.e. = 0.77 \text{ (valor promedio de todos los fluidos)}$$

Con esto se determina, la potencia del motor (considerando una eficiencia global del 60 %) de 1.0HP., en base a la información de (41).

Lista de Resultados para Bombas (B).

+ BOMBAS

<u>BOMBA</u>	<u>FLUJO EN GAL POR MIN.</u>
B ₁	25.0
B ₂	8.5
B ₃	20.3
B ₄	9.5
B ₅	9.2
B ₆	0.3
B ₇	3.5
B ₈	6.6
B ₉	10.5

+ MOTORES

Se requieren 9 motores de 1 HP c/u

VENTILADORES

Para la evaluación de ventiladores ó soplantes, solo se requiere conocer la razón volúmetrica del fluido, en nuestro proceso usamos aire, para enfriamiento, en cada equipo de intercambio de calor se calculó, los requerimientos de aire, lo cuál se ha enlistado.

LISTA DE RESULTADOS PARA VENTILADORES (V)

<u>VENTILADOR</u>	<u>EQUIPO SERVIDO</u>	<u>FLUJO (Pie³min)</u>
V1	I ₄	570.0
V2	I9	420.0
V3	Ill	1720.0
V4	I8	98.5
V5	Reactor	326.0
V6	Filtros	356.0

d.- EQUIPO DE REACCION.-
REACTORES

Para la reacción de polimerización, usamos reactores tubulares de operación continua. Estos reactores son enchaquetados y tiene como aditamentos internos anillos Raschig, decimos reactores, porque debido al volumen total de la reacción usamos dos recipientes gemelos. En el diseño de reactores tubulares, se prefieren los estudios de planta piloto con reactores semejantes, de las cuales se obtiene una correlación práctica para determinar el tamaño comercial, esto está involucrado en la teoría de aumento de escala, tratar eso estaría fuera de lugar, por ser muy extensa, sin embargo indicamos claramente los puntos de partida para nuestro diseño, a continuación iniciamos el procedimiento de cálculo.

- Balance de Materias.-

Anteriormente se realizó el balance, del cuál se puede indicar:

Hidrocarburos entrada, $F_v = 5650$ Lit/hr.

$F_m = 2780$ Kg/hr.

$F = 64.65 \times 10^3$ mol gr/hr.

- Calculo del Volumen del Reactor

Aplicando la información de (6), podemos escribir:

$$F = \frac{k V_r P}{n_o Z R_T} = \left(\frac{N_i}{n_o} + \frac{1}{n} \right) \ln \left(\frac{1}{1-f} \right) \left(\frac{1-f}{n} \right) f$$

De la fig. 3, se obtiene $F = 0.2875$, para una conversión final del 99 %.

De la fig. 2, con una conversión del 99 %, usando la línea 6, se obtiene $Z = 0.75$

$$V_r = 0.2875 \cdot 0.75 \cdot (0.08205) \cdot (456) \cdot 3.745 \times 10^4 / 34$$

$$V_r = 8900.0 \text{ litros (volumen neto)}$$

- Flujo de Catalizador.-

En promedio, tenemos una relación de 0.62, veces el volumen del reactor por hora, para el catalizador.

$$F_v = 8900 \times 0.62 = 5600 \text{ lit/hr. (183°C)}.$$

Volumen molar a 183°C $0.635 \times 10^{-2} \frac{\text{mol gr}}{\text{cc.}}$

F= $5600 \times 0.635 \times 10^3 \times 10^{-2} \text{ mol /hr}$

F= $35.6 \times 10^3 \text{ mol gr / hr.}$

Valor usado anteriormente para cálculo de equipo.

- Dimensiones del Reactor.-

Asumimos una porosidad del 70 % (Verificación Posterior) :

(Real) $V_r = 8900/0.7 = 12800 \text{ lit} = 12.8 \text{ m}^3$

Tomamos una relación H/D = 20 * (un poco alta por ser tubular).

$$12.8 = \left(\frac{\pi}{4} D^2 (20 D) \right)$$

$$D = 0.94 \text{ m.}$$

$$H = 18.80 \text{ m.}$$

Por ser un poco alto, consideramos el reactor, en dos secciones en serie, cada sección:

$$D = 0.94 \text{ m.}$$

$$H = 9.40 \text{ m.}$$

Deben ser recipientes de acero revestido con jebe(por el ácido fosfórico,) y soportar una presión media de 515 psia a una temperatura promedio de 183°C.

- Aditamentos Internos del Reactor.-

Se deben cumplir las reglas de aumento de escala para conservar la semejanza química entre el modelo piloto y el reactor comercial.

En (42) se establece que:

$$\frac{\text{Area Interfase}}{V_r} \times t_r = \text{cte.}$$

Siendo t_r , el tiempo de residencia

$$t_r = V_r / q$$

V_r = Volumen del reactor

q = Razón de flujo

Datos de planta piloto:

Partículas carbon: 8-16 malla

$$d_p = 8.8 \times 10^{-4} \text{ m.}$$

$$q = 2.0 \text{ lit/hr.}$$

Considerando que hay n partículas, tanto en el prototipo, como en el reactor comercial:

$$a_{p1} n_1 / q_1 = a_{p2} n_2 / q_2$$

Donde 1 se refiere al prototipo y 2 al reactor comercial. Estando q a las mismas condiciones, y siendo los mismos componentes es indiferente usar flujo molar o volumétrico.

Tener presente que a_p es la superficie de cada partícula.

$$q_1 = 22.9 \text{ mol gr/ hr.}$$

$$q_2 = 64.65 \times 10^3 \text{ mol gr/hr}$$

$$a_{p1} = \left(\frac{4}{3} \pi r^2 \right) = \left(\frac{4}{3} \pi \right) (4 \times 10^{-4})^2 = 67.2 \times 10^{-8}$$

$$a_{p1} = 67.2 \times 10^{-8} \text{ m}^2$$

Puesto que debemos especificar las partículas para el reactor comercial, calculamos a_p :
$$a_{p2} = (67.2 \times 10^{-8}) \times 6.465 \times 10^4 \cdot 22.9 = 1.90 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

En (43) tenemos una lista de rellenos RASCHIG, con sus especificaciones, de allí vemos que para $1.90 \times 10^{-3} \text{ m}^3$, se debe usar anillos de 1 pulgada:

Anillos Raschig :

Tamaño Nominal 1 pulgada

Porosidad 0.68

Superficie $190 \text{ m}^2/\text{m}^3$ relleno

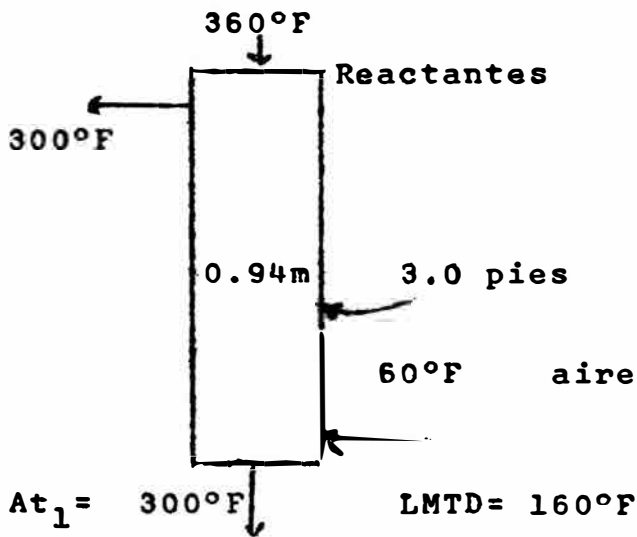
Numero de partículas 46949 piezas(m^3)

La porosidad asumida es 70 %, y la del relleno 68 %, que son lo suficientemente parecidas.

Los metros cúbicos de relleno, son del reactor empacado, por lo que el volumen a considerar es de 12.8 metros cúbicos de relleno.

- Breve Análisis de la Superficie de Transmisión de Calor.-

Debemos tomar en cuenta, a las secciones como una sola, y determinar con el área de diseño, que coeficiente de transmisión de calor se tiene.



$At_1 = 300^\circ\text{F}$ $LMTD = 160^\circ\text{F}$

$At_2 = 60^\circ\text{F}$ $Q_r = 0.95 \times 10^6 \text{ BTU/ hr.}$

Area lateral: $A = 2 \pi D H$ (El 2 es por las dos secciones).

$A = 2 \pi \times 3 \times 30 = 565 \text{ pie}^2$

$U = Q / (LMTD) A = 0.95 \times 10^6 / 160 \times 565 = 10.8$

$U = 10.8 \text{ BTU/ hr pie}^2\text{°F}$

Si los coeficientes globales para este tipo de transmisión de calor son entre 50 y 100 quiere decir que tenemos suficiente superficie, aún para cubrir ineficiencias por efectos radiales, y heterogeneidad de gradiente a lo largo del reactor.

e.- Equipo Adicional.-

Tanques de Proceso (Serie TP)

Debemos recordar, que los símbolos usados,

son los que corresponden al diagrama del proceso, aquí se mencionan a los tanques, que trabajan a alta presión.

+ Tanque de Almacenamiento de Propano y Propileno (TP1 y TP2).

Consideramos una semana de Operación

$$Fr = 1491.41 \text{ Gal/ hr.}$$

Para una semana:

$$\text{Capacidad} = 24 \text{ hr/ d} \times 7 \text{ d/s} \times 1s \times 1491.41 \text{ Gal/ hr.}$$

Capacidad; 250,000 galones.

Esto se almacena en dos tanques gemelos (TP1 y TP2)

Capacidad de cada tanque 125,000 galones.

+ Tanque de almacenamiento de Catalizador (TP3)

Por estar reciclandose este material, se toma tres veces el flujo de catalizador.

$$F_v = 510. \text{ gal/ hr.}$$

$$\text{Capacidad} = 3 \times 510 = 1530 \text{ Gal.}$$

Capacidad del TP3 : 1530 Gal.

+ Tanque de Almacenamiento del Propano Líquido.

que produce la Columna N° 1 (Tp 5).

Para una semana.

$$F_v = 2380.0 \text{ lit / hr} = 625.0 \text{ gal/ hr.}$$

$$\text{Capacidad} = 625 \text{ gal/hr.} \times 168 \text{ hr/s} = 105,000 \text{ gal.}$$

Capacidad del TP5: 105,000 galones

Tanques de Almacenamiento (Serie TA).

+ Tanque de almacenamiento del Dipropileno,
producto de cabeza de la columna N°2.(TA1).

Consideramos 1 semana

$F_v = 18.6 \text{ Gal / hr.}$

Capacidad = $18.6 \text{ gal/hr. } 168 \text{ hr/s.} = 3120 \text{ Gal}$

Capacidad del TA1: 3120 Gal.

+ En forma similar se calculan las capacidades,
para almacenar Tripropileno (TA2) y Tetrapropileno(TA3)

Capacidad del TA2: 35400 Gal.

Capacidad del TA3: 66000 Gal.

SEPARADOR

Tanque de proceso para decantar el ácido fosfórico
de los hidrocarburos (TP4).

$F_v = 6555.5 \text{ lit/ hr.}$

Se toma $t_r = 0.25 \text{ horas .}$

Capacidad = $6555.5 \text{ lit/ hr. } \cdot 0.25 \text{ hor/ } 3.8 \text{ lit/gal}$

= 432 galones

Capacidad del TP4: 432.0 galones

Si se considera cilindrico, con $h/D = 10$

D= 0.597 m.

h= 5.970 m.

separadores de Reflujo y Destilado (Acumuladores)
(Series).

+ Separador de la columna N°1 (S1).

T acumulación = 0.5 hr.

$F_v = 665.0 \text{ Gal/ hr.}$

Capacidad = $665.0 \times 0.5 = 332.5 \text{ gal.}$

Capacidad del S1: 332.5 Gal.

+ Para los separadores de la columna 2 y 3 (S2 y S3 ,

Se tiene un calculo análogo, obteniendose:

Capac. S2: 12.8 Gal

Capac. S3 : 135.0 Gal.

- LISTA DE RESULTADOS DEL EQUIPO ADICIONAL(RECIPIENTES)

TAnques de Proceso /TP)	Presión (PSIO)	Capacidad(Galones)
TP1	515.0	125,000.0
TP2	515.0	125,000.0
TP3	515.0	1,530.0
TP4	515.0	432.0
TP5	73.5	105,000.0
SEPARADORES (S)		
S1	73.5	332.5
S2	15.0	12.8
S3	15.0	135.0
TANQUES DE ALMACEN (TA)		
TA1	15.0	3,120.0
TA2	15.0	35,400.0
TA3	15.0	66,000.0

PARTE IV.- ECONOMIA DEL PROCESO

CAPITULO 7

CAPITAL FIJO INVERTIDO

A) CAPITAL FIJO.-

a.- Costo de la Planta Física.

a.1.-Costo de Compra de Equipo.

Equipo de Transmisión de Calor.-

- Intercambiadores de Calor.

El método de estimación del costo se ha considerado tomando como base el año 1954 (51 y 52) para la referencia (52) hemos considerado la corrección del año base 1957 en base a la siguiente expresión:

$$\text{Costo } 1954 = \text{Costo } 1957 \cdot 0.95.$$

El costo actual (c), al año 1970 (fines) se obtendrá afectando al C_{54} , por la variación de los índices de costos (Inflación). (53)

$$C'_{54} = C_{54} \cdot F_1 \times F_2 \times F_3 \times F_4 \times F_5 \times F_6$$

donde:

C'_{54} = costo año base corregido en dólares

C_{54} = Costo año base en dólares

F_1 = Factor de corrección por presión.

- $F_2 =$ Factor de corrección por temperatura
- $F_3 =$ Factor de corrección por material
- $F_4 =$ Factor de corrección por longitud de tubos
- $F_5 =$ Factor de corrección por forma especial
- $F_6 =$ Factor de corrección por diámetros de tubos.

Ejemplo de cálculo para el primer intercambiador:(54)

Presión = 500 psia líquidos=Hidrocarburos(I)

Temperatura= 100°F. Agua y Vapor(G)

Area= 158 pies² Tubos= 16 pies x 3/4"

Función calentador. Material:acero inoxidable

$$C_{57} = 12 \$ \text{ pie}^2 \times 158 \text{ pies}^2$$
$$= 1,896 \$$$

$$C_{54} = 1,896 \$ \times 0.95$$
$$= 1,801 \$$$

Donde 0.95 es el factor de corrección para el
año 1957 (55)

- $F_1 = 1.40$
- $F_2 = 1.00$
- $F_3 = 1.00$
- $F_4 = 1.00$
- $F_5 = 1.00$
- $F_6 = 0.90$

$$C'_{54} = 1801 \text{ \$} \times 1.40 \times 1.00 \times 1.00 \times 1.00 \times 1.00 \times 0.90$$

$$= 2,269.26 \text{ \$}$$

Para nuestro caso los valores de F_2, F_3, F_4 y F_5 son iguales a 1, el cuadro siguiente nos muestra los diferentes valores de costo,, area, valores de F_1, F_6 necesarios para el cálculo del costo

<u>CUADRO</u>					
Intercambiador	Costo \$/pie ²	Area pie ² .	F_1	F_6	COSTO \$
I ₁	12	158	1.4	0.9	2,388.96
I ₂	14	123	1.4	0.9	2,169.72
I ₃	57	572	1.4	0.9	2,666.66
I ₄	9	1,980	1.4	0.9	22,453.20
I ₅	18	254	0.95	0.9	3,909.06
I ₆	6.5	665	0.95	0.9	3,695.73
I ₇	8	394	0.95	0.9	2,694.96
I ₈	22	32	0.93	0.9	589.24
I ₉	22	25	0.93	0.9	460.35
I ₁₀	22	25	0.93	0.9	460.35
I ₁₁	22	25	0.93	0.9	460.35
I ₁₂	9.5	234	0.93	0.9	1,860.08

Llevando el costo total de los intercambiadores al año 1954 tenemos :

$$C'_{T57} = I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5 + I_6 + I_7 + I_8 + I_9 + I_{10} + I_{11} + I_{12}$$

$$C'_{T54} = C'_{T57} \times 0.95$$

$$C'_{T54} = 43,808.66 \times 0.95 \quad \$$$
$$= 41,618.23 \quad \$$$

llevando el costo del año 1954 al año 1970 utilizando el índice de inflación se tiene (55)

$$\text{Costo en 1970} = \text{Costo en 1954} \times \frac{\text{Indice de costo de 1970}}{\text{Indice de costo de 1954}}$$
$$= 41,618.23 \times \frac{269.2}{156.8}$$
$$= 71,458.50 \quad \$$$

Equipo de Transferencia de Masa.

Filtros (56)

$$\text{Año base 1968} \quad F_3 = 2.25$$

$$F_1 = 1.15$$

$$C_{1968} = 1500 \quad \$$$

$$C'_{68} = 1500 \times 2.25 \times 1.15 \quad \$$$

$$C'_{68} = 3,881.25 \quad \$$$

$$C'_{54} = 3,881.25 \times \frac{1.053}{1.080} \quad \$$$

$$C'_{54} = 3,784.22 \quad \$$$

2 Filtros serán : $2 \times 3,784.22 \$ = \$ 7,568.44$

Costo del relleno: (57)

Total de relleno: 5540 tbs/ recipiente

Costo por saco de 50 lbs. : 0.040 \$

Nº de sacos: $5540 / 50 = 111$ sacos/ recipiente

Costo total: $111 \times 0.04 = 4.44 \$$

$C'_{54} = \$ 4.44$

Para los dos recipientes será : $C'_{54} = \$ 8.88$

∴ Costo de un filtro:

$$C'_{54} = 3,784.22 + 4.44 = 3,788.66 \$$$

Los dos filtros: 7,577.32 \$

Llevando el costo del año 1954 al año 1970 utilizando el índice de inflación se tiene:

$$\text{Costo en 1970} = \text{Costo 1954} - \frac{\text{Índice de costo 1970}}{\text{Índice de costo 1954}}$$

$$= \$ 7,577.32 \times \frac{230.0}{147.3}$$

$$C'_{70} = \$ 11,831.5$$

TORRES DE DESTILACION.-

Torre 1 : (58)

Diámetro de la torre: 40" número de platos: 42

Costo por plato : 400 \$ / plato

Costo total: $C'_{54} = 400 \times 42 \$ / \text{platos} \times \text{platos}$

$$C'_{54} = 16,400$$

Torre 2: (58)

Diámetro de la torre: 9.1 "

Número de platos: 27 platos

Costo por plato: 120 \$/plato

Costo total: $C'_{54} = 120 \$ / \text{plato} \times 27 \text{ platos}$

$$C'_{54} = 3240 \$$$

Torre 3.- (58)

Diámetro de la torre 22.3 "

Número de platos: 17

Costo por plato: 200 \$ / plato

Costo total: $C'_{54} = 200 \$ / \text{plato} \times 17 \text{ platos}$

$$C'_{54} = 3,400 \$$$

Total de costo de torres de Destilación:

$$C_t = \$ 23,440.$$

$$\text{Costo 1970} = \text{Costo 1954} = \frac{\text{Indice 1970}}{\text{Indice 1954}}$$

$$= \$ 23,440 = \frac{250.5}{151}$$

$$\text{Costo 1970} = \$ 38,884.50$$

REACTOR:

Volumen: 1680 gal. (2 recipientes de esta capacidad)

presión: 500 psia Costo: \$ 15,000

factor de presión: 1.45

(59).

$$C'_{54} = 15,000 \times 1.45 = \$ 21,750.00$$

Costo del Relleno:

Precio \$ 200.00 / m³ (60)

$$\text{llevando a 1954: } 200 \times \frac{380.4}{179.8} = \$ 423.13 / \text{m}^3$$

Volumen de relleno: 6.4 m³

PRecio de todo el relleno: 423.1 \$/ m³ x 6.4 m³

$$C'_{54} = \$ 2,708.03$$

Costo del Reactor y Relleno:

$$C'_{54} = \$ 24,458.03$$

Costo en 1970

$$C'_{70} = C_{54} \times \frac{\text{Indice } 70}{\text{Indice } 54}$$

$$C'_{70} = 24,458.03 \times \frac{2.300}{1.473}$$

$$C'_{70} = \$ 38,189.50$$

EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE IMPULSO

Bomba Nº	Flujo G.P.M.	Costo C' 54 (\$)	(61)
1	25	250	
2	8.5	280 *	
3	20.3	240	
4	9.5	210	
5	9.15	210	
6	0.31	200	
7	3.5	200	
8	6.55	200	
9	10.5	210	
	TOTAL	\$ 2,000	

* Acero Inoxidable

Motores: (62)

Características :

Altura de bombeo: 75 pies

Gravedad Especifica : 0.77

Flujo másico: 4.530 kgs. / hr.

Eficiencia de Bomba y motor 60 %

9 Bombas de 1 HP ()

1 MOTOR CUESTA: $C'_{54} = 70 \text{ \$ / motor}$

Costo de los motores $C'_{54} = 70 \text{ \$ / motor} \times 9 \text{ motores}$

$$C'_{54} = 630 \text{ \$}$$

Ventiladores : (63)

Ventilador n°	Flujo pies ³ /min	Costo $C'_{54} (\text{\$})$
1	570	900
2	420	800
3	1720	1720
4	98'5	300
5	326	650
6	356	700
	TOTAL:	$\$ 5,070$

TOTAL DE COSTO DE BOMBAS Y VENTILADORES

TOTAL= $\$ 5,070 + \$ 2,000$

= $\$ 7,070$

Pasando estos valores al año 1970

$$C'_{1970} = \$ 7,070 \times \frac{\text{Indice } 1970}{\text{Indice } 1954}$$

$$C_{1970} = \$ 7,070 \times \frac{322.4}{166.5}$$

$$C_{1970} = \$ 13.690.00$$

Así mismo con los motores tendremos que corregir

los valores de costos para el año 1970

$$C_{1970} = \$ 630 \times \frac{\text{Indice 1970}}{\text{Indice 1954}}$$

$$C_{1970} = \$ 630 \times \frac{204.0}{157.7}$$

$$C_{1970} = \$ 818.59$$

TANQUES

La bibliografía proporciona datos de costos en función de una serie de requerimientos como: presión, material, volumen, etc.

tanque TP1 y TP2.

Capacidad: 125,000 galones

Presión: 500 psia

Temperatura 18°C.

Costo: \$ 17,000 (64) Factor de presión: 1.5 (65)

Costo: 17.000 x 1.5 = \$ 25,000

Los dos tanques: \$ 50.000 al año 1954

Tanque : TP3

Capacidad 1530 galones (66)

Costo: \$ 3,000.00

Tanque : TP5

Capacidad : 105,000 galones (67)

Presión: 73.5 psia

Temperatura: 277.5°K

Costo: \$ 35,000

Tanque : TA1

Capacidad: 3120 Galones

Presión: 15 psia

Temperatura: 332.5°K

Costo: \$ 2,200

Tanque : TA2

Capacidad: 35,400 galones

Presión: 15 psia

Temperatura: 400°K

Costo: \$ 9,000

Tanque: TA3

Capacidad: 66,000 galones

Presión: 15 psia.

Temperatura: 483°K

Costo: \$ 10,200

Costo total: 50.000+ 3.000+ 35.000+2.200+9.000+10.200

= \$ 109,400

llevando el costo al año 1970

$$C_{1970} = 109.400 \times \frac{\text{Indice 1970}}{\text{Indice 1954}}$$

$$C_{1970} = \$ 109.400 \times \frac{230}{147.3}$$

$$C_{1970} = \$ 170.820.44$$

Equipo nacional

Separador TP4 (68)

Capacidad: 432 galones

Temperatura : 55°C.

Presión: 200 Psia

Costo: \$ 1,600 Factor depresión: 1.15 (69)

Costo: 1600 x 1.15 = 1.840.00

pasado a 1970 : $C_{70} = 1840 \times \frac{230}{147.3}$

= \$ 2,873.03

Acumulador: N°1

Volumen: 332.5 galones

Diámetro: 4.5 pies Largo: 13.5 pies

Costo: \$ 2.500 - Factor de presión: 1.05

$C_{68} = 2.500 \times 1.05 = \$ 2.625 (70)$

Acumulador N°2

Volumen: 12.8 galones

Diámetro: 1 pie Largo 3 pies

Costo: \$ 500

Acumulador N°3

Volumen: 135.0 galones

Diámetro: 2 pies Largo: 6 pies

Costo: \$ 540.00

total de costo de los acumuladores: \$ 3.665.00 (71)

Pasando el costo al año 1954 se tiene:

$$C_{54} = C_{68} \times \frac{\text{Indice 1954}}{\text{Indice 1969}}$$

$$C_{54} = \$ 3,665.00 \times \frac{105.3}{118.0}$$

$$C_{54} = \$ 3,665.00 \times 0.8924$$
$$= \$ 3,270.65$$

Afectando con el índice de Inflación para 1970

$$C_{70} = C_{54} \times \frac{230}{147.3}$$

$$C_{70} = 3,270.65 \times \frac{230}{147.3}$$

$$= \$ 5,091.28$$

UNIDADES DOWTERN : (72)

Unidad	Flujo de Calor 10 ⁶ BTU/ hr.	Costo al año 1954 \$
DT1	1.110	10.600
DT2	0.670	10.400
DT3	0.240	9.500
DT4	0.038	2.000
DT5	0.410	10.200
	costo total:	42,700

Llevando el costo al año 1970

$$C_{70} = C_{54} \times \frac{261.8}{171.1}$$

$$C_{70} = 42,700 \times \frac{261.8}{171.7}$$

$$C_{70} = \$ 65,106.82$$

Considerando los Items anteriores obtenemos el costo de compra de equipo:

Costo de Compra del equipo : \$ 418,764.16

a:2) Costo de la Instalación

Se considerará por porcentajes del costo de compra (73).

Intercambiadores (15%)	\$	10,718.77
Filtros (35 %).		4,140.25
Torres de destilación(35 %)		13,609.57
Reactor (40 %).		15,275.80
Bombas y Ventiladores (5 %)		684.50
Motores (5 %)		40.91
Tanques (30 %)		51,246.13
Acumuladores y separadores (30%)		2,389.29
Unidades Dowtern (15 %)		<u>9,766.02</u>
TOTAL : \$		107,871.24

Para los otros items, se considera en base al costo de compra del equipo. (74)

A:3) Tubería	86	90 de costo del equipo
A:4) Instrumentación	15	
A:5) Aislamiento	8	
A:6) Instlac. electricas	15	
A:7) Edificio	40	
A:8) Terrenos	10	
A:9) Instlac. para servicio	25	
TOTAL:	199.0	

(CPF) Costo de la Planta Física

\$ 418,764.16 x (1.99) = \$ 1'252,104.84

Luego el costo de la planta física es \$ 1'252,104.84

b) Costo Directo de Planta (COP)

Viene a ser el costo de la planta física más el costo por ingeniería:

El Costo de Ingeniería es 30 % del C.P.F. (75)

Costo directo de planta es :

\$ 1'252,104.84 x 1.3 = \$ 1'627 736.30

\$ 1'627,736.30

c) Contratistas é Imprevistos (76)

Se considera en base al costo directo de planta

Contratistas 7 %

Imprevistos 10 %

El capital fijo es la suma del CDP más el Item anterior

Capital fijo = 1.17 x \$ 1'627,736.30

= \$ 1'904,451.47

Este capital fijo, tuvo como año base el de 1954, depende del equipo y su disposición, existe un factor que mejora el rendimiento con el transcurso de los años, esto debe aplicarse a todos los costos que presenten esa tendencia, es decir a todos los Items menos terrenos y edificios é Ingeniería:

Terrenos y Edificios (50 % C. del equipo)	\$ 209,382.08
Ingeniería (30 % del CDP).	<u>488,320.89</u>
	697,702.97

Costo afectable por el rendimiento: 1'904,451.47
697,702.97
\$ 1'206,748.50

Costo afectado: $1'206,748.50 \times \frac{1.708}{3.224} = \$ 639,299.15$

Esto indica el cambio de rendimiento

El capital fijo será: la suma del costo afectado más el costo no afectado; más el costo del transporte (30 % del costo de compra del equipo que se transporta.).

	<u>COSTO \$</u>
Intercambiadores	71,458.50
Filtros	11,831.50
Torres de destilación	38,884.50
Reactor	38,189.50
Bomba N°2	542.00
TP-3	4,698.00
TP-4	2,873.00
Unid. Dowter	<u>65,106.82</u>
TOTAL \$	233,583.82

Este es el costo del equipo que se transporta pero falta afectarlo por el índice de productividad, del año 1954 al año 1971.

$$233,583.82 \times \frac{1.708}{3.224} = \$ 123,745.70$$

$$\text{Luego costo del transporte: } 0.3 \times 123,745.7 = \$ 37,123.71$$

Por lo tanto el capital fijo es: $\$ 697,702.97$

$639,299.15$

$123,745.70$

CAP. FIJO \$ $1'460,747.82$

B) CAPITAL DE TRABAJO.-

Se considera un 10 % del cap. fijo (77)

El capital de trabajo es de \$ 146,074.78

(El capital fijo invertido será:

Capital fijo + Capital de trabajo

$$= \$ 1'460,747.82 + 146,074.78 =$$

El capital fijo invertido es de :

$$= \$ 1'606,822.60$$

C A P I T U L O V I I I

C O S T O T O T A L

ano de
aplicado \$/500
8/500
A) Costo de Manufactura

a) Costo directo de manufactura

- Materias Primas

Precio de un B.B.L. de Hidrocarburo \$ 3.6.

Volumen de hidrocarburo usados en un año:

$$3.08 \times 10^5 \text{ B.B.L.}$$

Luego costo total será $3.6 \text{ \$/ B.B.L.} \times 3.08 \times 10^5 \text{ B.B.L./año}$

$$11.016 \times 10^5 \text{ \$ / año.}$$

ACIDO FOSFORICO:

Considerando que existe una pérdida de un milésimo de flujo horario:

Flujo horario: $0.786 \times 10^4 \text{ lbs/hr.}$

Pérdida por hora: 7.86 lbs/hr.

Pérdida al año: $7.86 \text{ lbs/hr.} \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{año}} = 69,000 \text{ lbs/año}$

Costo de ACido Fosfórico: $5.4 \text{ cts/ lbs} \times 1.21$

$$= 6.53 \text{ cts/lbs. (78)}$$

Costo total de Acido fosfórico: $6.53 \text{ cts/lbs} \times 69,000 \text{ lbs/año.}$

$$= 450,000 \text{ cts. / año.}$$

$$= 4,500 \text{ \$ / año.}$$

Costo total de materia prima = costo hidrocarburo +
costo ácido fosfórico

103-

Costo total= 11'101,600.00 + 4.500
1' 106.100 \$ / año.

Costo de mano de Obra:

Mano de obra directa

En promedio se paga: 4.000 \$ año. persona (79)

Un hombre trabaja al año: $8.760/3 \approx 2920$ hr.

Luego ganará: $4.000 \$ / 2920 \text{ hr} \approx 1.368 \$ / \text{hr.}$

Se requiere $0.5 \text{ hr}^{-\text{h}}$ / ton de producto

Se tiene 13.50×10^3 ton/ año de productos

Nº total de hr-h que se requieren

$$13.5 \times 10^3 \times 0.5 \text{ hr}^{-\text{h}} / \text{año.}$$

Costo de la mano de obra directa.

$$13.5 \times 0.5 \times 10^3 \text{ hr}^{-\text{h}} / \text{año} \times 1.368 \$ / \text{año.} =$$

$$9,100 \$ / \text{año.}$$

Supervisión: (80)

Se considera la supervisión como un 20 % de las

hr-hr trabajadas en mano de obra directa.

$$13.5 \times 10^3 \times 0.5 \times 0.2 \text{ hr-h/año.}$$

En promedio se paga: 6,000 \$ / año - persona (89)

luego ganará: $6,000 \$ / \text{año} / 2920 \text{ hr-h} / \text{año} \approx 2.055 \$ / \text{hr.h}$

Costo de la supervisión

$$13.5 \times 10^3 \times 0.5 \times 0.2 \text{ hr-h/año} \times 2.055 \$ / \text{hr.h} =$$

$$2780 \$ \text{ año.}$$

Costo de labor y supervisión:

$$11,880 \$ / \text{año.}$$

MANTENIMIENTO.-

Tomamos como un 5 % del C.F.I. (Capital fijo invertido). (82).

80,341.13 \$ / año.

Por ser planta de ácido fosfórico 50 % menos:

40,170.56 \$ / año.

(83)

Suministro de planta:

Tomamos como el 15 % del costo de mantenimiento()

6,025.58 \$ / año.

Regalias y Patentes, consideramos 1 % del ingreso por ventas. \$ 8,448.71 / año (84).

SERVICIOS:

a) Potencia: (corriente electrica)

Costo de la corriente electrica: 10.3 \$/1000 kw/hr.(85)

Consumo de corriente electrica: 0.001 kw/hr/l b.
de producto(86)

Producción: $3.473 \cdot \frac{5 \text{ lbs}}{\text{Hr.}} \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{año}}$

Coosto de la electricidad consumida.

$= 3,473.5 \times 8760 \times \frac{\text{lbs}}{\text{año}} \times 0.001 \frac{\text{kw-hr}}{\text{lbs.}} \times \frac{10.3 \$}{.1000 \text{ kw-hr.}} \times \frac{1.21}{0.96}$

$= 378 \frac{\$}{\text{año.}}$

b) Vapor de Agua:

Costo del vapor de agua 0.5 \$ / 1000 lb/(85)

Razón de vapor de agua a polímero: 0.56

Volumen de polímero 3,473.5 lbs. / hr.

Costo de vapor= 3,473.5 lbs. / hr x 0.56 x 8.760 $\frac{\text{hr}}{\text{año}}$ x $\frac{0.5 \$}{1000 \text{ lbs.}}$

$$- \frac{0.5 \$}{1000 \text{ lbs.}} \times \frac{1.21}{0.96} = 10,700 \text{ \$/año}$$

c) Agua de Proceso:

Costo del agua: 0.06 \$ / 1000 galones (85)

Razón de agua: 6 galones / lb. producto

Volumen de agua= $\frac{6 \text{ galones}}{\text{lb. producto}} \times 3.473.5 \frac{\text{lbs. producto}}{\text{Hr.}} \times 8.760 \frac{\text{hr}}{\text{año}}$

$$\text{Costo de Agua} = 6 \times 3.473.5 \times 8.760 \frac{\text{galones}}{\text{año}} \times 0.006 \frac{\$}{1000 \text{ gal.}} \times \frac{1.21}{0.96} = 1,320 \text{ \$ / año.}$$

d) Agua de Enfriamiento.

Costo del agua: 0.025 \$ / 1,000 galones (85)

Razón de flujo: 1000 galones / hora

$$\text{Volumen del agua. } 1000 \frac{\text{galones}}{\text{hora}} \times 8,760 \frac{\text{hr.}}{\text{año.}} \times 0.025 \frac{\$}{1,000 \text{ gls.}} \times \frac{1.21}{0.96} = 276 \text{ \$ / año.}$$

e) Refrigeración con Propano: (87)

Costo de Refrigeración con Propano: $7,000 \frac{\$ \text{ año}}{10^6 \text{ BTU/ hr.}}$

Razón de Flujo: $0.24 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$

Costo de Refrigeración: $7,000 \frac{\$}{\text{año}} \times 0.24 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$

$$= 1,700 \frac{\$}{\text{año.}}$$

f) Estimación del costo de Combustible.-

Costo del combustible: $0.40 \$ 10^6 \text{ BTU (83)}$

Lo haremos en base al calor gastado

Intercambiador	Nº	Calor Gastado (BTU/hr)
I3		1.11×10^6
I5		0.67×10^6
I9		2.04×10^6
I12		0.04×10^6
I14		0.41×10^6
GASTO TOTAL DE CALOR		$4.27 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$

En un año: $4.27 \times 10^6 \text{ BTU/hr.} \times 8760 \text{ hr/año} =$
 $37,405.2 \times 10^6 \text{ BTU/año.}$

Costo del calor gastado: $37,405.2 \times 10^6 \text{ BTU/año} \times 0.40$
 $\frac{\$}{10^6 \text{ BTU}}$

$$= 14,962.08 \frac{\$}{\text{año.}}$$

Costo total de servicios= C. Potencia+ C. vapor+ C.
Agua de Pro. + C. Agua de enfriamiento + C. de Refri.
geración + C. de Combustible
= 378 + 10,700 + 1,320 + 276 + 1700 + 14,962.

Costo de Servicio= 29,336 $\frac{\$}{\text{año.}}$

Costo de Materia Prima	1'106,100.00
Costo de Mano de Obra	9,100.00
Supervisión	2,780.00
Mantenimiento	40,170.56
Suministros de Planta	6,025.58
Servicios	29,336.00
Regalías y Patentes	<u>8,448.71</u>
Costo Directo de	\$ 1'201,960.86

Manufactura

b) Costo Indirecto de Manufactura.-

- Sobre carga de Planilla:

20 % del costo de la mano de obra (83)

Luego: 9.100 x 0.2 = 1,820.00

- Laboratorio:

15 % de la Mano de Obra (88)

luego: 9,100 x 0.15 = 1,365.00

-Sobre gastos de Planta,

50 % de la Mano de Obra (88)

Luego: 9,100 x 0.5 = 4,550.00

Luego Costo total indirecto 7,735.00

0 Costo del Barril de Polimeros: \$ 9.51
Volumen anual: 43,000 Barriles
Valor: 43,000 x 9.51 409,000.00
Valor total de la venta interna 881,000.00
Deduciendo el valor de la venta interna
se obtiene; costo real de manufactura: \$ 490,634.41

b) Gastos Generales.-

- Administración (91)

4.5 % del costo de manufactura \$
Juego : 0.045 x 490,634.41 22,078.55

- Ventas

0.1 % del costo de Manufactura
luego: 0.001 x 490.634.41 490.63

- Investigación (92)

2 % del costo de manufactura
luego: 0.02 x 490,634.41 9,812.89

Finanzas (93)

0.1 % del costo de Manufactura
Luego 0.001 x 490,634.41 490.63

TOTAL DE GASTOS GENERALES \$ 32,872.50

C) COSTO TOTAL

a. Costo de Manufactura.

- Costo Directo de Manufactura:

Materias Primas	1'106,100.00
Mano de Obra	9,100.00
Supervisión	2,780.00
Mantenimiento	40,170.56
Suministros de Planta	6,025.58
Regalías y patentes	8,448.71
Servicios	29,338.00

- Costo Indirecto

Sobre carga de planilla	1,820.00
Laboratorio	1,365.00
Sobrecarga de planta	4,550.00

- Costo FIjo

Dépreciación	146,074.78
Impuestos a la propiedad	1,256.29
Seguros	14,607.48

Deducción por venta de subproductos (881,000.00)

TOTAL \$ 490,634.41

B) GASTOS GENERALES.

	\$	
Administración		22,078.55
Ventas		490.63
Investigación		9,812.69
Finanzas.		<u>490.63</u>
Gastos Generales \$	\$	34,872.50
Costo total	\$	523,506.91

C A P I T U L O IX

VENTAS, UTILIDAD Y CAPACIDAD DE PLANTA

A.- VENTAS

Como hemos explicado todo nuestro producto será insumido por la planta de dodecil benceno de manera tal que nuestro ingreso total estará dado por nuestro costo total mas un 20 % del capital fijo invertido (94)

$$I_v = \text{Costo fijo} + 20 \% (\text{CFI})$$

$$I_v = \$ 523,506.90 + 20 \times 1'606,822.60$$

$$I_v : \$ 844,871.42$$

B) UTILIDAD.-

La utilidad se toma como un 20 % del capital fijo , esta es una utilidad que se considera normal en las industrias químicas de este tipo; esto viene a ser la tasa de retorno anual, que para industrias químicas, debe estar comprendido entre 16 % y 40 % (nivel minimo 11 %)

$$\text{CFI} = \$ 1'606,822.60$$

$$U_t = 0.2 \times 1'606,822.60 = \$ 321,364.52$$

C) ANALISIS DE COSTO DE OPERACION Y COSTO TOTAL

Compararemos nuestros costos de operación con los costos de operación de plantas ya existentes (83).

Mano de Obra directa	\$	9,100.00
Supervisión		2,780.00
Mantenimiento		40,170.56
Suministro de planta		6,025.58
Servicios		29,336.00
Catalizador		<u>4,500.00</u>
Total de costo de Operación		
	\$ / año	\$ 91,912.14

Costo de operación por BBL de producto

son: 6.9×10^4 BBL/ año.

Costo: 1.33 \$ / BBL al año 70

Como muestras gráficas de comparación están al año de 1956 pasaremos nuestro valor a ese año mediante el índice de costos respectivo

(95)

$$1.33 \times \frac{100}{133.3} = 0.999 \text{ \$ / BBL al año 1956}$$

Análisis de diferentes tamaños de planta

En esta parte se compara los costos de operación de la planta de tetrapropileno, con otros costos similares que nos proporciona la literatura (83)

Analizando primero los elementos que conforman los costos de operación de la literatura, vemos claramente que la gráfica, nos proporciona costos de operación para polimerización con ácido fosfórico año base 1956, excluyendo royalties, ausencia, seguro, impuestos, intereses, control de laboratorio.

Este costo de operación incluye, supervisión, mano de obra de operación, mantenimiento, vapor, combustible, agua y electricidad.

Es de notar que el análisis de los costos de operación incluye la planta completa, tomando como base de estimaciones tanto para equipos como para mano de obra etc. el tamaño de planta de 8,923 toneladas / año.

Hacemos notar que para nuestro caso utilizamos la relación de :

$$I_{fb} = I_{fa} \left(\frac{V_{mb}}{V_{ma}} \right)^{0.66}$$

Donde: I_{fb} = Capital fijo invertido para el tamaño a

I_{fa} ; Capital fijo invertido para el tamaño b

V_{mb} = Volumen de producción para el tamaño a

V_{ma} ; Volumen de producción para el tamaño b.

El valor de exponente es proporcionado por la literatura y es específico para plantas de polimerización.

Estimaremos los costos de operación para plantas menores y mayores que nuestro tamaño de plantas : 2,000 ; 5,000 ; 15,000 ; 20,000; 30,000 y 40,000 toneladas anuales.

Como los valores de mantenimiento y suministro de planta los estimamos en función del capital fijo invertido debemos estimar su valor en función de la relación anterior; como los items de mano de obra directa, supervisión, servicios, catalizador, son proporcionales al volumen de la producción, luego los estimamos según ese criterio, a continuación mostramos un cuadro donde aparecen los diferentes subtotales de los costos de operación divididos según el criterio como fueron estimados.

Tamaño de Planta ton/ año.	Mantenimiento y Suministros de planta \$/año	Mano de Obra Supervisión servicios catalizador \$/ año.	Total \$/año
2,000	17,000.18	10,246.78	27,246.96
5,000	31,551.96	25,617.42	57,169.38
8,923	46,196.14	45,716.00	91,912.14
15,000	65,136.56	76,848.59	141,985.15
20,000	78,533.44	106,467.84	185,001.28
30,000	102,093.47	153,701.76	255,795.23
40,000	123,805.65	204,940.26	328,745.91

A partir del cuadro anterior tenemos que corregir los valores para el año 1956 , año base de comparación , para lo cual corregimos con el factor (100/ 133).

En el cuadro siguiente mostramos los valores corregidos además de los valores de barriles por día.

Capacidad ton.	Costo de operacion \$ / año	Barriles por día BPD	Costo diario \$/día	Costo por Barril \$/ día	Costo corregido \$/BPD <u>1.33</u>
2,000	27,246.96	42.3	74.6	1.763	1.322
5,000	57,169.36	105.5	156.6	1.484	1.113
8,923	91,912.14	189.0	251.8	1.332	0.999
19,000	141,985.15	316.0	388.9	1.231	0.923
20,000	185,001.28	422.0	506.8	1.201	0.901
30,000	255,795.23	632.0	700.8	1.109	0.832
40,000	328,745.91	842.0	900.7	1.069	0.802

Comparando nuestros valores con los de la literatura podemos apreciar claramente que nuestro costo de operación de \$ 0.999 para una producción de 189 barriles por día se encuentra dentro del rango de valores proporcionados por la literatura, pero apreciamos también claramente que si nosotros quisieramos trabajar a un volumen de producción

de 350 $\frac{\text{BBL}}{\text{día}}$, estaríamos trabajando con costos de operación demasiados altos, lo cual nos recomendaría recalcular la planta, o de lo contrario saldrían demasiados altos los costos.

- Análisis de los Costos totales.-

En esta parte al igual que en los costos de operación calcularemos los equipos, gastos generales, costo directo etc. para diferentes tamaños de planta, siguiendo los criterios de factor exponencial de corrección 0.66.

En el cuadro que sigue aparecen los valores en miles de soles, además se han deducido del costo total las entradas de ventas de los sub-productos, pues el análisis es solo para el tetrámero.

Además se puede notar claramente que el costo total unitario tiende a estabilizarse en 50 \$ / ton, tal como aparecen en la gráfica resultando para nuestra planta un costo total unitario de 58 \$ / ton es decir un 11 % más.

Capacidad de Planta (TON)	2,000	5,000	8,925	15,000	20,000	30,000	40,000
Costo directo							
de Manufactura	259.3	647.6	1,155.7	1,942.8	2,590.5	3,885.8	5,181.1
Mantenimiento y Suministros.	17.0	21.5	46.1	65.1	78.5	102.0	123.8
Costo indirecto de Manufactura	1.7	4.3	7.7	12.9	17.3	25.9	34.6
Gastos Generales	7.3	19.4	32.8	55.2	73.6	110.5	147.3
Costo Fijo	159.5	210.6	161.9	228.3	275.2	357.8	433.9
Costo total	422.8	912.5	1,404.5	2,304.6	3,035.3	4,482.3	5,921.0
Sub-Productos	(197.5)	(493.8)	(881.0)	(1,481.4)	(1,975.2)	(2,962.8)	(3,950.4)
Costo total neto	325.2	418.7	523.5	823.2	1,060.1	1,519.5	1,970.6
Costo unitario	162.5	83.74	58.81	54.98	50.30	50.65	49.26

*

* Valor Expresado en / Ton.

Comparación de los costos de compra y Operación con los costos de otras plantas.

Se analiza y se compara los datos de la planta de polimerización con las de otras ya existentes y cuyos datos nos proporciona la literatura (96).

La planta de Polimerización no incluye en la gráfica: los tanques de almacenamiento y las dos últimas torres de destilación, puesto que en otras plantas, este proceso lo usan para obtener aditivos de gasolina de alto octanaje; tampoco incluye los terrenos, edificios e instalaciones para servicios (97).

Además debemos tener en cuenta que las gráficas de la literatura son para el año 1968 a fin de corregir los índices de costo correspondiente.

Como valores base para nuestro cálculo tomaremos los correspondientes a los costos de toda la planta, para el año 1970.

Relación de Equipos considerados en la Sección de Polimerización.-

Intercambiadores (54)	68.636.19
Filtros (56)	11,831.50
Torre N°(Despropanizador)(58)	27,867.69

Reactor (59,(6)	38,189.50
Tanques, (TP1,TP2,TP4,) (64)(65)	85,629.31
Acumulador N°3 (69)	3,657.38
Dowtern N°1. (72)	16,162.38
Bombas más ventiladores (61.)(63)	5,847.70
Motores (62)	271.67
TOTAL	<u>258,093.58</u>

\$

otros Items: (74) % del costo del Equipo

Tubería	50 %
Instrumentación	15 %
Aislamiento	8 %
Instalaciones eléctricas	15 %
TOTAL:	<u>88 %</u>

En Dolares: \$ 227,122.35

Costo de Instalación : (*) (73)

Intercambiadores	10,295.42
Filtros	4,441.02
Torres	9,753.37
Reactor	15,275.58
Bombas mas ventiladores	292.24
Motores	13.58
Tanques	25,688.79
Acumuladores	1,093.29
Dowtern	<u>877.15</u>
TOTAL	67,734.44

* Deducidos en función del % de costo del equipo.

Luego el costo de la planta física será :

Costo de compra del equipo	258,093.58
Instalación	67,734.44
Otros items	<u>227,122.35</u>
TOTAL:	552,950.37

Costo Directo de Planta

Representa el 30 % del costo de la planta física, luego el capital fijo invertido será (75)

$$\$ 552,950.37 \times X.3 = \$ 846,037.51$$

Afectando por el factor de productividad de 1954 a 1970 y luego pasando el costo de 1970 a 1968.

$$C.F.I. = 841,037.51 \times \frac{170.8}{322.4} \times \frac{108}{118}$$

$$C.F.I. = \$ 404,802.50$$

- Cálculo del CFI para otros volúmenes de producción usaremos el método empleado en (Pag.114)

Volumen de producción BBL/ año.	Volumen de producción BBL/ día	\$ MILES
0.2799 x 10 ⁵	76.7	149.9
0.7220 x 10 ⁵	198.0	284.0
C.2930 x 10 ⁵	354.0	407.8
2.1700 x 10 ⁵	595.0	575.0
2.8900 x 10 ⁵	793.0	692.0
4.3400 x 10 ⁵	1,190.0	900.0
5.7850 x 10 ⁵	1,585.0	1,092.0

Para calcular el costo de operación tenemos que tomar en cuenta el C.F.I . en esta planta para el mantenimiento, en los demás puntos del costo de operación usaremos los valores anteriormente calculados.

<u>Volumen producción en BBL/día</u>	<u>Costo de operación en \$/BBL</u>
76.7	52.273
198.0	44.309
354.0	41.526
595.0	39.050
793.0	38.050
1,190.0	36.731
1,585.0	35.803

Todos estos datos los mostramos en curvas en la gráfica adjunta , tambien mostramos las curvas de otras plantas, las cuales se pueden encontrar en (96).

Es muy importante decir que en esta parte se considera como productos a todos los polímeros.

Notamos que las curvas que existen son para plantas mucho más grandes que la nuestra, es por eso que cuando hacemos nuestras proyecciones y comparamos con el costo de otras plantas, aparentemente nuestro capital fijo invertido será grande,

pero esto se puede explicar dado, que el volumen de producción del cuál partimos es apenas de 354 barriles / día y la planta más pequeña que nos dá la curva es de 1,000 barriles / día, entonces como sabemos, el costo de equipo pequeño por unidad de producción es mucho más caro que el costo de un equipo grande por unidad de producción; a todo esto tenemos que agregar que las compañías que instalan este tipo de equipos para su uso cuentan con gran experiencia, en estudios de este tipo.

Cuando observamos la curva del costo de operación , vemos que por la pequeña capacidad de nuestra planta, la curva calculada por nosotros no cae en el rango de las curvas proporcionadas por la literatura.

Pero lo que si podemos observar es que nuestro costo de operación tanto como el de otras plantas ya existentes tienden a estabilizarse en el valor de 36 - 37 \$ / B.B.L. esto nos indica que estamos operando correctamente y aún más, en forma económica puesto que estamos en la parte inferior del rango de costos de operación.

Tiempo de Retorno:

Es el numero de años en que retorna el capital invertido, por la utilidad calculada antes de deducir la depreciación:

$$D = \frac{I_f}{P_a r_a + 0.1 I_f}$$

D= Tiempo de retorno en años

P_b= Utilidad antes de Impuestos por unidad de producción

V_a= Producción anual

I_f= Capital fijo invertido.

P_bx r_a= Utilidad antes de Impuestos y antes de deducir la depreciación.

I_f= \$ 1'606,822.60

P_bx V_a= Costo total - Depreciación

P_bx V_a= \$ 523,506.91- 146,074.78
= \$ 377,432.13

$$D = \frac{1'606,822.60}{377,432.13 + 0.1 \times 1'606,822.60} = \frac{1'606,822.60}{538,144.39} = 2.986$$

$$D = 2.986 = 3 \text{ años}$$

El tiempo de retorno del capital fijo invertido es de tres años, antes de Impuestos y depreciación este es un tiempo de retorno del capital que esta de acuerdo con los valores dados ó recomendados para la industria Petro-Química (99)

A N E X O S.-

ANEXO A: ESTIMACION DE PROPIEDADES FISICAS DE COM-
PUESTOS EN PROCESO.

1.- Cálculo de las Constantes Críticas de Hidrocarburos.

Todos los datos para encontrar las constantes críticas fueron tomadas de la tabla de estimación de propiedades críticas de compuestos orgánicos de H.L. Lyndersen (100)

Para el caso de la Temperatura Crítica, se usó tablas del método Forman y Thodos (101).

$$(\text{ }^\circ\text{K}) T_c = 8 a / 27b R \quad R = 82.06 \quad (102) .$$

Con esta temperatura y la regla modificada de Gulberg(103) Se calcula la temperatura de ebullición normal (Tb).

Para el caso de las presiones críticas usamos el método de Riedel (104).

$$(\text{Atm}). P_c = M / (\sum \Delta p + 0.34) ^2$$

Para el caso de los volúmenes críticos usaremos el método de Lyndersen (105).

$$(\text{cm}^3 / \text{mol gr.}) V_c = 40 + \sum \Delta v$$

Para el factor de compresibilidad usaremos:

$$Z_c = P_c V_c / R T_c \quad (106) .$$

Estos datos pueden verificarse con el nomograma de la página 29 del libro por Reid and Sherwood (107).

RESULTADOS DE LA ESTIM. DE CONSTANTES CRITICAS

Compuestos	PROPIEDADES				
	T _c (°K)	T _b (°K)	P _c (ATM)	V _c (cc/mol)	Z _c
Propileno	364.5	224.0	44.2	191.0	0.282
Propano	372.5	232.2	43.0	205.0	0.288
Polimero ligero	500.0	331.7	32.1	346.0	0.271
Polimero normal	657.5	482.6	19.2	650.0	0.239
Polimero pesado	663.0	392.9	24.0	50 7.0	0.264

(Esto fué calculado usando, programa de computador, que es lo más conveniente).

2.- Cálculo de las Presiones de Vapor.-

Estos calculos los realizamos mediante la correlación de presiones de vapor de Riedel-Plank-Miller(108).

$$\text{Log } P_{vPR} = - (G/T_R) (1 - T_R^2 + g (1 - T_R)^3) .$$

donde= G= 0.2471 + 0.4525 h ; 10 < P_v < 1,500 torrs.

G= 0.2271 + 0.4525 h ; P_v 1500 torrs.

siendo h:

$$h = (T_{bR} (\text{Log } P_c / (1 - T_{bR})) . .$$

siendo g:

$$g = (h/g - (1 + T_{be})) / (1 - T_{br})^2$$

RESULTADOS DE LA ESTIMACION DE PRESIONES DE VAPOR

T (°K)		P (Atmosferas).	
Propileno		Propano	
T	P	T	P
600.0	3,100.2	600.0	639.258
500.0	452.85	500.0	357.059
400.0	82.397	400.0	77.120
364.5	44.181	372.6	43.048
300.0	11.555	300.0	9.705
224.0	1.000	232.2	1.000
200.0	0.282	200.0	0.227
POLIMERO LIGERO		POLIMERO NORMAL	
T	P	T	P
600.0	128.439	657.5	19.239
500.0	32.126	600.0	8.736
500.0	32.119	500.0	1.675

POLIMERO LIGERO

T	P
400.0	5.879
331.7	1.000
300.0	0.319
200.0	0.0004

POLIMERO NORMAL

T	P
482.7	1.000
400.0	0.082
300.0	121.378x10 ⁻⁶
200.0	45.019x10 ⁻¹¹

POLIMERO PESADO

T	P
600.0	30.632
563.0	24.006
500.0	9.348
400.0	0.990
394.9	1.000
300.0	0.0103
200.0	61.815x10 ⁻⁹

3.- CALCULO DEL VOLUMEN MOLAR.-

Usamos para estas estimaciones el método de los estados correspondientes (109).

$$V_1 \rho_{R1} = V_2 \rho_{R2}$$

donde: $\rho_R = \frac{\rho}{\rho_c} = \frac{\text{Densidad}}{\text{Densidad crítica.}}$

Aplicando esto en el punto crítico:

$$V_1 = \frac{V_c}{\rho_{R1}} \quad V_c = \text{Volumen crítico}$$

Observar que los volúmenes molares pueden hasta ciertos límites considerarse como aditivos, pero no puede usarse la misma suposición para las densidades de los líquidos.

$$V \text{ molar} = \frac{V \text{ total}}{N \text{ total}} \quad n \quad \text{numero de moles}$$

fm= Fracción molar.

por qué

$$V \text{ molar tot} = V_{m1} f_{m1} + V_{m2} f_{m2} + \dots$$
$$= \frac{V_1}{N_1} \times \frac{n_1}{N_t} + \frac{V_2}{N_2} \times \frac{n_2}{N_t} + \dots$$

$$V \text{ molar} = \frac{V_1 + V_2 + \dots}{N_T}$$

Para obtener datos más exactos de volúmenes molares se tendría que calcular las llamadas pseudo constantes de la mezcla y trabajar con correlaciones para mezclas, pero los errores que podemos introducir al trabajar con ecuaciones, que son para componentes puros y considerar propiedades aditivas con la fracción molar, se compensan con el hecho de que las correlaciones para mezclas, tienen un alto grado de incertidumbre y han sido hechas en base a ciertos compuestos, lo que no garantiza que se cumplan para los demás y también las

correlaciones de mezclas son problemas que no tienen muchos años de estudio, lo que impide una comprobación práctica adecuada.

Resultados de la Estimación de Volúmenes Molares.-

T(°K) V (cc/ mol gr).

PROPANO

T	V
277.5	87.308

POLIMERO LIGERO

T	V
484.0	213.448
332.5	132.541

POLIMERO PESADO

T	V
484.0	233.964
427.0	205.972
400.0	196.131

POLIMERO NORMAL

T	V
483.0	244.959
427.0	228.511
291.0	207.469
383.0	207.000

4.- Calculo del Calor Latente de Vaporización.

Usamos para éste calculo la correlación modificada de Pitzer (110), del factor acentrico.

$$\lambda_T = T (7.90 T_R - 7.82 - 7.11 \text{ Log } P_{VP_R}^{(1.07 - T_R)})$$

T en °K λ_T en cal/ mol- gr.

RESULTADOS DE LA ESTIMACION DE CALORES DE VAPORIZACION

T (°K)		(Cal/ mol gr).	
PROPANO		POLIMERO LIGERO	
T	λ	T	λ
277.55	9,175.81	283.0	8,618.05
291.00	9,992.57	291.0	10,507.90
355.00	19,400.00	332.5	11,609.56
456.00	36,837.37	411.0	15,051.14
		484.0	14,551.11
POLIMERO PESADO		POLIMERO NORMAL	
T	λ	T	λ
291.0	18,480.47	283.0	19,652.98
400.0	15,060.64	284.0	19,130.76
411.0	15,523.32	291.0	18,728.78
427.0	14,558.28	411.0	16,489.96
484.0	20,540.81	427.0	16,489.96
		483.0	18,488.05

Debe mencionarse, que se pueden calcular los calores anteriores por el método de Classius-Clapeyron en función de temperaturas reducidas (111).

Para cálculos rápidos se puede usar la correlación de Kunte y Doraiwamy para calores molares de vaporización (112).

5.- CALCULO DE CAPACIDADES CALORIFICAS.

Usamos el método estructural de Sakiadis y Coates, sólo para temperaturas reducidas por debajo de 0.7 (113).

Para el caso de temperaturas reducidas mayores que 0.7, usamos el método de Watson (114).

RESULTADOS PARA LA ESTIMACION DE CAPACIDADES CALORIFICAS

T (°K)		Cp	(Cal/Mol gr°C).	
PROPANO			POLIMERO PESADO	
T	Cp		T	Cp
291.0	59.578		291.0	64.388
277.5	38.802		400.0	67.735
			411.0	69.167
			427.0	71.085
			484.0	80.255

POLIMERO NORMAL		POLIMERO LIGERO	
T	Cp	T	Cp
283.0	77.011	291.0	44.814
291.0	78.708	332.5	48.191
411.0	90.426	484.0	61.401
427.0	98.990		
483.0	102.299		
484.0	102.099		

Para compuestos tales como Propano y Propileno, podemos encontrar estos datos en diferentes manuales.

La capacidad calorífica de los líquidos aumenta algo con la temperatura, los efectos de la presión son pequeños, salvo en la región crítica, donde la capacidad calorífica varía significativamente con la presión y temperatura (115).

Respecto a la capacidad calorífica de gases reales, se puede partir de las capacidades de gases ideales, y se corrigen por el método de Edmister (116), es una corrección isotérmica por presión a las capacidades caloríficas de vapores, los datos se pueden obtener de (117).

6.- CALCULO DE CALORES DE FORMACION Y CALORES SENSIBLES.-

El conocimiento de las entalpías es muy importante, sin el cuál no se puede continuar, entre ellas la entalpía de reacción, el método usado, permite obtener las entalpías, de los compuestos para los diagramas Ponchon- Savarit (cálculos de destilación). Usamos el método de Sounders, Matthens y Hurd (118). Las entalpías de formación calculadas son de los componentes al estado gaseoso e ideal, a presión nula y a la temperatura asumida luego para obtener la entalpía del gas real, a la presión deseada, debemos introducir correcciones dadas por las tablas " Desviaciones de la Entalpía de Gases y Líquidos a partir del Comportamiento de los Gases Ideales" (119). Para el caso del diagrama de Ponchon- Savarit, las correcciones por presión por ser pequeñas no afectan mayormente los resultados por lo cuál no usamos las correcciones en ese punto.

Para los cálculos de la cantidad de calor que se remueve en los intercambiadores, usamos las correcciones a las desviaciones de entalpías y las entalpías normales de formación, en caso que no existan datos (tales como temperaturas de entrada y salida)

usamos métodos indirectos que se explica en cada caso.

Los cálculos se vuelven más complicados cuando no se tienen compuestos relativamente comunes, ya que alguna propiedad importante no ha sido medida

RESULTADOS.-

ENTALPIAS DE FORMACION A 34 ATM 456°K

H (K cal/ gr. l. l).

PROPILENO : - 7.8276 Polimero ligero: -19.2005
PROPANO: -24.3659 Polimero pesado: -39.96818
POLIMERO NORMAL: 59.3488

ENTALPIAS DE FORMACION A 13.6 ATM Y 325°K

PROPILENO - 6.51869 POLIMERO LIGERO -13.0258
PROPANO - 22.482 POLIMERO PESADO: -29.63315
POLIMERO NORMAL: -46.7772

VARIACION DE LA ENTALPIA CON LA TEMPERATURA

Y LA PRESION

Base Gas ideal $\Delta H = 0$ a $P=0$ ATM Y $T=300^\circ K$

Tomando una mezcla de Hidrocarburos de la siguiente composición Molar:

PROPANO: 72 %

-12-

POLIM. LIG: 1.3 %

POLIM. PES: 10.7 %

POLIM. NOR: 18.0 %

A la presión de 34 Atm y diferentes temperaturas

T°K	ΔH (Cal/gr-mol)
300.0	-5.144.710
400.0	- 421.480
500.0	4,952.993
600.0	10,109.939

Para la misma mezcla a la presión de 13.6 Atm y T=325°K

T(°K)	ΔH (Cal/gr-Mol)
325°K	4,413.10

Cambio en la Entalpia tomando como base:

Gas ideal $\Delta H= 0$ a P=0 Atm. Y T=291°K

Tomando una mezcla de Hidrocarburos de la siguiente composición molar:

PROPANO:	72.0%
PROLIM.LIG:	1.3 %
POLIM. PES.	10.7 %
POLIM. NOR.	18.0 %

P=13.6 Atm Y T= 325 °K

P=5 at Y P=291°K

$\Delta H(\text{Cal/gr.mol})$

$\Delta H(\text{Cal/gr,mol}).$

- 4.064.4

- 5.067.4

Cambio en la Entalpia tomando como base:

Gas ideal $\Delta H= 0$ A P= 0 Atm. y T = 411°K.

Tomando una mezcla de Hidrocarburos de la siguiente compoisición molar:

POLIMERO LIGERO: 5 %

POLIMERO PESADO: 38 %

POLIMERO NORMAL: 57 %

P=5 Atm y T= 485°K.

P= 1 atm y T=411°K

$\Delta H(\text{cal/gr.mol})$

$\Delta H(\text{cal/gr.mol} .$

-1,502.5

-7,725.0

7.- CALCULOS PARA LA CONSTRUCCION DEL DIAGRAMA X -Y

Liquido vapor para el sistema Tetra-Propileno, Polimero- Pesado.

Considerando el sistema como ideal.

$X_1+X_2= 1$
 $p_1+p_2= 1$
 $X_1p_1+X_2p_2= 1$

X= Fracción molar en la fase líquida

$Y = \frac{P}{P_x} x$

$X_1 = \frac{1-p_2}{p_1-p_2}$

Y= Fracción molar en la fase vapor

P= Presión de vapor del compuesto puro

P_T = Presión total = 1 atm .

p = Presión parcial.

Para cada temperatura hay un juego de p_1 y p_2 , luego se puede obtener una relación T - X.

RESULTADOS.-

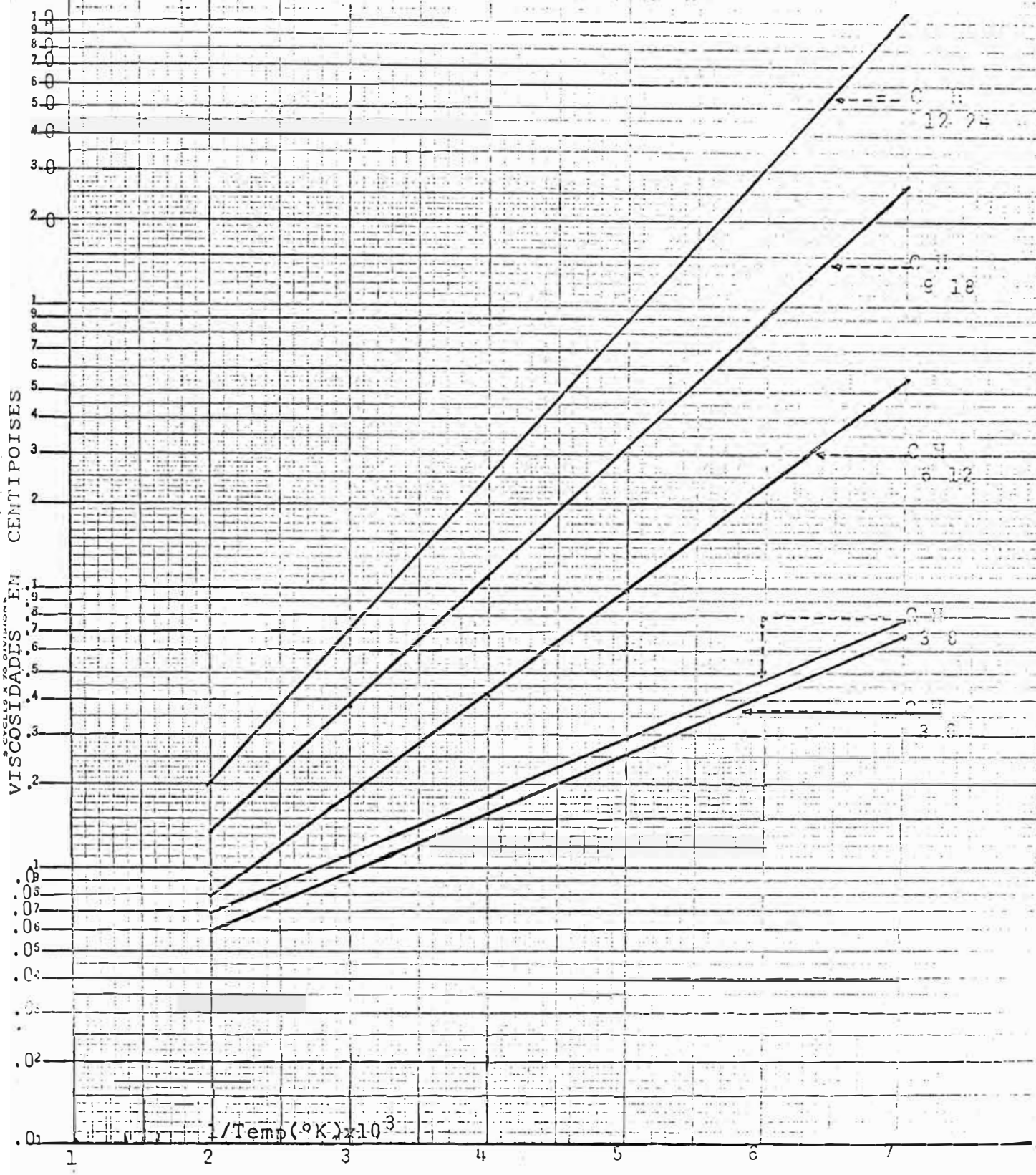
T(°K)	X	Y
483	0.0000	0.0000
480	0.0135	0.0870
475	0.0344	0.2023
470	0.0551	0.2996
465	0.0849	0.4159
460	0.1121	0.5006
455	0.1442	0.5808
450	0.1789	0.6497
445	0.2206	0.7124
440	0.2576	0.7603
435	0.3077	0.8993
430	0.3573	0.8476
425	0.4436	0.8851
420	0.5257	0.9137
415	0.5909	0.9366
410	0.7235	0.9648
405	0.8662	0.9944
400	1.0000	1.0000

8.- ESTIMACION DE VISCOSIDADES.-

Estos datos fueron obtenidos para los Hidrocarburos del libro por Rossini (120,) para corregir ó obtener viscosidades a otras temperaturas usaremos la correlación de Lewis y Squires (121), para viscosidad de líquidos respecto a la temperatura.

A continuación damos una gráfica , pero más valores se pueden ver en (120).

VISCOSIDADES DE HIDROCARBUROS A DIFERENTES TEMPERATURAS.



9.- DATOS DEL ACIDO FOSFORICO.

Para el cálculo de la densidad del ácido fosfórico (H_3PO_4), usaremos la fórmula :

$$T_c = \frac{T_2 - T_1}{\left(\frac{\rho_{t_2}}{\rho_{t_1}}\right)^{10/3}} + T_2 + 6 \quad (P_2 \gg P_1) \quad (122)$$

Los puntos datos los encontramos en (123)

Presión de Vapor: Chemical Engineers Hand Book (Textbooks Edition) (124).

Densidad de soluciones: Chemical Engineering Hand-Book (Text Books Edition) (125).

Capacidad Calorífica: " Chemical Engineers Hand Books (Text Books Edition) (126).

Cálculo de la Temperatura Crítica:

$$T_c = \frac{T_2 - T_1}{\left(\frac{\rho_{t_2}}{\rho_{t_1}}\right)^{10/3}} + T_2 + 6 \quad T_c = 651 \text{ } ^\circ\text{C.} \quad (127).$$

Cálculo de la temperatura normal de ebullición

$$T_b/T_c = 0.635 \quad T_b = 313.7^\circ\text{C.}$$

Hougen- Watson- Ragatz - Tomo 1 (128).

Viscosidad: Enciclopedia de Tecnología Química Krik-Othmer

Tomo -8- (129).

ANEXO B.-

INDICES DE COSTOS.-

En esta sección explicaremos algunos criterios referentes al uso de los índices de costos usados en este trabajo.

Primero usamos el índice de costo por inflación, que nos representa el aumento del precio que sufrirá un equipo determinado, debido al aumento del costo de vida, tenemos índices para diferentes equipos individualmente y en base a esos datos afectamos a cada equipo su índice respectivo, el uso de este índice es el de calcular el costo de un equipo en un año determinado teniendo como base el costo del equipo a otro año, que para nuestro caso será el año actual (este índice de inflación tiene como base el año 1946 en donde se ha tomado el valor $I = 100$).

También existe el llamado índice de productividad, que es el que mide el aumento de la eficiencia de los equipos en el transcurso del tiempo, ó sea que los equipos han ido mejorando su diseño, capacidad de trabajo, lo cuál hace que los costos disminuyan, pero este índice no se puede aplicar a un equipo en particular, puesto que los diferentes equipos no mejoran individualmente año

a año pero si el conjunto de equipos, es por esto que nosotros antes de aplicar este índice, primero corregimos nuestros datos de costos a 1954, luego individualmente cada equipo lo corregimos para el año 1970 y la suma de todos los costos en 1970 lo afectamos por el índice de productividad de 1954 a 1970, el índice de productividad tiene como año base el año 1946 en donde se ha considerado $I = 100$

También disponemos de un índice de costo de construcción, que en realidad es la combinación del índice de costo por inflación y por productividad y nos permite pasar un costo de un año a otro, no toma en cuenta los diferentes tipos de equipos y se usa para cualquier equipo, nosotros usamos este índice para pasar del año de 1970 a 1968 por que para comparar los costos de compra y de operación de la planta de polimerización disponemos de unas curvas para el año 1968.

Tambien tenemos índices para precios de productos químicos, para la mano de obra, tenemos índices de inflación y productividad, dispone-

mos tambien de índices para costos de operación de plantas de Procesos Unitarios.

Todos estos últimos índices tienen como base el año de 1956 en donde se ha tomado como valor I= 100.

Referencias en (98).

ANEXO C.-

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

- 1.- Walas, " Cinética de Reacciones Químicas", Ed. Aguilar; p. 314.
- 2.- Kobe, " Advances in Petroleum Chemistry and Refining"; Ed. Interscience; Ref. 4, Vol II, Cap. 8.
- 3.- Id; Ref. 10.
- 4.- Id . Ref. 33
- 5.- Id; Ref. 45
- 6.- Bethea y Karchmer; Industrial and Eng. Chemistry; Vol. 48, N°3; p. 370.
- 7.- Id; Referencias 7,9,13,16 y 18
- 8.- Id; T.bla III
- 9.- Reid; Chem . Eng. Progress; AICHE; Vol.64,1968
- 10- Mc.Adams;" Heat Trasmisión", Ed. Mc.Graw H; p...
- 11- Nelson; " Petroleum Refinery Eng", Ed' Mc Graw H; p. 536 (RS-1).
- 12- Id; p.537- (RS- 4)

- 13.- Kern; " Process Heat Transfer". Ed. Mc.Graw H;
p. 845 (RS-5).
- 14.- Nelson; " Pet, Ref. Eng". Ed. Mc.Graw H;
p. 558- (RS- 7)
- 15.- Id; p. 556 (RS- 6)
- 16.- Id; p. 557
- 17.- Buthod; The Oil and Gas Journal; January 18,
1960, Vol. 58 N°3; p.67
- 18.- Nelson ; " Pet. Ref. Eng"; Ed. Mc. Graw H;
p.562.
- 19.- Id; p.562- (RS-3).
- 20.- Id; p. 559 (RS-2)
- 21.- Peters " Plant Design and Economics for Chem.
Eng". Ed. Mc. Graw H; p.327. (RS- 0).
- 22.- Perry; " Chem. Eng. Handbook" ,Third Ed;
Ed. Mc Graw H;p.11-22.
- 23.- Id. ; p.11-29
- 24.- Carberry; CHemical Engineering; June ,153;
p.225
- 25.- Nelson; " Pet. Ref. Eng". Ed.Mc Graw H ;p.170
- 26.- Id; p.178-180

- 27.- Id. A (22)
- 28.- Nelson; " Pet. Ref. Eng" ; Ed. Mc Graw H; p.536
- 29.- Id; p.556
- 30.- Id; p.560;
- 31.- Kern, " Process Heat Transfer" ; Ed. Mc.Graw H;
p.845;
- 32.- Id; ; p.559.
- 33.- Id; p.562
- 34.- Perry; " Chem. Eng. Handbook". Third Ed; Ed.Mc
Graw H; p.9-53
- 35.- Erbar y Maddox; Petroleum Refiner; Vol.40,
Nº5; May 61. (RS-10)
- 36.- Treybal; " Mass Transfer Operations"; Ed. Mc.
Graw H; p.368.
- 37 y 38.- Perry; " Chem Eng. Handbook" Ed.Mc.Graw H;
p. 18-17.
- 39.- Perry, " Manual del Ing. Quím"; Ed. Uteha;p. 1418
- 40.- Nelson; " GUide to Refinery Operating Costs"
Ed. The Petroleum Publising Company, Tulsa
Oklahoma; p.79.

- 41.- Aramburú (Editor), Industrial 60; p.36
- 42.- Walas; " Cinética de las Reacciones Quím'
" Ed. Aguilar; p.316
- 43.- Perry; " Manual del Ing. Quím"; Ed. Uteha;
p.1064
- 51.- Aries y Newton; " Chemical Engineering
Cost Estimation"; Ed. Mc. Graw H; p.49.50
- 52.- Peters; " Plant Des.and Econ. for Chem. Eng".
Ed; Mc. Graw H; p.327. (RS-9)
- 53.- Nelson; The Oil and Gas Journal; April 5,
1971;p. 82.
- 54.- Peters; " Plant Des. and. Econ. for Che. Eng"
Ed. Mc. Graw H; p.327.
- 55.- Nelson; The Oil and Gas Journal; April 5,1971;
p.83.
- 56.- Guthrie; Chemical Engineering; Marzo 24,1969;
p.143.
- 59.- Id; p.144
- 60.- Perry; " Manual del Ing. Químico "Ed. Uteha; p.1099

- 62.- Aramburú (Ed); Industrial 69; p.36
- 65.- Gutrhie; Chem. Eng; Marzo 24,1969; p.143
- 69.- Id; 124
- 57.- Aries y Newton; " Chem. Eng. Cost .Estim
" Ed. Mc Graw H; p.168
- 58.- Id; p.70
- 61.- Id; p.55
- 63.- Id; p.22
- 64.- Id; p.66
- 66.- Id;p.66 Fig. 46-3
- 67.- Id; p.67 ; Fig. 47-4
- 68.- Id; p.66; Fig. 46-3
- 70.- Gutrhie ; Chem. Eng: Marzo 24, 1969; p.144
- 71.- Id; p.143
- 72.- Aries y Newton; " Chem. Eng. Cost Estim" Ed.
Mc. Graw H; p.32
- 73.- Id. ; p.75, 77.
- 74.- Id; p.97

75.- Id. ; p. 4

76.- Id. ; p.4.

77.- Id. ; p.11, 12

78.- Id; p.22

79.- Refineria Local, Comunicación Personal

83.- Nelson; " Guide to Ref. Oper. Cost"; Ed.

The Pet. Pub. Co. , Tols Oklah; p.79

87.- Tesis Bachilver; UNI, Fac. Ing. Ind. L.U.N.

y M.R.D. ; 1969

80.- Aries y Newton ; " Chem. Eng. Cost: Est:"

Ed. Mc Graw H; p. 162

81.- Id; p. 163

82.- Id; p. 164

84.- Id; p. 168

85.- Id; p. 172

86.- Id; p. 169

88.- Id; p. 173,174

89.- Id; p. 179

- 90.- Id; p. 181
- 91.- Id; p. 185
- 92.- Id; p. 186
- 93.- Id; p. 187
- 94.- Id; p. 193
- 99.- Id.; p. 196.
- 95.- Nelson, The Oil and Gas Journal; October 12,
1970; p. 172.
- 96.- Gutrhie; Chem. Eng; Marzo 24, 1969; p.143,144
- 97.- Nelson; " Pet. Ref. Eng; Ed. Mc Graw H; p.732
- 98.- Nelson; The Oil and Gas Journal; April 5, 1971;
p. 121 .
- 100- Reid and Sherwood; " The Properties of Gases
and Liquids"; Ed. Mc. Graw H. ; p.10
- 101- Id; p.12
- 102.- Id.p.12
- 103.- Id.p.9

- 104.- Id; p.27
- 105.- Id; p.33
- 106.- Id. p.28
- 107.- Id. p.29
- 108.- Id. p.141
- 109.- Id. p.106, 107
- 110.- Id. p. 160
- 111.- Id. p.....
- 112.- Hengstebeck; " Destilación" Ed. CECSA; P. 389
- 113.- Reid and Sherwood; " The Prop. of Gases and Liq"
Ed. Mc. Graw H. ; p. 315
- 114.- Id; p.317
- 115.- Id.;p.485
- 116.- Id.;p.301
- 117.- Rossini; " Selectec Values of Hidrocarbon
Properties Project 54, U.S. Bureau Standard
(RS-11)
- 120- Id.

- 118.- Reid and Sherwood; " Prop. of Gases and Liq ";
Ed. Mc. Graw H; p.200
- 119.- Id.; p.294
- 121.- Id.; p. 486
- 122.- Id.; p.24
- 127.- Id.; p.24
- 123.- Perry; " Chemical Engineers Hondbook". Ed.
Mc. Graw Hill , p. 181
- 124.- Id.; p. 167
- 125.- Id.; p. 181
- 126.- Id.; p. 234
- 128.- Hougen y Asoc. " Principios de los Procesos
Químicos". Ed. Reverte; p.98
- 129.- Kiek y Othmer; " Enciclopedia de Tecn. Química".
Ed. Uteha; tomo 8, p. 457

Anexo D. Referencias Seleccionadas.

A continuación se expone un grupo de referencias gráficas ,seleccionadas de la bibliografía indicada a través del texto, estas referencias se han clasificado con la clave RS e inclusive esto se indica en el Anexo C.

Chart for Solving
LMTD Formula

$$LMTD = \frac{GTTD - LTTD}{\ln \frac{GTTD}{LTTD}}$$

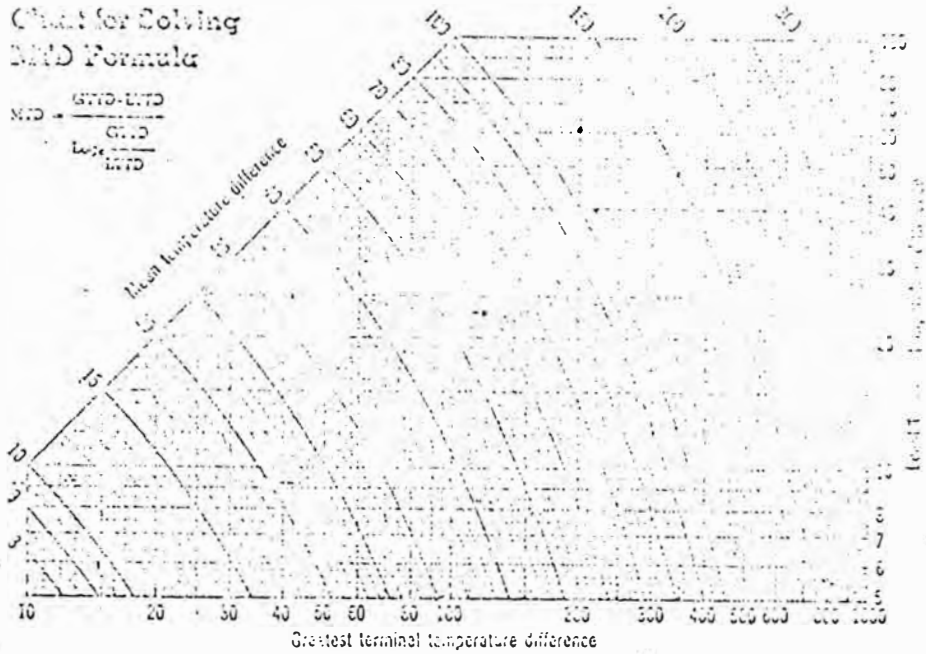


FIG. 17-3. Logarithmic mean temperature difference. (Grison-Russell Co.)

RS -1

TABLE 17-5. APPROXIMATE DESIGN RATES FOR REBOILERS

Service	Temperature rise, °F	Boiling film coefficient, Btu/(hr)(sq ft)(°F)	Maximum heat density, Btu/hr/sq ft
Light hydrocarbon reboilers, and chillers using propane or butane	Substantially none	300	12,000
Same	30*	250	12,000
Waste-heat boilers, amine reboilers, and chillers using ammonia	Substantially none*	500	15,000-20,000

* Increase in temperature of the liquid being reboiled. For large temperature rises, handle as a heating zone and a reboiling zone.

RS-2

TABLE 17-7. FILM COEFFICIENTS, CONDENSING*

Material	Btu/(°F unit)(sq ft)(hr) ^{0.75}	
	No steam	With steam, but steam not condensing in same temperature range as vapor
Natural gasoline.....	210-250	170-210
Gasoline.....	180-220	150-170
Kerosene.....	150-190	100-120
Gas oil.....	130-180*	70-70*
Wax distillate.....	110-160*	50-60*

* Reduce to half for vacuum service.

developed by many investigators but only the work of D. A. Donohue²⁶ appears to apply to practical refinery design. His formula for the film condensing coefficient of hydrocarbon vapor mixtures on the outside of horizontal tubes in tubular equipment is:

$$h = C \left(\frac{L}{W} \right)^{0.33}$$

where L = horizontal length of the tube

W = rate of condensation per tube, lb per hr

C = a factor that has the following approximate values:

Light gasoline.....	775	Kerosene.....	680
Pentane.....	775	Decane.....	675
Octane.....	720	Tetradecane.....	640
Gasoline.....	700		

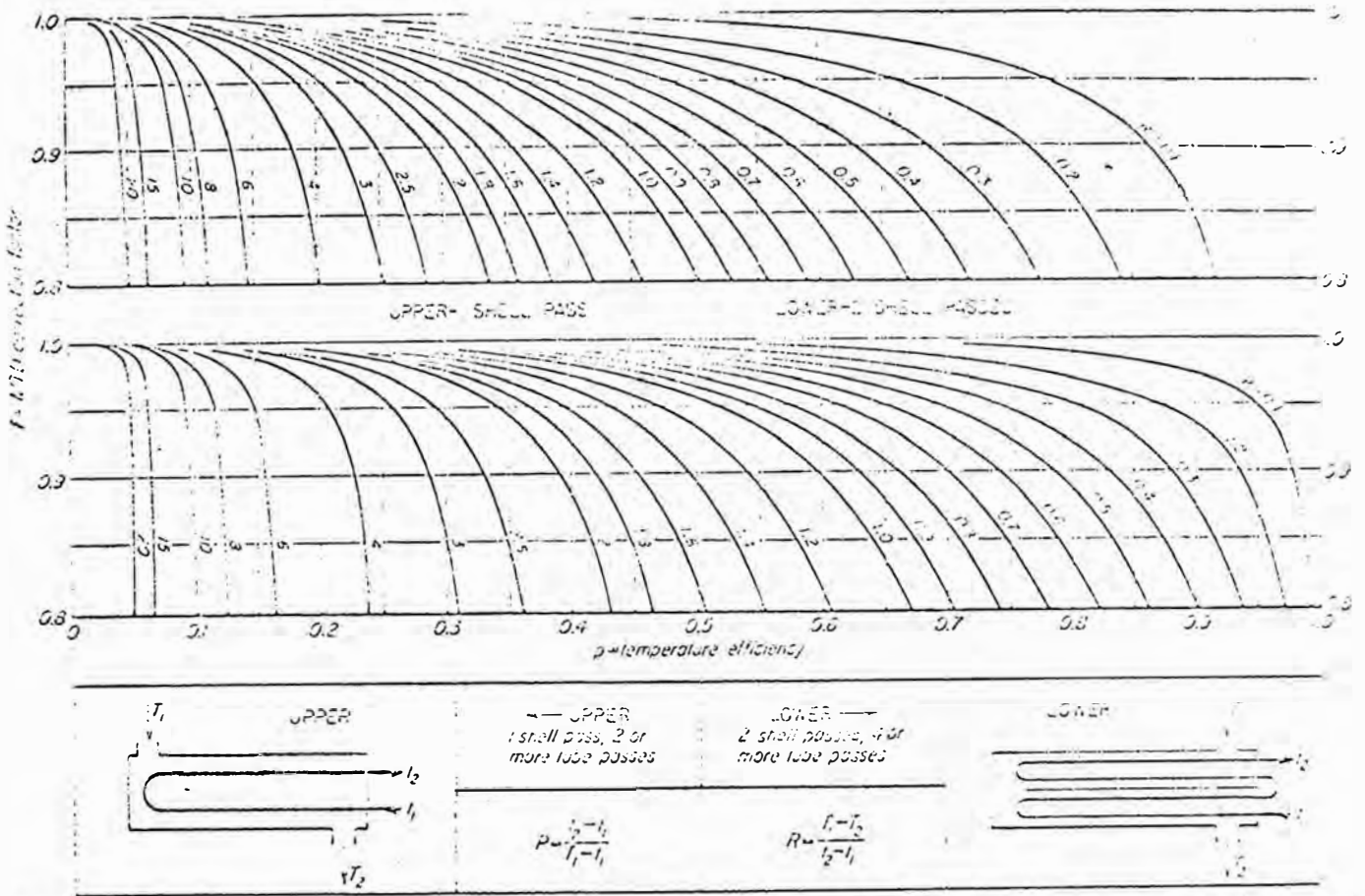


FIG. 17-4. Correction factors for mean temperature difference for single-pass shells with two or more tube passes (above); and double-pass shells with four or more tube passes (below).

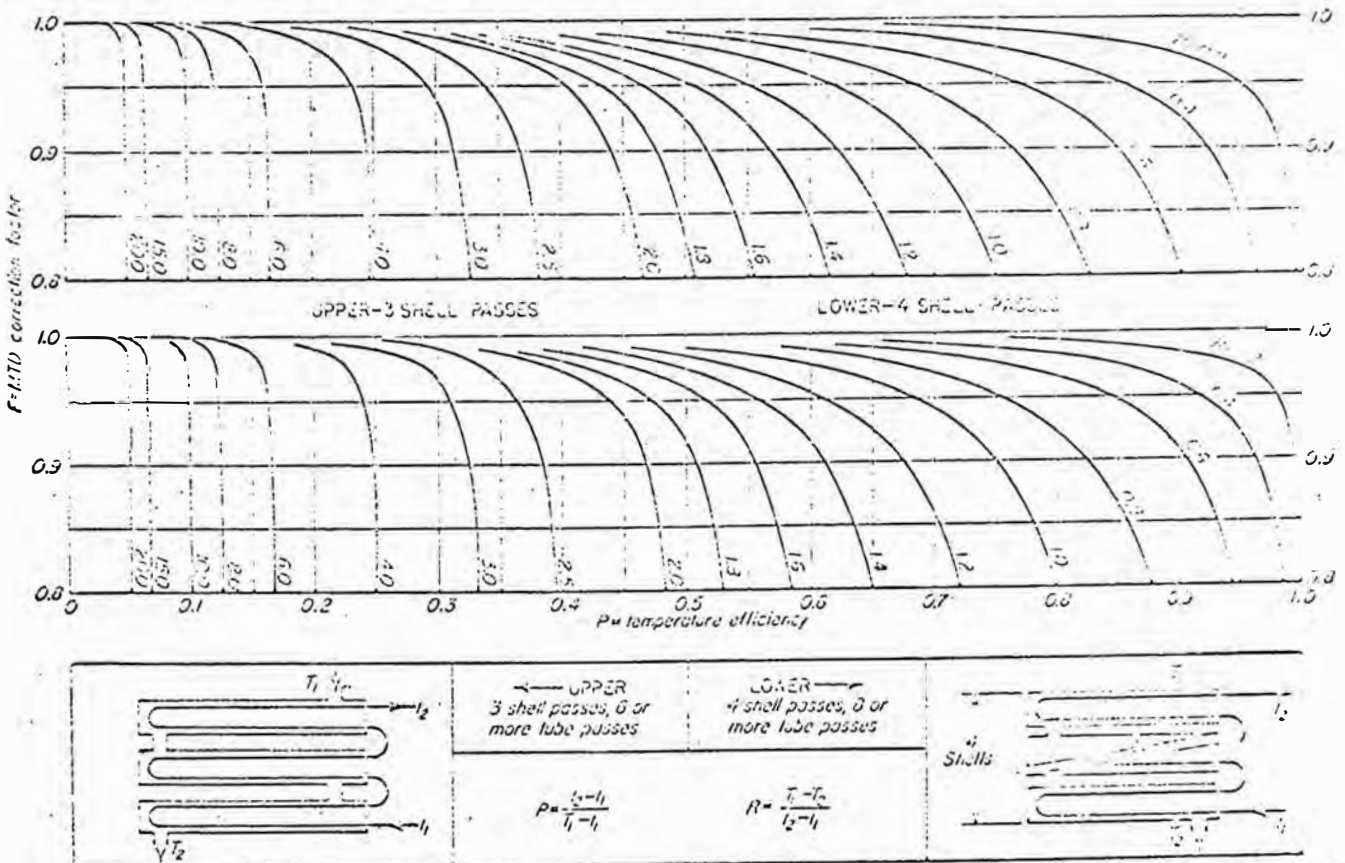


FIG. 17-5. Correction factors for mean temperature difference for 3-pass shells with six or more tube passes (above); and for four-pass shells with eight or more tube passes (below).

TABLE 12. FOULING FACTORS*

Temperature of heating medium.....	Up to 240°F		240-400°F†	
	125°F or less		Over 125°F	
	Water velocity, fps		Water velocity, fps	
Temperature of water.....	Water		Water	
	3 ft and less	Over 3 ft	3 ft and less	Over 3 ft
Sea water.....	0.0005	0.0005	0.001	0.001
Brackish water.....	0.002	0.001	0.003	0.002
Cooling tower and artificial spray pond:				
Treated make-up.....	0.001	0.001	0.002	0.002
Untreated.....	0.003	0.003	0.005	0.004
City or well water (such as Great Lakes).....	0.001	0.001	0.002	0.002
Great Lakes.....	0.001	0.001	0.002	0.002
River water:				
Minimum.....	0.002	0.001	0.003	0.002
Mississippi.....	0.003	0.002	0.004	0.003
Delaware, Schuylkill.....	0.003	0.002	0.004	0.003
East River and New York Bay.....	0.003	0.002	0.004	0.003
Chicago sanitary canal.....	0.008	0.006	0.010	0.008
Muddy or silty.....	0.003	0.002	0.004	0.003
Hard (over 15 grains/gal).....	0.003	0.003	0.005	0.005
Engine jacket.....	0.001	0.001	0.001	0.001
Distilled.....	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
Treated boiler feedwater.....	0.001	0.0005	0.001	0.001
Boiler blowdown.....	0.002	0.002	0.002	0.002

† Ratings in the last two columns are based on a temperature of the heating medium of 240 to 400°F. If the heating medium temperature is over 400°F, and the cooling medium is known to scale, these ratings should be modified accordingly.

Petroleum Fractions

Oils (industrial):	Liquids (industrial):
Fuel oil..... 0.005	Organic..... 0.001
Clean recirculating oil..... 0.001	Refrigerating liquids, heating, cooling, or evaporating..... 0.001
Machinery and transformer oils 0.001	Brine (cooling)..... 0.001
Quenching oil..... 0.001	Atmospheric distillation units:
Vegetable oils..... 0.003	Residual bottoms, less than 25°API..... 0.005
Gas vapors (industrial):	Distillate bottoms, 25°API or above..... 0.002
Coke-oven gas, manufactured gas..... 0.01	Atmospheric distillation units:
Diesel engine exhaust gas..... 0.01	Overhead untreated vapors... 0.0013
Organic vapors..... 0.0005	Overhead treated vapors.... 0.003
Steam (non-oil bearing)..... 0.0	Side stream cuts..... 0.0013
Alcohol vapors..... 0.0	Vacuum distillation units:
Steam, exhaust (oil bearing from reciprocating engine) 0.001	Overhead vapors to oil:
Refinery gas, etc. (see above) 0.001	From bubble tower (final condenser)..... 0.001
From a cooling tower..... 0.002	From flash pot (unapproachable)..... 0.001
From a condenser..... 0.001	

Overhead vapors in water-cooled condensers:	
From bubble tower (final condenser)..... 0.001	
From flash pot..... 0.01	
Side stream:	
To oil..... 0.001	
To water..... 0.002	
Residual bottoms, less than 20°API..... 0.005	
Distillate bottoms, over 20°API..... 0.002	
Natural gasoline stabilizer units:	
Feed..... 0.0005	
O.H. vapors..... 0.0005	
Product coolers and exchangers 0.0005	
Product reboilers..... 0.001	
H ₂ S Removal Units:	
For overhead vapors..... 0.001	
Solution exchanger coolers... 0.0016	
Reboiler..... 0.0016	
Cracking units:	
Gas oil feed:	
Under 500°F..... 0.002	
500°F and over..... 0.003	
Naphtha feed:	
Under 500°F..... 0.002	
500°F and over..... 0.001	
Separator vapors (vapors from separator, flash pot, and vaporizer)..... 0.006	
Bubble-tower vapors..... 0.002	
Residuum..... 0.010	
Absorption units:	
Gas..... 0.002	
Fat oil..... 0.002	

* Precautions must be taken to prevent deposition of wax.

Crude Oil Streams

	0-100°F		200-240°F		500-600°F		500°F and over	
	Velocity, fps		Velocity, fps		Velocity, fps		Velocity, fps	
	Under 2 ft	1 ft and over	Under 2 ft	1 ft and over	Under 2 ft	1 ft and over	Under 2 ft	1 ft and over
Debutanizer, Depropanizer, Depentanizer, and Alkylation Units:	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
Feed.....	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
Overhead vapors.....	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
Product coolers.....	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
Product reboilers.....	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
Reactor feed.....	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
Lube treating units:								
Solvent oil mixed feed..... 0.002								
Overhead vapors..... 0.001								
Refined oil..... 0.001								
Refined oil heat exchangers water cooled†..... 0.003								
Gums and tars:								
Oil-cooled and steam generators..... 0.005								
Water-cooled..... 0.003								
Solvent..... 0.001								
Deasphalting units:								
Feed oil..... 0.002								
Solvent..... 0.001								
Asphalt and resin:								
Oil-cooled and steam generators..... 0.005								
Water-cooled..... 0.003								
Solvent vapors..... 0.001								
Refined oil..... 0.001								
Refined oil water cooled..... 0.003								
Dewaxing units:								
Lube oil..... 0.001								
Solvent..... 0.001								
Oil wax mix heating..... 0.001								
Oil wax mix cooling†..... 0.003								

RS-5

-52-

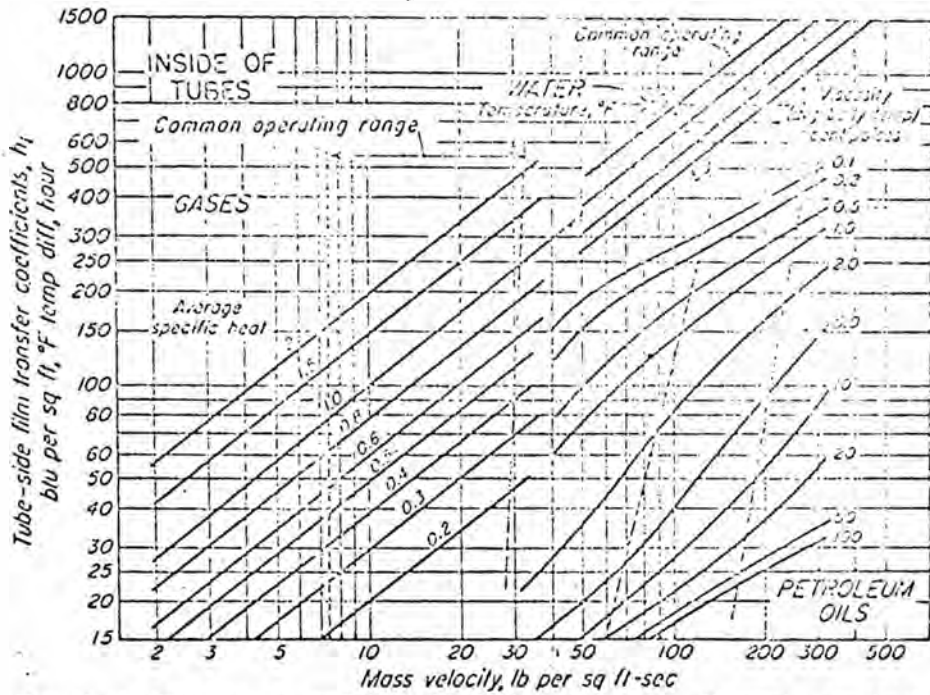


FIG. 17-11. Film-transfer coefficients for fluids inside tubes. Properties are determined at the average fluid temperature, and for very viscous oils a viscosity gradient factor should be applied.

RS-6

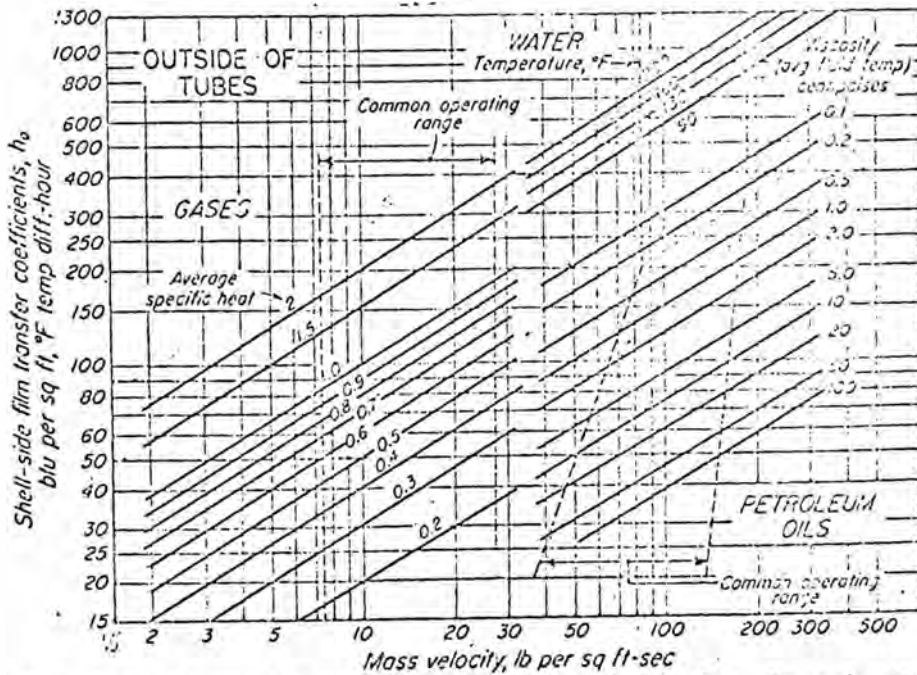


FIG. 17-12. Film-transfer coefficients for fluids outside of tubes. Properties are determined at the average fluid temperature, and for very viscous oils a viscosity gradient factor should be applied.

RS-7

Hot fluid	Cold fluid	Flowing coefficient h_c	Overall coefficient U_o
Coolers			
Water.....	Water	1000	200-500
Methanol.....	Water	1000	200-500
Ammonia.....	Water	1000	200-500
Aqueous solutions.....	Water	1000	200-500
Light organics—viscosities less than 0.5 cp (benzene, toluene, acetone, ethanol, gasoline, light kerosene, and naphtha)...	Water	300	10-150
Medium organics—viscosities between 0.5 and 1.0 cp (kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, some crude oils)...	Water	300	50-125
Heavy organics—viscosities greater than 1.0 cp (cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oil, tars, and asphalts)...	Water	300	5-75
Gases.....	Water	500	2-50
Water.....	Brine	300	100-200
Light organics.....	Brine	300	50-100
Heaters			
Steam.....	Water	1000	200-700
Steam.....	Methanol	1000	200-700
Steam.....	Ammonia	1000	200-700
Steam.....	Aqueous solutions:		
	Less than 2.0 cp	1000	200-700
	More than 2.0 cp	1000	100-500
Steam.....	Light organics	300	100-200
Steam.....	Medium organics	300	50-100
Steam.....	Heavy organics	300	0-50
Steam.....	Gases	300	5-50
Dowtherm.....	Gases	300	5-50
Dowtherm.....	Heavy organics	300	0-50
Exchangers (No Phase Change)			
Water.....	Water	1000	250-500
Aqueous solutions.....	Aqueous solutions	1000	250-500
Light organics.....	Light organics	300	50-75
Medium organics.....	Medium organics	300	20-50
Heavy organics.....	Heavy organics	300	10-50
Heavy organics.....	Light organics	300	50-80
Light organics.....	Heavy organics	300	10-50

* D. Q. Kern, "Process Heat Transfer," McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.

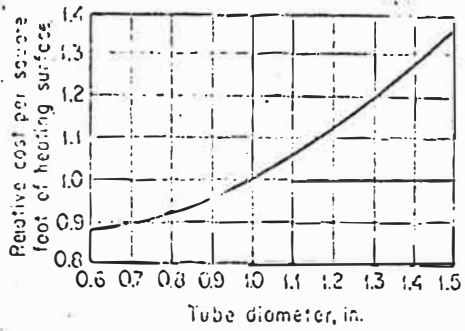


FIG. 15-13. Effect of tube diameter on cost of conventional shell-and-tube heat exchangers.

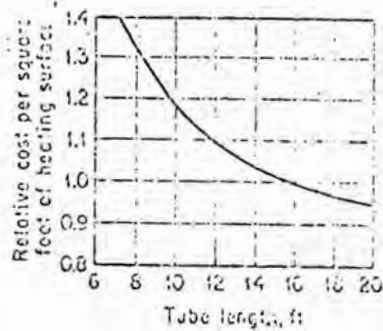


FIG. 15-14. Effect of tube length on cost of conventional shell-and-tube heat exchangers.

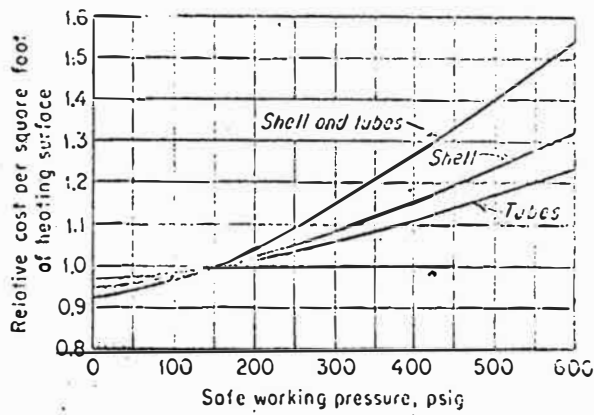


FIG. 15-15. Effect of operating pressure on cost of conventional shell-and-tube heat exchangers.

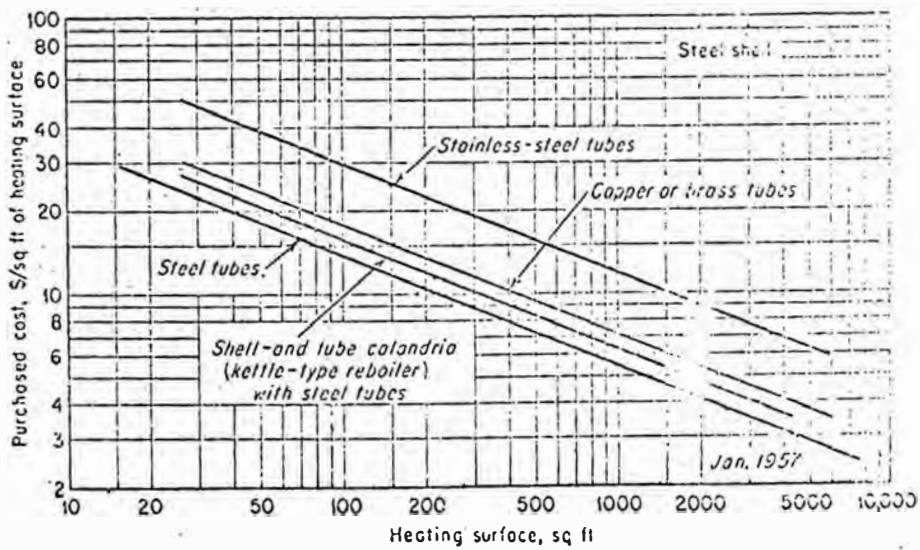


FIG. 15-16. Costs for conventional shell-and-tube heat exchangers. (Heating surface = A_o .)

This form of the total reflux equation is

$$R_{LK}^{\infty} = \left(\frac{X_D}{X_W} \right)_{LK} \left(\frac{X_W}{X_D} \right)_{HK}^b \left(\frac{B}{D} \right)^{1-b} \quad (4)$$

Morrison¹⁹ compared results of Equations 3 and 4 with results from plate-to-plate calculations. Equation 4 showed an average deviation of 10 percent from the plate-to-plate values while Equation 3 showed an average deviation of only 5 percent.

Many investigators have presented methods for the prediction of the minimum reflux rate. In most cases the techniques are based on one or more of the following limiting conditions:

- Constant molar overflow
- Constant relative volatility
- Empirical equations
- Multicomponent system treated as a pseudobinary
- Product compositions at minimum reflux identical with those at actual operation of total reflux

The procedure of Underwood²² is subject to the limitations of the first two conditions. The developments of Bachelor,⁴ and R. Erbar-Maddox²³ developed methods for calculating minimum reflux that do not rely on any of the five assumptions. Bachelor performs the calculations only in the feed zones while R. Erbar-Maddox performs plate material and heat balances in all areas of the column. Comparison of minimum reflux values calculated by the methods of Maxwell,¹⁷ Underwood²² and Winn,²⁵ with values from the rigorous method of R. Erbar-Maddox showed Underwood's values most reliable. Values based on his method differ from rigorous values by an average of ± 10 percent.

For the results reported here, approximately forty plate-by-plate calculations were carried out on the various feed compositions shown in Table 1. This table also shows the range of distillate rate used with these feeds. It must be emphasized that only two key component distributions or one key component distribution and the

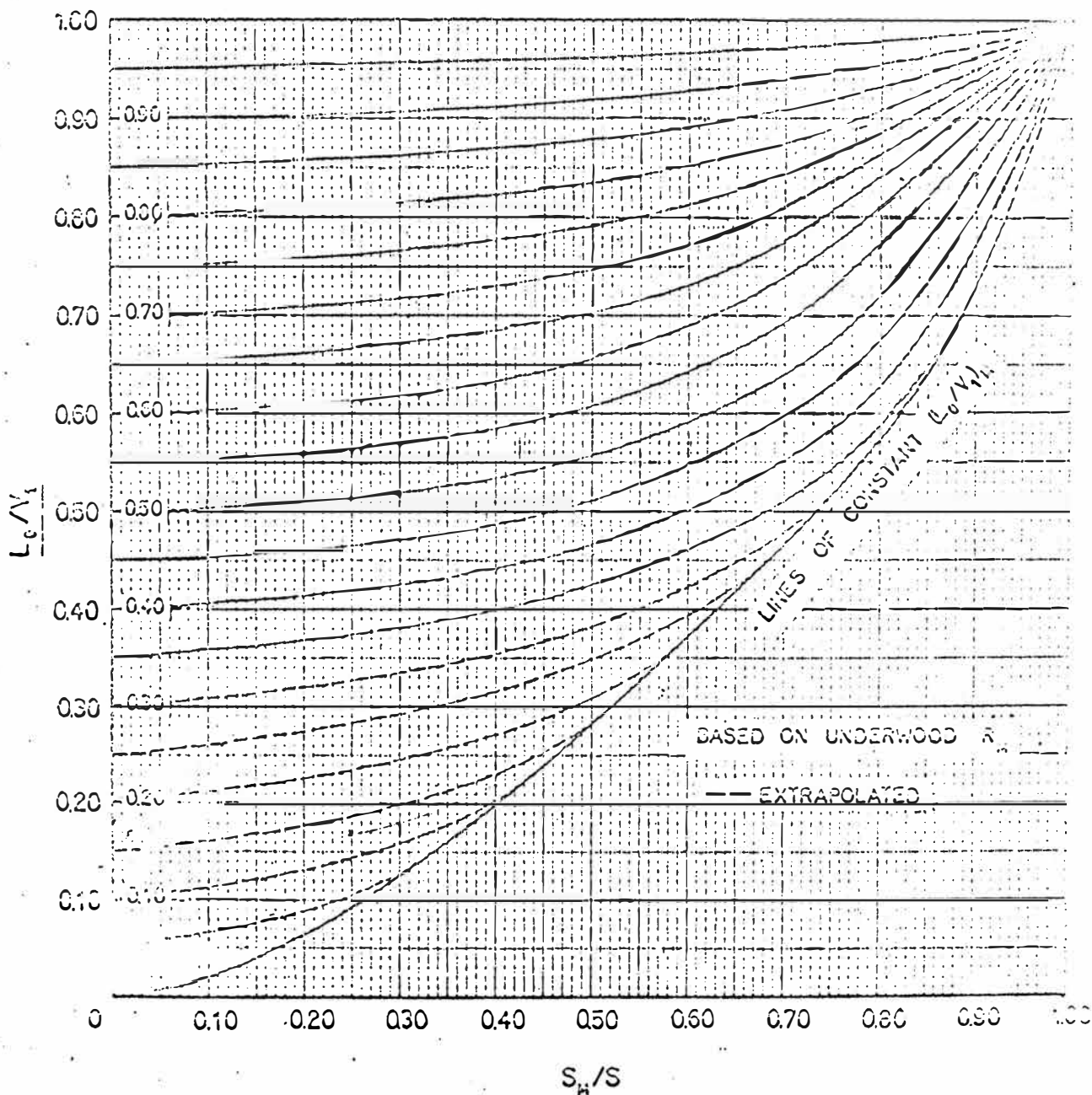


FIGURE 2—In this correlation reflux is computed by the method of Underwood. Dashed lines denote extrapolated conditions.

Original presentation was before the American Institute of Chemical Engineers, Tulsa, September 26, 1960, and released by the authors for exclusive publication in PETROLEUM REFINER.

NOMENCLATURE

- B Total moles of distillate product per unit time
- C constant
- D total moles of bottoms product per unit time
- F total moles of feed per unit time
- H_f feed enthalpy Btu per pound mol
- K vapor liquid equilibrium constant defined as y/x
- L total liquid rate per unit time at a given point in a fractionator
- Q_c condenser heat load, Btu per unit time
- Q_r reboiler heat load, Btu per unit time
- R reflux ratio, defined as L₀/D
- R_m minimum reflux ratio, defined as (L₀/D)_m, occurs at S = ∞
- S number of stages in a fractionator
- S_m minimum number of stages, occurs at R = ∞
- V total vapor rate per unit time at a given point in a fractionator
- X_D moles of any component in the distillate product per unit time
- X_W moles of any component in the bottoms product per unit time
- a exponent, unknown variable
- b exponent, defined by equation $b = \log K_{1,K} / \log B K_{1,K}$
- c exponent, unknown variable
- g algebraic variable
- x mole fraction of any component in the liquid phase
- y mole fraction of any component in the vapor phase
- z algebraic variable
- α relative volatility, defined by equation $\alpha = K_1 / K_2$
- Δ change in any quantity
- φ_R functional notation of Gilliland's correlation, defined by equation $\phi_R = R - R_m / R + 1$
- φ_S functional notation of Gilliland's correlation, defined by equation $\phi_S = S - S_m / S + 1$

- k refers to a known condition
- m refers to minimum quantity
- op refers to operating conditions
- R refers to the rectifying section of a fractionator
- S refers to the stripping section of a fractionator
- u refers to an unknown condition

ACKNOWLEDGMENT

The authors thank the Computer Center, Oklahoma State University, for making available the large computer facilities for the simulation and investigation. They also thank the Tulsa office of the Natural Gas and Oil Company for the following:

LITERATURE CITED

- 1 Bachelor, J. B., *Process Dynamics*, McGraw-Hill, New York, 1961.
- 2 Bonner, J. S., "Solution of Multicomponent Distillation Problems Using Stored Program Computer," presented at the Meeting of the American Petroleum Institute, Division of Refining, Houston, Texas (May 1960).
- 3 Brown, G. G. and H. F. Martin, *Trans. A.I.Ch.E.*, **57**, 127 (1961).
- 4 Donnell, J. W. and G. M. Cooper, *Chem. Eng. Prog.*, **59**, 11 (1959).
- 5 Erbar, R. C., "Minimum Reflux for Multicomponent Distillation Systems," M. S. Thesis, Oklahoma State University, Stillwater, Okla., 1959.
- 6 Fenske, M. R., *Ind. Eng. Chem.*, **24**, 477 (1932).
- 7 Gilliland, E. R., *Ind. Eng. Chem.*, **34**, 1782 (1942).
- 8 Gilliland, E. R. and G. L. Ross, *Ind. Eng. Chem.*, **34**, 1777 (1942).
- 9 Kwan, Manton, *A.I.Ch.E. Jour.*, **2**, 210 (1956).
- 10 Lewis, W. K. and G. L. Matheson, *Ind. Eng. Chem.*, **21**, 474 (1929).
- 11 Maddox, R. N. and J. H. Erbar, "Distillation Column Simulation on the IBM 650," presented at the 26th Annual Convention of the National Gasoline Association of America, Dallas (April 1957).
- 12 Maddox, R. N. and J. H. Erbar, "Distillation Column Simulation on the IBM 650 Computer," Unpublished memorandum, School of Chemical Engineering, Oklahoma State University, Stillwater, Okla., 1959.
- 13 Maddox, R. N. and J. H. Erbar, "Minimum Reflux for Multicomponent Distillation Systems," Unpublished memorandum, School of Chemical Engineering, Oklahoma State University, Stillwater, Okla., 1959.
- 14 Mason, W. A., *Distillation*, Reinhold, New York, 1957.
- 15 Maxwell, J. B., *Data Book on Hydrocarbons*, New York, D. V. Nostrand Company, Inc., 1957.
- 16 McCabe, W. L. and E. W. Thiele, *Ind. Eng. Chem.*, **17**, 240 (1925).
- 17 Murphree, D. E., "Minimum Number of Stages for Multicomponent Distillation," School of Chemical Engineering, Oklahoma State University, Stillwater, Okla., (1959).
- 18 Stocking, M., J. H. Erbar and R. N. Maddox, *Ref. Eng.*, **34**, No. 1, C-15 (1960).
- 19 Thiele, E. W. and R. L. Geddes, *Ind. Eng. Chem.*, **25**, 177 (1933).
- 20 Underwood, A. J. V., *Chem. Eng. Prog.*, **43**, 132 (1943).
- 21 Underwood, A. J. V., *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **30**, 179 (1952).
- 22 Winn, F. W., *Process Dynamics*, **37**, 5-219 (1959).
- 23 Winn, F. W., Private Communication.
- 24 Beaton Correlation, Unpublished memorandum, Oklahoma State University Computing Center, Oklahoma State University, Stillwater, Okla., (1959).
- 25 Multiple Regression Program, Unpublished memorandum, Oklahoma State University Computing Center, Oklahoma State University, Stillwater, Okla., (1959).
- 26 Natural Gasoline Supply Men's Association, *Engineering Data Book*, 7th Edition, Tulsa (1957).

Subscripts

- o refers to reflux rate moles
- l refers to stream quantities leaving top tray of fractionator
- CT refers to total amount of liquid leaving the condenser.

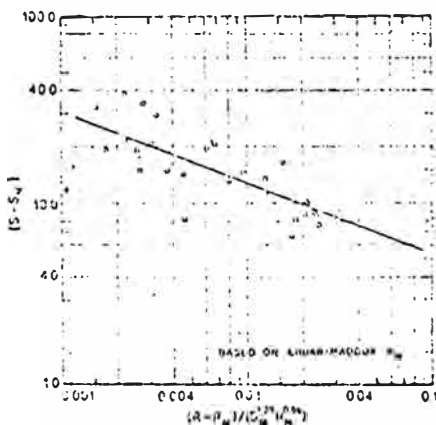


FIGURE 5—Calculated data in the form of Mason's correlation when the reflux is computed by the method of Erbar and Maddox.

About the Authors



Erbar

Dr. J. H. Erbar is presently with California Research Corporation, Richmond, where he does refinery simulation on a large scale digital computer. Before joining their Technical Service Division, he worked in the Natural Gas Department of Mobil Oil Company and with Black, Sivalls & Bryson, Inc. Dr. Erbar received his B.S., M.S. and Ph.D. degrees in chemical engineering from the Oklahoma State University and was

Maddox

affiliated with this university when he co-authored this article. He is a member of Sigma Tau, Sigma Xi and AICHE.

Dr. R. N. Maddox is head of the School of Chemical Engineering for Oklahoma State University, Stillwater. He has acted as a consultant to a number of companies on problems involving distillation and natural gas processing and has done process design with Black, Sivalls & Bryson, Inc., Oklahoma City. Dr. Maddox received a B.S. degree from the University of Arkansas, a M.S. degree from the University of Oklahoma and a Ph.D. from the Oklahoma State University. His technical activities include memberships in the American Chemical Society, Sigma Tau, Sigma Xi, and A.I.Ch.E. He also is represented in *Who's Who in Engineering*, *Who's Who in Education*, and *American Journal of Science*.