

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Departamento Académico de Ingeniería de Petróleo y Petroquímica

T E S I S

**"Algunas Consideraciones Teóricas para el Diseño de una
Unidad de Reformación Catalítica, Tipo Magna - Forming"**

PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO DE PETROLEO

WILFREDO SALINAS RUIZ - CONEJO

1 9 7 1

PROYECTO DE GRADO

"ALGUNAS CONSIDERACIONES TEORICAS
PARA EL DISEÑO DE UNA UNIDAD
DE REFORMACION CATALITICA, TIPO
MAGNA-FORMING"

1 9 7 1

I N D I C E

Introducción

Datos-base para el Proyecto

C A P I T U L O I

Breve Estudio Bibliográfico sobre las Reacciones

- I. Generalidades
- I.1. Reacciones de Dehidrogenación y de Ciclización
- I.2. Reacciones de Isomerización
- I.3. Reacciones de Hidrocraqueo; Formación de Depósitos de Coque sobre el Catalizador.

C A P I T U L O II

Consideraciones Generales para los Cálculos

- II.1. El Catalizador
- II.2. Cálculo del Peso y del Volumen del Catalizador
- II.3. Cálculo de la Velocidad Volumétrica
- II.4. Repartición por Componentes-llave
- II.5. Propiedades Medias de la Materia Prima
- II.6. Consumo de Utilidades por la Instalación

C A P I T U L O III

Cálculo por Reacciones

- III.1. Reacción de los n-alcanos
- III.1.1. Conversión Total de los n-Alcanos dentro del Proceso de Reformación.
- III.1.2. Reacciones del normal C₁₀ (nC₁₀)
- III.1.3. Reacciones del normal C₉ (nC₉)
- III.1.4. Reacciones del normal C₈ (nC₈)
- III.1.5. Reacciones del normal C₇ (nC₇)
- III.1.6. Reacciones del normal C₆ (nC₇)
- III.2.1. Reacciones de las Cicloparafinas
- III.2.2. Determinación de las Conversiones
- III.2.3. Reacciones del Butil y Dietil Ciclohexanos (CH₁₀)
- III.2.4. Reacciones del Trimetil y Propil Ciclohexanos (CH₉)

- III.3.1. Reacciones del Trimetil y Propil Ciclopentanos (CP_8), y del Dimetil y Etil ciclohexanos (CH_8).
- III.3.2. Reacciones del Dimetil y Etil Ciclopentanos (CP_7), y del metil ciclohexano (CH_7).
- III.3.3. Reacciones del Metil ciclopentano (CP_6) y del ciclohexano (CH_6).
- III.4.1. Balance General de las Reacciones
- III.5. Propiedades Medias de la Gasolina Reformada

C A P I T U L O IV

Preparación de la Materia Prima

- IV.1. Preparación de la Materia Prima

C A P I T U L O V

Bloque de Reacción

- V.1. Bloque de Reacción
- V.2. Repartición de las Reacciones entre los Reactores
Cálculo del c medio molar de la Materia Prima de Alimentación.
- V.4. Cálculo de las Temperaturas Equivalentes, a la Velocidad Media Adiabática.
- V.5. Cálculo de los Elementos Geométricos de los Reactores.
- V.6. Cálculo de las Caídas de Presión en los Reactores.
- V.6.1. Cálculo del Tiempo de Contacto en cada Reactor.
- V.6.2. Cálculo de la Viscosidad del Vapor.
- V.6.3. Caídas de Presión en los Reactores.

C A P I T U L O VI

Sistema de Separación, Intercambiadores de Calor, Hornos

- VI.1. Descripción del Sistema de Separación.
- VI.2. Cálculo del Diámetro de la Columna.
- VI.2.1. Dimensionaje de Acuerdo al Peso del Vapor.
- VI.2.2. Dimensionaje de Acuerdo al Peso del Líquido.

- VI.3. Calentador del Hidrógeno Suplementario para el Reactor IV (Con el Reformado Fresco)(S1).
- VI.3.1. Superficie de Intercambio de Calor.
- VI.4. Calentador de la Mezcla de Alimentación (S2).
- VI.4.1. Superficie de Intercambio de Calor.
- VI.5. Determinación de la Temperatura después de la Mezcla.
- VI.6. Rehervidor de la Columna de Depentanización (S3).
- VI.6.1. Superficie de Intercambio de Calor.
- VI.7. Cálculo de la Temperatura de la Mezcla de Alimentación inmediatamente después de mezclarla con el Gas de Recirculación comprimido.
- VI.8. Precalentador de la Mezcla de Alimentación (S4).
- VI.8.1. Superficie de Intercambio de Calor.
- VI.9. Condensador del Reformado Fresco (R1).
- VI.9.1. Superficie de Intercambio de Calor
- VI.10. Calentador del Reformado no estabilizado (alimentación de la Columna de Depentanización) con el Reformado Estabilizado (S5).
- VI.10.1. Superficie de Intercambio de Calor
- VI.11. Condensador de la Columna de Depentanización (R2).
- VI.11.1. Superficie de Intercambio de Calor.
- VI.12. Enfriador del Reformado Estabilizado (R3).
- VI.12.1. Superficie de Intercambio de Calor.
- VI.13. Primer Horno (C1).
- VI.14. Segundo Horno (C2).
- VI.15. Tercer Horno (C3).
- VI.16. Cuarto Horno (C4).
- VI.17. Balance Térmico del Bloque de Reacción.
- VI.18. Justificación Económica para las fijaciones de Temperaturas en los Intercambiadores de Calor.
- VI.19. Rendimiento de Productos.

coquefacción, de reducción de viscosidad o de craqueo térmico constituyen una excelente carga de reformación, después de haberlos tratado previamente al hidrógeno para saturar las olefinas. En fin, con cortes apropiados, la reformación catalítica es un procedimiento económico para la producción de aromáticos que se separan del efluente de la reacción con una unidad de extracción al solvente del tipo Udex.

Las posibilidades de regeneración cíclica en continuo o periódica hacen de ella un procedimiento simple y absolutamente indispensable para la constitución de carburantes modernos, como lo atestiguan las numerosas patentes que han habido en los últimos años.

La primera unidad industrial de reformación catalítica con catalizador al platino ha sido construída en 1949 por la U.O.P.

Datos-base para el Diseño de la Unidad

Materia Prima: Gasolina de destilación primaria, con límites de destilación: 65 - 175°C

Composición:

Compons. llave	% Peso
nC ₆	4.0
nC ₇	6.5
nC ₈	11.5
nC ₉	17.0
nC ₁₀	13.2
CP ₆	2.8
CP ₇	4.9
CP ₈	1.3
CH ₆	3.5
CH ₇	7.0
CH ₈	9.0
CH ₉	4.5
CH ₁₀	2.0
A ₆	0.6
A ₇	3.1
A ₈	4.6
A ₉	4.5

$$\frac{N}{P} = \frac{35}{52.2} = 0.67$$

$$Q_{g.m.p.} = 700.000 \text{ ton./año}$$

$$\rho_{15}^{15} = 0,740 \text{ kg/dcm}^3$$

Régimen de trabajo: 28 atm.

470, 480, 500 y 520°C a las entradas de los reactores.

2,5h⁻¹ como velocidad másica

Catalizador: Sinclair-Backer, $\gamma_{v.cat.} = 0,752 \text{ kg/dm}^3$

CAPITULO I

Estudio Bibliográfico sobre las Reacciones

1. En el proceso de reformación catalítica tienen lugar concomitantemente las siguientes principales reacciones: dehidrogenación del ciclohexano y alquil-ciclohexano en hidrocarburos aromáticos; ciclización de los alcanos en alquil-ciclohexano; isomerización del alquil-ciclopentano en alquil-ciclohexano; isomerización de los alcanos, e isoalcanos, e, isomerización del alquil-aromático formado.

La reacción de hidrocraqueo tiene un rol importante en los procesos de reformación catalítica con catalizador óxido, y en aquel de reformación de tipo regenerativo con catalizador de platino; un rol menos importante juega en otros procesos de reformación catalítica no regenerativo con el mismo catalizador de platino.

Las reacciones de importancia secundaria que se desarrollan son las de polimerización de los hidrocarburos no saturados absorbidos en la superficie del catalizador, que lleva a la formación de coque, así como las de demetilización, de alquilación-sesalquilación de los aromáticos, etc.

Los mecanismos de estas reacciones, sobre todo las principales, así como los problemas de estructura y de acciones de los catalizadores polifuncionales, han sido el objeto de un gran número de investigaciones que fueron puestas en atención en el Congreso Internacional de Catálisis de París en el año 1960 (Refs. monográficas del 1 al 8).

En lo que sigue, se expondrá solamente los aspectos principales, cuyos conocimientos son necesarios para comprender el fenómeno que tiene lugar en la transformación de la fracción de gasolina en presencia de un catalizador polifuncional.

I.1. Reacciones de dehidrogenación y de ciclización

Las reacciones de este tipo son catalizadas por metal u óxido metálico depuesto sobre soporte. Sin embargo, sobre todo en el caso de catalizadores óxidos, la naturaleza de éste último tiene una grande importancia, porque imprime una cierta

estructura reticular cristalina al óxido depuesto.

Así, el óxido de cromo en forma de gel, preparado por precipitación con amoníaco de sus sales, es muy activo, pero en la regeneración pierde su actividad para las reacciones de ciclización, permaneciendo aún activo para las de dehidrogenación - (Ref. 9).

El óxido de cromo depuesto sobre γ -alumina, guarda su capacidad de catalizador de ciclización incluso con repetidas regeneraciones a altas temperaturas. El hecho de que la actividad del catalizador depende de la temperatura a la cual ha sido calentada la alumina antes de la deposición del óxido de cromo - (actividad máxima, a 700°C), hace pensar que la forma activa de éste sea $\gamma\text{-Cr}_2\text{O}_3$.

Herrington y Rideal han demostrado que la actividad catalítica de los óxidos de molibdeno varía de cero para el Mo_2O_3 hasta el valor máximo para el MoO_3 depuesto sobre γ -alumina (Ref. 10).

Así mismo, en el caso del platino, la naturaleza del soporte ejerce una influencia sobre la actividad catalítica, pero - dentro de una menor medida que en el caso de los óxidos de cromo y molibdeno.

Las investigaciones efectuadas han llevado a la utilización, en el caso del platino, del γ -aluminio como su más apropiado soporte.

El mecanismo de la acción del platino y de los óxidos metálicos en las reacciones de dehidrogenación y ciclización se explica por la adsorción activada de las moléculas, al mismo tiempo sobre varios centros activos del catalizador, con la realización de una deformación de la molécula y por tanto, una disminución de la energía de transformación. De este punto de vista existe una particular diferencia entre la acción del catalizador tipo platino y níquel, y de los óxidos de cromo y molibdeno, tanto en las reacciones de dehidrogenación como en las de ciclización.

En las reacciones de dehidrogenación en presencia de platino o de níquel, conforme a la teoría formulada por A. Balandin

(Ref. 11), el ciclo de seis átomos de carbono se adsorbe a la superficie de la red cristalina del catalizador, paralelamente a esta superficie (Figs. I.1. y I.1.a.).

Los átomos de carbono 1 y 6 son atraídos por el átomo d del catalizador; los átomos 5 y 4 por el átomo e; los átomos 3 y 2 por f. Los átomos a, b y c atraen los hidrógenos de los grupos CH_2 . Después de esta deformación de la molécula, se rompen seis ligaduras C-H, mientras que la molécula del ciclohexano se transforma en benceno.

Para que la superficie del catalizador pueda ejercer una acción catalítica es necesario que sea respetada no sólo la estructura geométrica del centro activo, sino también las distancias interatómicas de la retícula. Estas distancias tienen que estar comprendidas entre 2,488 Å para el níquel, y 2,77 Å para el platino. Sustancias con retículas cristalográficas idénticas pero con otras distancias interatómicas, como el torio por eje, con distancia 3,59 Å, no son activos (Ref.11).

La diferencia de distancias interatómicas entre el níquel y el platino explica los valores menos grandes de energías de activación a la dehidrogenación sobre níquel (9700 cal/mol) que la dehidrogenación sobre platino (18000 cal/mol). En el caso del paladium de distancias interatómicas intermedias (2,64 Å), la energía de activación tiene también un valor intermedio (15300 cal/mol).

La dehidrogenación del ciclohexano y de los alquil-ciclohexanos sobre platino y níquel, puede ser representada esquemáticamente de la manera siguiente:

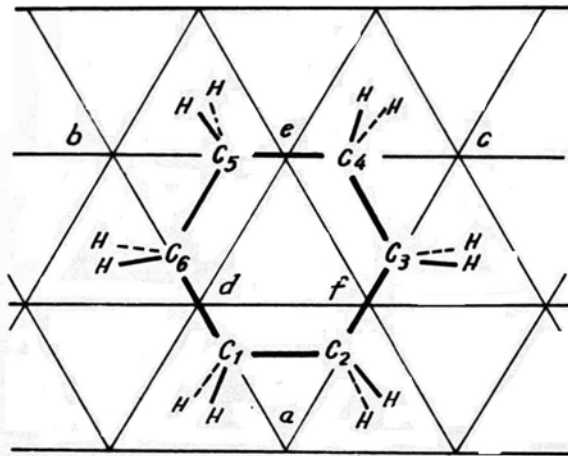


FIG. I. 1.

DEHIDROGENACION DEL ALQUILCICLOHEXANO
CONFORME A LA TEORIA DE A. A. BALANDIN

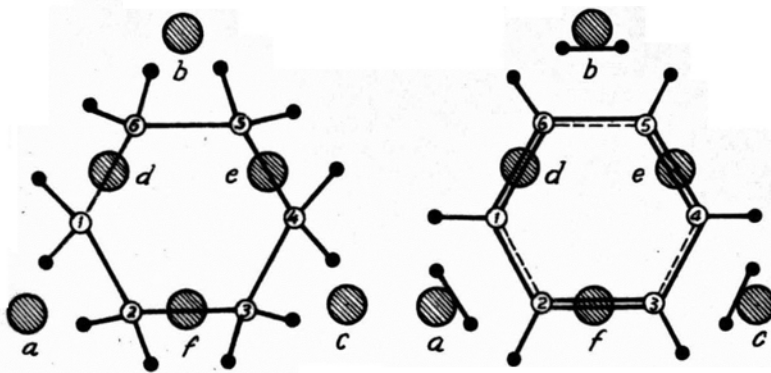


FIG. I. 1. a

○ = ATOMO DE CARBONO

● = ATOMO DE HIDROGENO

◐ = ATOMO DE PLATINO

Las paréntesis indican el hecho de que las sustancias son adsorbidas sobre el catalizador.

El mecanismo de la acción catalítica de los óxidos (de cromo o molibdeno) en las reacciones de dehidrogenación del alquil-ciclohexano es diferente del mecanismo de la acción catalítica del platino o níquel. En este caso la molécula se adsorbe en dos centros activos perpendiculares a la superficie del catalizador. Son activos los catalizadores que tienen una distancia interatómica comprendida entre 2,4 y 2,8 Å. Por ejemplo, el MoO_2 con una distancia 2,79 Å es activo, mientras que como metal con una distancia de 3,41 Å no lo es. En el mecanismo, la dehidrogenación tiene lugar sucesivamente (se ha indicado la presencia del ciclohexano). La presencia de ciertos hidrocarburos no saturados adsorbidos sobre la superficie del catalizador hace posible las reacciones de polimerización que conducen a la formación de depósitos de coque. Así mismo, en este caso las energías de activación son más grandes (alrededor de 30000 cal/mol), por tanto, necesitan de temperaturas más altas que en el caso de catalizadores de platino.

Esquemáticamente, la dehidrogenación de los alquil-ciclohexanos sobre catalizadores óxidos, puede ser representada de la manera siguiente:

1.2. Reacciones de Isomerización

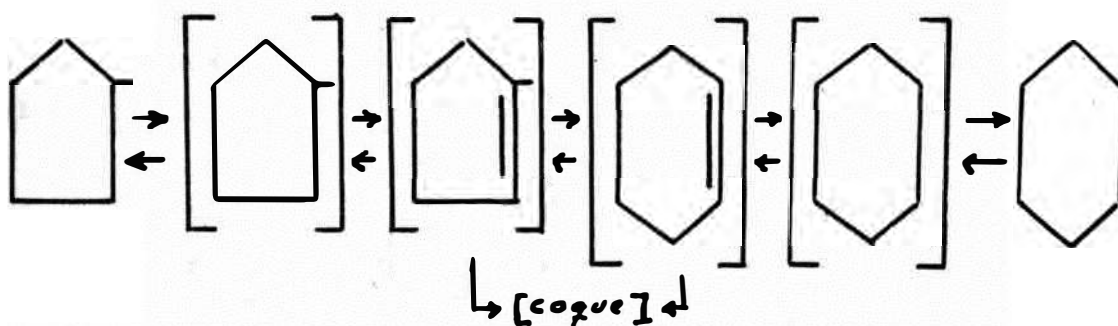
El mecanismo de las reacciones de isomerización ha sido - investigado detalladamente para diferentes catalizadores, y se admite en general, que es iónico, teniendo el rol principal el soporte en el cual está depuesto el metal u óxido metálico.

Los catalizadores óxidos no se comportan idénticamente, el de molibdeno siendo mucho más activo que el del cromo. La diferencia se debe al modo de prepararlos; así, la deposición del óxido de molibdeno sobre alumina hace al catalizador un poco menos activo que el preparado por co-precipitación (Ref.13).

La utilización del alumo-silicato como soporte apropiado para el catalizador de óxido de molibdeno, así como el agregado de SiO_2 al soporte sólo de alumina, agranda la acción de isomerización del catalizador (Ref. 14).

Se admite en general que la isomerización del alquil-ciclopentano transcurre con formación de ciclopentano y ciclohexano correspondientes a los productos intermedios (Refs. 13 y 15).

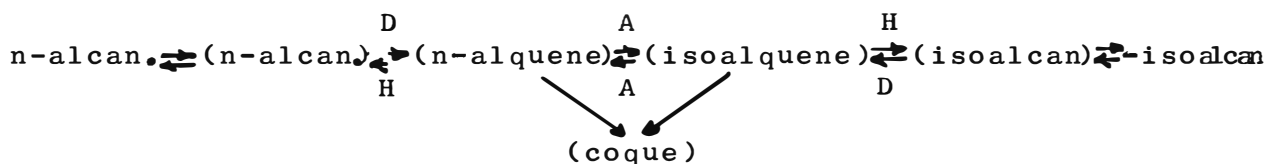
Esquemáticamente, la isomerización del metil-ciclopentano puede ser representada de la manera siguiente:



La isomerización de los alcanos es análoga a la isomerización del alquil-ciclopentano; las velocidades de reacción de - ambas son del mismo orden de magnitud. De ello, la ciclización no tiene influencia muy grande sobre la dirección de la - isomerización de los alcanos. La influencia depende del catalizador, del tipo de instalación y del régimen tecnológico (Ref. 16).

La velocidad de isomerización de los alcanos en presencia de un catalizador óxido de cromo o de molibdeno es muy lenta - en comparación con la velocidad en presencia de un catalizador de alumina (Ref. 17). Trabajos efectuados a 550°C con catalizador óxido de cromo depuesto sobre óxido de aluminio han mostrado que los alcanos participan en la formación de aromáticos en una medida mucho más pequeña que tratándose de catalizadores de platino (Ref. 17).

El mecanismo de isomerización de los alcanos puede representarse en la siguiente forma:



La isomerización de los hidrocarburos aromáticos, sobre todo aquellos con ocho átomos de carbono, presenta una grande importancia práctica, pues determinan las cantidades de p-xileno y o-xileno necesarios en la industria química.

Las primeras investigaciones en esta dirección han sido efectuadas por Rossini (Ref. 18), quien ha comparado la composición de la fracción C₈, a una gasolina obtenida en un proceso industrial de hidroforming a 496°C y a la presión de 15,6 atm. Se ha llegado a la conclusión que la composición de la mezcla de aromáticos C₈ es la que corresponde, en gran medida, a la del equilibrio termodinámico.

1.3.-Reacciones de Hidrocraqueo; Formación de Depósitos de Coque sobre el Catalizador.

Por reacción de hidrocraqueo se entiende las reacciones de descomposición de los hidrocarburos acompañado de hidrogenación. Estas reacciones tienen lugar a temperaturas y presiones elevadas, en presencia de hidrógeno, y lleva a la formación de hidrocarburos saturados con masas moleculares más pequeñas que las de los hidrocarburos iniciales.

A la temperatura en la cual se realiza la reformación catalítica, la velocidad de descomposición térmica de los hidro-

carburos de la gasolina pesada, es bastante pequeña, así que, estas reacciones tienen un rol secundario dentro del conjunto de las reacciones de hidrocraqueo.

El hecho de que el soporte no participa en la reacción de demetilación ha sido mostrado por Ipatiev (Ref. 19). La demetilación tiene lugar más ligeramente cuando el hidrocarburo es menos ramificado. Un hecho muy importante es que la reacción de demetilación se realiza sin formación de depósitos de coque sobre el catalizador. Los centros activos con carácter ácido del soporte cataliza la polimerización de los hidrocarburos no saturados aumentándoles sus masas moleculares, que de este hecho, forman depósitos de coque.

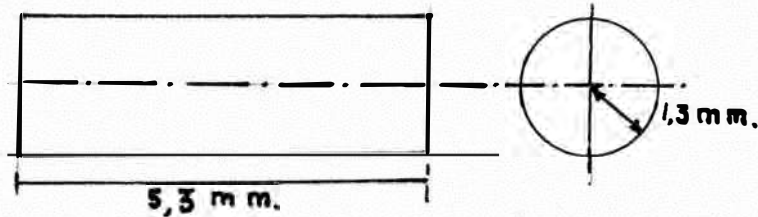
CAPITULO II

Consideraciones Generales

II.1. El catalizador

Hemos elegido un catalizador bifuncional Pt/ γ -alúmina (Al_2O_3), en este caso, Sinclair-Backer, con un contenido de 0,358% peso de Pt.

Las partículas (granos) tienen forma cilíndrica con características geométricas medias de la figura:



Volumen de los poros: $V_p = 0,486 \text{ cm}^3/\text{gr}$

Densidad real : $d_r = 3,22 \text{ gr/cm}^3$

Densidad aparente : $\gamma_v = 0,752 \text{ kg/dm}^3$

II.2. Cálculo del Peso y el Volumen del Catalizador

Caudal de materia prima: $Q_g = 700.000 \text{ t}/330 \text{ días}$

$$P_{15}^{15} = 0,740 \text{ kg/dm}^3$$

$$Q_g = \frac{700 \cdot 000000}{330 \cdot 24} = 88500 \text{ kg/h} \quad (\text{Se consideran 35 días para reparaciones y revisión general})$$

$$G_{\text{cat}} = \frac{Q}{w_g} = \frac{88500}{2,5} = 35500 \text{ kg cat./4 reactores}$$

$$V_{ZR} = V_{\text{cat}} = \frac{G_{\text{cat}}}{\gamma_v} = \frac{35500}{0,752 \cdot 10^3} = 47,15 \text{ m}^3 \text{ cat. en estrato}$$

TABLA II.1

Nr. Crt.	Comp. llave	$t_f(^{\circ}\text{C})$	ρ_4^{20}	M_i	% peso	$G_i(\text{Kg/h})$	$M(\text{Kmol/h})$	X_i	N. O. R.	$\text{NO} \cdot X_i$	$T_c(^{\circ}\text{K})$	$P_c(\text{ata})$	$M_i \cdot X_i$	$T_{c_i} \cdot X_i$	$P_{c_i} \cdot X_i$
1	nC ₆	68,7	0,659	86	4,0	3,530	41,0	0,0516	19	0,98	508	29,9	4,43	26,0	1,50
2	nC ₇	98,4	0,683	100	6,5	5,760	57,6	0,0725	0	0	540	27,0	7,25	39,0	2,03
3	nC ₈	125,6	0,702	114	11,5	10,200	89,3	0,1123	-19	-0,21	569	24,6	12,80	64,0	2,80
4	nC ₉	150,0	0,718	128	17,0	15,020	117,3	0,1476	-45	-6,64	593	23,0	18,70	87,4	3,40
5	nC ₁₀	173,0	0,730	142	13,2	11,700	82,3	0,1035	-53	-5,48	612	21,6	14,70	63,3	2,23
6	CP ₆	72,0	0,749	84	2,8	2,480	29,5	0,0371	107	3,97	533	37,3	3,11	19,8	1,38
7	CP ₇	99,0	0,763	98	4,9	4,330	44,2	0,0556	83	4,61	560	36,0	5,45	31,1	2,00
8	CP ₈	122,0	0,773	112	1,3	1,150	10,2	0,0128	60	0,77	588	34,7	1,45	7,5	0,44
9	CH ₆	81,0	0,778	84	3,5	3,100	36,9	0,0464	110	5,10	554	40,5	3,90	25,7	1,88
10	CH ₇	101,0	0,769	98	7,0	6,200	63,3	0,0796	104	8,38	573	34,3	7,65	45,6	2,72
11	CH ₈	125,0	0,783	112	9,0	7,960	71,0	0,0893	60	5,37	594	29,8	10,00	53,1	2,76
12	CH ₉	148,0	0,791	126	4,5	3,980	31,5	0,0396	45	1,78	616	27,4	5,00	24,3	1,08
13	CH ₁₀	170,0	0,811	140	2,0	1,770	12,6	0,0159	25	0,40	640	26,1	2,25	10,2	0,41
14	A ₆	78,0	0,879	78	0,6	530	6,8	0,0086	99	0,85	563	48,6	0,70	4,8	0,42
15	A ₇	92,0	0,867	92	3,1	2,740	29,8	0,0375	124	4,66	594	41,0	3,45	22,3	1,54
16	A ₈	138,0	0,868	106	4,6	4,070	38,4	0,0483	133	6,43	622	36,0	5,15	30,1	1,74
17	A ₉	162,0	0,865	120	4,5	3,980	33,2	0,0418	142	5,93	647	32,0	5,10	28,1	1,34
				Σ	100,0	88,500	794,9	1,0000		36,90			111,00	581,3	29,67

II.3. Cálculo de la Velocidad Volumétrica

$$w_v = \frac{Q_v}{V_{ZR}} = \frac{Q_g}{\rho_{15} V_{ZR}} = \frac{88500}{740 \times 46,2} = 2,59 \text{ h}^{-1}$$

II.4. Repartición por Componentes-llave

La repartición por componentes-llave ha sido hecha por comparación de una gasolina obtenida de un crudo del Noroeste peruano, - fracción 65 - 150°C. El análisis (composición) de esta gasolina es tá dado en la tabla II.1.

La composición por clase de hidrocarburos de esta gasolina, - según dicha tabla, es:

Parafinas	= 46,22 % en peso
Naftenos	= 41,33 % en peso
Aromáticos	= 12,45 % en peso

II.4. Repartición por Componentes-llave

La repartición por componentes-llave ha sido hecha comparando el análisis PONA de una gasolina del Norte peruano, fracción 65 - 150°C, con el análisis cromatográfico de una gasolina rumana; de - los mismos límites de destilación.

Gasolina Peruana

P	= 26,1% (en peso)
O	= 0,0%
N	= 69,1%
A	= 4,8%

Gasolina Rumana

P	= 46,22% (en peso)
O	= 0,00%
N	= 41,33%
A	= 12,45%

Si se toma la composición de la gasolina rumana como base para los cálculos de diseño de la unidad de reformación catalítica, una - comparación con la gasolina peruana, daría una ventaja a ésta, esto es, un mayor rendimiento en aromáticos (menor severidad de operación), puesto que contiene mayor cantidad de nafténicos que son directamente isomerizados a aromáticos. La presencia de éstos en la materia prima no influye en el comportamiento cinético ni termodinámico de las reac - ciones, ya que no sufren transformaciones en el curso de las mismas. Por tanto, se puede inferir que un diseño en base a la gasolina ruma - na, puede servir con ventajas para la gasolina peruana, siempre que las dos tengan los mismos límites de destilación.

Los componentes químicos-llaves considerados, sus propiedades físicas así como sus caudales, están expuestos en la tabla I.1.

II.5. Propiedades Medias de la Materia Prima

$$\bar{M} = 111$$

$$\bar{NO} = 36,9$$

$$\bar{T}_c = 581,3 \text{ } ^\circ\text{K} \quad \text{Todos estos valores se encuentran en la tabla II.1.}$$

$$\bar{P}_c = 29,67 \text{ atm.}$$

Cálculo de la densidad media:

$$\bar{\rho}_{4,20} = \frac{\sum g_i}{\sum \frac{g_i}{\rho_i}} \quad ; \quad \sum g_i = 88500 \text{ Kg.}$$

$$\begin{aligned} \sum \frac{g_i}{\rho_i} &= \frac{3530}{0,659} + \frac{5760}{0,683} + \frac{10200}{0,702} + \frac{15020}{0,718} + \frac{11700}{0,730} + \\ &+ \frac{2480}{0,749} + \frac{4330}{0,763} + \frac{1150}{0,773} + \frac{3100}{0,778} + \frac{6200}{0,769} + \\ &+ \frac{7960}{0,783} + \frac{3980}{0,791} + \frac{1770}{0,811} + \frac{530}{0,879} + \frac{2740}{0,867} + \\ &+ \frac{4070}{0,868} + \frac{3980}{0,865} = \\ &= 5350 + 8410 + 14540 + 20900 + 16020 + 3300 + \\ &+ 5670 + 1490 + 3980 + 8070 + 10160 + 5030 + \\ &+ 2180 + 600 + 3160 + 4690 + 4610 = 118160 \text{ dm}^3 \end{aligned}$$

$$\bar{\rho}_{4,20} = \frac{88500}{118160} = 0,748 \text{ Kg/dm}^3 \quad \bar{\rho}_{15} = 0,7529 \text{ Kg/dm}^3$$

II.6. Consumo de Utilidades por la Instalación

Tabla II.1

Denominación	U.M.	Consumo por hora (U.M./h)	Consumo específico (U.M./t.m.p.)	Consumo anual (U.M./año)
Energía Eléctrica	kwh	--	16,8	11'750,000
Aire	m ³	--	15,0	10'500,000
Catalizador Pt	t	--	626.10^{-4}	0,437
Agua (15°C)	m ³	460	5,20	3'640,000
Agua rec. (25°C)	m ³	119,7	1,35	945,000
Combustible gas de Refinería	Nm ³	4590	51,80	36'200,000

CAPITULO IIICálculo por ReaccionesIII.1. Reacción de los n-alcanos

En un proceso de reformación catalítica, los n-alcanos dan reacciones de isomerización, dehidrociclización e hidrocracking, obteniéndose como productos de reacción las isoparafinas, cicloparafinas y parafinas inferiores, respectivamente.

Para determinar por cálculo un producto de reacción (característica antidetonante de la gasolina reformada) como también el efecto térmico de la reacción (caída de temperatura en cada reactor), son necesarias la conversión total de las n-parafinas y la conversión de cada hidrocarburo después de cada una de las reacciones concurrentes concomitantes.

Observación: Se considera que los productos de la reacción de hidrocraqueo — parafinas inferiores — sufren de nuevo, junto con las n-parafinas de la materia prima, las reacciones de isomerización, dehidrociclización é hidrocraqueo.

Velocidades de reacción (Kmol/kg cat)

(Tabla III, IV Congreso de Petróleo, Frankfurt, Sección IV)

Tabla III.1.

Reacción		n - C ₆	n - C ₇	MCP	M CH
isomerización	n → isomero	0,120	0,160	---	--
	CP → CH	---	---	0,130	--
Dehidrociclización		0,012	0,05	---	--
Hidrodéciclización		---	---	0,09	--
Hidrocraqueo		0,05	0,06	---	--
Dehidrogenación		---	---	---	1,40

∑ 0,182 0,270

Las conversiones después de cada reacción del n-hexano y del heptano son calculadas a partir de las fracciones de velocidades de conversión:

Tabla III.2

Reacción	H.C.	n - C ₆	n - C ₇
Isomerización		65,9	59,3
Dehidrociclización		6,6	18,5
Hidrocraqueo		27,5	22,2
		100,0	100,0

Las conversiones son expresadas en % mol.

Las velocidades de reacción de hidrociclización e hidrocraqueo para los hidrocarburos alcánicos superiores (nC₆, nC₇, nC₈, nC₉, nC₁₀) pueden ser tomadas de la Fig. III.1 (Ref. 1) o de la Tabla III.3 (Ref. 1).

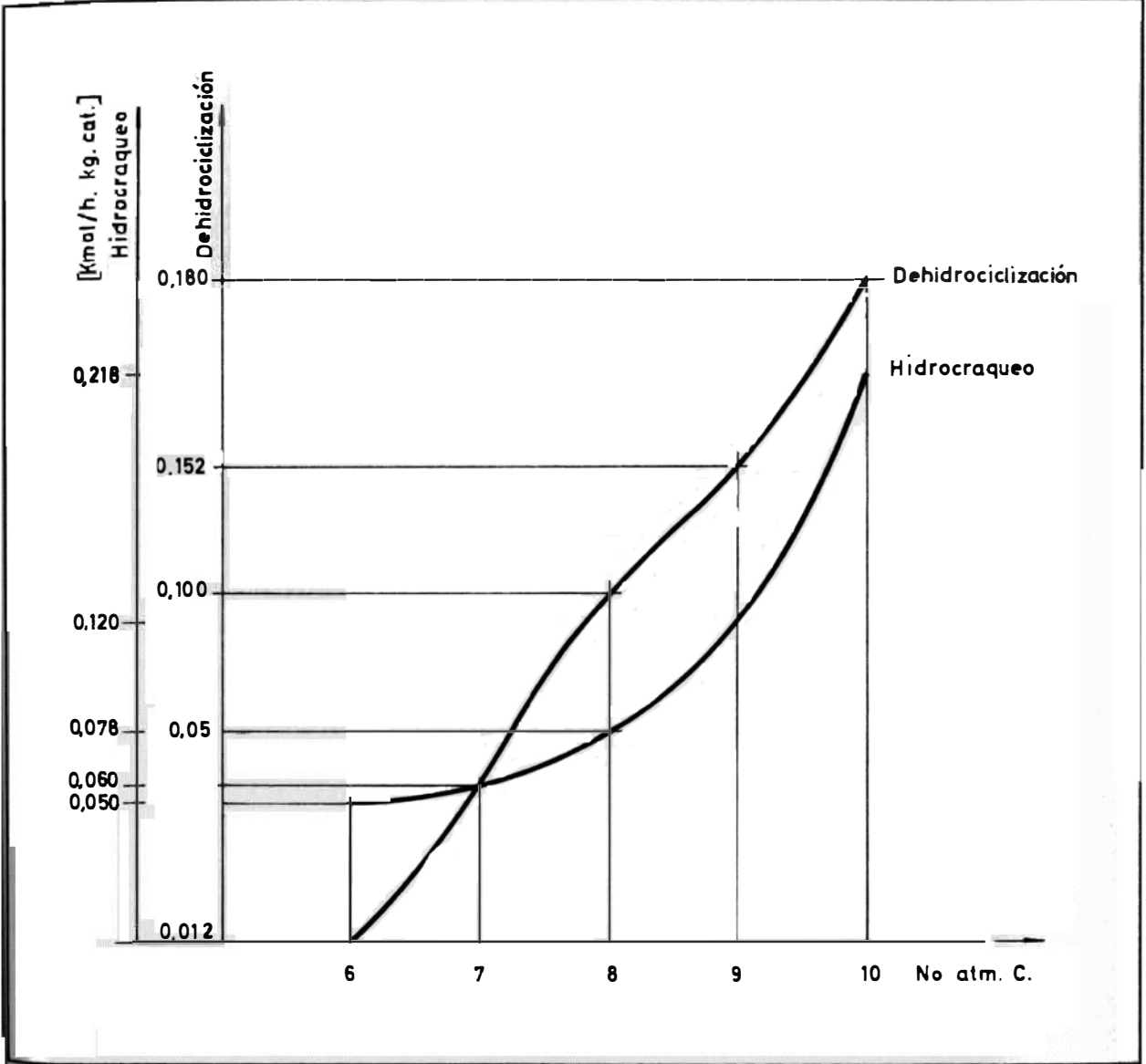


FIGURA III. 1

Tabla III.3

Reacción	$k \cdot 10^2$	Reacción	$k \cdot 10^2$
$P_{10} \rightarrow N_{10}$	2,54	$A_9 \rightarrow A_7$	0,05
$P_{10} \rightarrow P_9 + P_1$	0,49	$P_8 \rightarrow N_8$	1,33
$P_{10} \rightarrow P_8 + P_2$	0,63	$P_8 \rightarrow P_7 + P_1$	0,19
$P_{10} \rightarrow P_7 + P_3$	1,09	$P_8 \rightarrow P_6 + P_2$	0,25
$P_{10} \rightarrow P_6 + P_4$	0,89	$P_8 \rightarrow P_5 + P_3$	0,43
$P_{10} \rightarrow 2P_5$	1,24	$P_8 \rightarrow 2P_4$	0,35
$N_{10} \rightarrow N_9$	0,54	$N_8 \rightarrow P_8$	0,47
$N_{10} \rightarrow P_{10}$	1,34	$N_8 \rightarrow N_7$	0,09
$N_{10} \rightarrow N_8$	1,34	$N_8 \rightarrow A_8$	21,50
$N_{10} \rightarrow N_7$	0,80	$A_8 \rightarrow P_8$	0,16
$N_{10} \rightarrow A_{10}$	24,50	$A_8 \rightarrow A_7$	0,01
$A_{10} \rightarrow P_{10}$	0,16	$P_7 \rightarrow N_7$	0,58
$A_{10} \rightarrow A_9$	0,06	$P_7 \rightarrow P_6 + P_1$	0,14
$A_{10} \rightarrow A_8$	0,06	$P_7 \rightarrow P_5 + P_2$	0,18
$A_{10} \rightarrow A_7$	0,00	$P_7 \rightarrow P_4 + P_3$	0,39
$P_9 \rightarrow N_9$	1,81	$N_7 \rightarrow P_7$	0,20
$P_9 \rightarrow P_8 + P_1$	0,30	$N_7 \rightarrow A_7$	9,03
$P_9 \rightarrow P_7 + P_2$	0,39	$A_7 \rightarrow P_7$	0,16
$P_9 \rightarrow P_6 + P_3$	0,68	$P_6 \rightarrow N_6$	0,00
$P_9 \rightarrow P_5 + P_4$	0,55	$P_6 \rightarrow P_5 + P_1$	0,14
$N_9 \rightarrow P_9$	0,54	$P_6 \rightarrow P_4 + P_2$	0,18
$N_9 \rightarrow N_8$	1,27	$P_6 \rightarrow 2P_3$	0,27
$N_9 \rightarrow N_7$	1,27	$N_6 \rightarrow P_6$	1,48
$N_9 \rightarrow A_9$	24,50	$N_6 \rightarrow A_6$	4,02
$A_9 \rightarrow P_9$	0,16	$A_6 \rightarrow N_6$	0,45
$A_9 \rightarrow A_8$	0,05	$P_5 \rightarrow P_4 + P_1$	0,12
		$P_5 \rightarrow P_3 + P_2$	0,15

Observación: (Tabla III.3)

A = aromáticos

N = nafténicos

P = parafínicos;

Los subíndices representan el número de átomos - de carbono dentro de la molécula.

De la tabla III.1 y Fig. III.1 obtenemos:

Tabla III.4

Reacción	H.C.	nC ₆	nC ₇	nC ₈	nC ₉	nC ₁₀
Isomerización		0,120	0,160	---	---	---
Dehidrociclización		0,012	0,050	0,100	0,132	0,180
Hidrocraqueo		0,050	0,060	0,078	0,120	0,218
		0,182	0,270	0,178	0,252	0,398

Por extrapolación, se puede determinar la conversión en isómeros del nC₈ y nC₁₀, pues la curva "velocidad de reacción vs. - no. de átomos" se construye con los valores del nC₆ y nC₇ dados en la tabla III.4 y con el porcentaje de conversión del nC₉ de la tabla III.5 tomada de "Raffinage et Génie Chimique", Tomo I, de P. Wuithier (Ref.2).

Tabla III.5

Compon.	m.p. (%)	ref. (%)	
P ₆	17,32	15,60	(+)
CP ₆	2,79	1,68	
CH ₆	2,80	0,28	
A ₆	2,31	5,68	
P ₇	19,00	15,20	(+)
CH ₇	10,10	1,01	
A ₇	2,40	10,93	
P ₈	19,81	12,87	(+)
CH ₈	10,35	0,52	
A ₈	4,42	13,72	
P ₉	6,15	3,07	(++)
CH ₉	2,06	0,10	
A ₉	0,49	2,36	
Σ	100,00	83,02	

(+) Estos valores no son del todo correctos, pues en la - reacción global existe una reacción concomitante de hidrocraqueo de los hidrocarburos superiores parafínicos, así como también, hidrocarburos cíclicos. Por otra parte, la conversión total es menor que 100%.

(++) $\frac{3,07}{6,15} \times 100 = 50\%$ isomerización.

Observaciones:

Los errores introducidos en la construcción de la curva son despreciables, pues:

- Hidrocarburos superiores formados por hidrocraqueo, por los cuales puedan obtenerse los P₉, no existen;

La conversión total es bastante grande, cerca del 99%, de aquí que los P₉, al final son isomerizados practica-

mente en su totalidad;

La materia prima real contiene también isoP₉ que no han sido tomados en consideración en la repartición por componentes-llaves inicialmente.

Las respectivas conversiones, expresadas en porcentaje-mol, serán P₆ → iP₆: 65,9% ; P₇ → iP₇: 59,3% ; P₉ → iP₉: 50%. - Con estos datos se ha construído la Fig. III.2

Por extrapolación, se encuentran las conversiones del nC₈ y nC₁₀ (tabla III.6).

Tabla III.6

H.C.	izo (%)	Resto (% mol.)
nC ₆	65,9	34,1
nC ₇	59,3	40,7
nC ₈	53,0	47,0
nC ₉	50,0	50,0
nC ₁₀	48,3	51,7

Observación: Los valores de la tabla III.6 son referidos a la conversión molar en total de cada hidrocarburo y no a los moles existentes en la materia prima.

III.1.1. La Conversión Total de los n-alcanos dentro del Proceso de Reformación.

Calculando después de los datos de la tabla III.3 las conversiones en el equilibrio para el nC₆, nC₇, y nC₈, se obtienen, respectivamente: 97,3, 98,8 y 99,1. Por extrapolación gráfica (por cálculo sería demasiado complicado) se obtienen - para el nC₉ y el nC₁₀ las conversiones totales: 99,2 y 99,3% mol. Para el nC₇ la conversión total es 86,0% mol en condiciones de reformación industrial (Ref. 1) Para el nC₆ la conversión total es del 72,0%mol (Ref.1).

La curva conversión (% mol) vs. no. de átomos en la molécula en el proceso general de reformación, tiende a confundirse con la curva de conversión total al equilibrio, como se muestra en la Fig. III.3.

De las curvas resultan los valores de la tabla III.7.

Tabla III.7

Conv. Total	H.C.	nC ₆	nC ₇	nC ₈	nC ₉	nC ₁₀
Conv. al equilibrio		97,3	98,8	99,1	99,2	99,3
Conv. en el proceso		72,0	86,0	94,0	97,0	98,0

III.1.2. Reacciones del nC₁₀

Moles existentes en la materia prima: $n_0 = 82,3$ kmol/h
 Conversión total en el proceso $x = 0,98$ (Fig.3)
 Moles reaccionados (convertidos) $n_R = 0,98 \times 82,3 = 80,7$ kmol/h.
 Conversión después de la reacción Fig. III.2. Tabla III.6

nC₁₀ $\xrightarrow{\text{izo-C}_{10}}$ 48,3% $0,483 \times 80,7 = 39,0$ kmol/h izoC₁₀
 $\left. \begin{array}{l} \text{nC}_{10} \xrightarrow{-\text{H}_2} \text{CH}_{10} \\ \text{nC}_{10} \xrightarrow{+\text{H}_2} \text{C}_{\text{inf.}} \end{array} \right\} 51,7\% \quad 0,517 \times 80,7 = 41,7$ kmol/h resto producido

El cálculo de reacciones se presenta en la Tabla III.8.

Tabla III.8

$n_t = 41,7 \text{ kmol/h}$

Reacción	$k \cdot 10^2$	%R	$n(\text{Kmol})$	$+ nH_2$
$nC_{10} \rightarrow CH_{10}$	0,180	45,2	18,9	-18,9
$nC_{10} \rightarrow \text{Cinf.}$	0,218	54,8	22,8	+22,8
Σ	0,398	100,0	41,7	+ 3,9

(+) Consumo H_2

(-) Producido H_2

Reacción de hidrocrqueo según la tabla III.9

Tabla III.9

$n_t = 22,8 \text{ kmol/h}$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	$n(\text{Kmol/h})$
$P_{10} \rightarrow P_9 + P_1$	0,49	11,3	2,60
$P_{10} \rightarrow P_8 + P_2$	0,63	14,5	3,30
$P_{10} \rightarrow P_7 + P_3$	1,09	25,1	5,70
$P_{10} \rightarrow P_6 + P_4$	0,89	20,5	4,70
$P_{10} \rightarrow 2 P_5$	1,24	28,6	6,50
Σ	4,34	100,0	22,80

No transformados: 1,6 kmol/h de nC_{10} . Las velocidades de reacción utilizadas han sido sacadas de la tabla III.3.

III.1.3. Reacciones del nC_9

$$n_o = 117,3 + 2,6 = 119,9 \text{ kmol/h}$$

\uparrow \uparrow
 de: m.p. nC_{10}

Conversión total: $x = 0,97$ (Fig. III.3)

Moles transformadores: $n_R = 0,97 \times 119 = 116,3$ kmol/h

Conversión después de las reacciones: (Fig. III.2, - Tabla III.6):

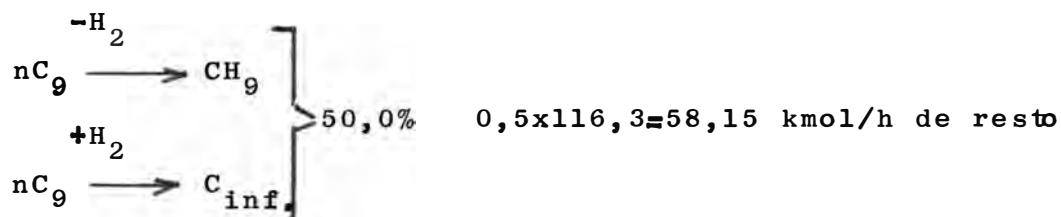
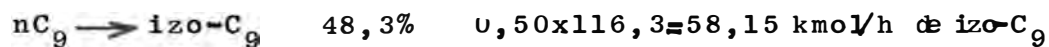


Tabla III.10

$$n_t = 58,15 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	n(kmol/h)	$\pm nH_2$
$nC_9 \rightarrow CH_9$	0,132	52,3	30,40	-30,40
$nC_9 \rightarrow C_{inf.}$	0,120	47,7	27,75	+27,75
Σ	0,252	100,0	58,15	- 2,65

(+) H_2 consumido

(-) H_2 producido

Reacciones de hidrocrqueo; según tabla III.11

Tabla III.11

$$n_t = 27,75 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	n(Kmol/h)
$P_9 \rightarrow P_8 + P_1$	0,30	15,6	4,35
$P_9 \rightarrow P_7 + P_2$	0,39	20,3	5,60
$P_9 \rightarrow P_6 + P_3$	0,68	35,4	9,80
$P_9 \rightarrow P_5 + P_4$	0,55	28,7	8,00
Σ	1,92	100,0	27,75

No reaccionado: 3,6 kmol/h de nC_9

III.1.4. Reacciones del nC_8

$$n_o = 89,3 + 3,3 + 4,35 = 96,95 \text{ kmol/h}$$

de : m.p. nC_{10} nC_9

Conversión total: $x = 0,94$ (Fig. III.3)

Moles convertidos: $n_R = 0,94 \times 96,95 = 91,2 \text{ kmol/h}$

Conversión después de las reacciones (Fig. III.2, Tabla III.6):

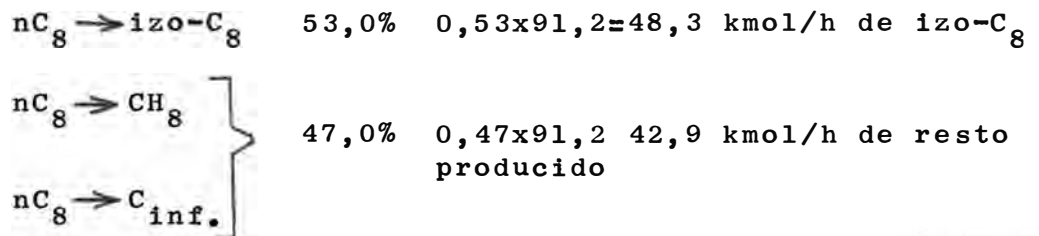


Tabla III.12

$$n_t = 42,9 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	n (kmol/h)	$\pm nH_2$
$nC_8 \rightarrow CH_8$	0,100	56,2	24,1	-24,1
$nC_8 \rightarrow C_{inf.}$	0,078	43,8	18,8	+18,8
Σ	0,178	100,0	42,9	- 5,3

(+) H_2 consumido

(-) H_2 producido

Reacciones de hidrocraqueo, según tabla III.13:

Tabla III. 13

$$n_t = 18,8 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	n (Kmol/h)
$P_8 \rightarrow P_7 + P_1$	0,19	15,6	2,9
$P_8 \rightarrow P_6 + P_2$	0,25	20,5	3,9
$P_8 \rightarrow P_5 + P_3$	0,43	35,2	6,6
$P_8 \rightarrow 2 P_4$	0,35	28,7	5,4
Σ	1,22	100,0	18,8

No convertidos: 5,75 kmol/h de nC_8

III.1.5. Reacciones del nC_7

$$n_o = 57,6 + 5,7 + 5,6 + 2,9 = 71,8 \text{ kmol/h}$$

\uparrow \uparrow \uparrow
 de: m.p. nC_{10} nC_9 nC_8

Conversión total : $x = 0,86$ (Fig. 3)

Moles convertidos: $n_R = 0,86 \times 71,8 = 61,8 \text{ kmol/h}$

Conversión después de la (Tabla III.2):

$nC_7 \rightarrow \text{izo-}C_7$: 59,3% $0,593 \times 61,8 = 36,7 \text{ kmol/h}$ de izo- C_7

$nC_7 \rightarrow CH_7$: 18,5% $0,185 \times 61,8 = 11,4 \text{ kmol/h}$ de

$nC_7 \rightarrow C_{inf.}$ 22,2% $0,222 \times 61,8 = 13,7 \text{ kmol/h}$ de $C_{inf.}$

Balance en hidrógeno: $-11,4 + 13,7 = +2,3 \text{ kmol/h}$ consumidos

Reacciones de hidrocraqueo, según tabla III.14.

Tabla III. 14

$$n_t = 13,7 \text{ kmol/h}$$

Reacción	k.10	% R	n(Kmol/h)
$P_7 \rightarrow P_6 + P_1$	0,14	19,8	2,7
$P_7 \rightarrow P_5 + P_2$	0,18	25,2	3,5
$P_7 \rightarrow P_4 + P_3$	0,39	55,0	7,5
Σ	0,71	100,0	13,7

No convertidos: 10,0 kmol/h nC_7 . Las velocidades de reacción utilizadas han sido tomadas de la Tabla III.3.

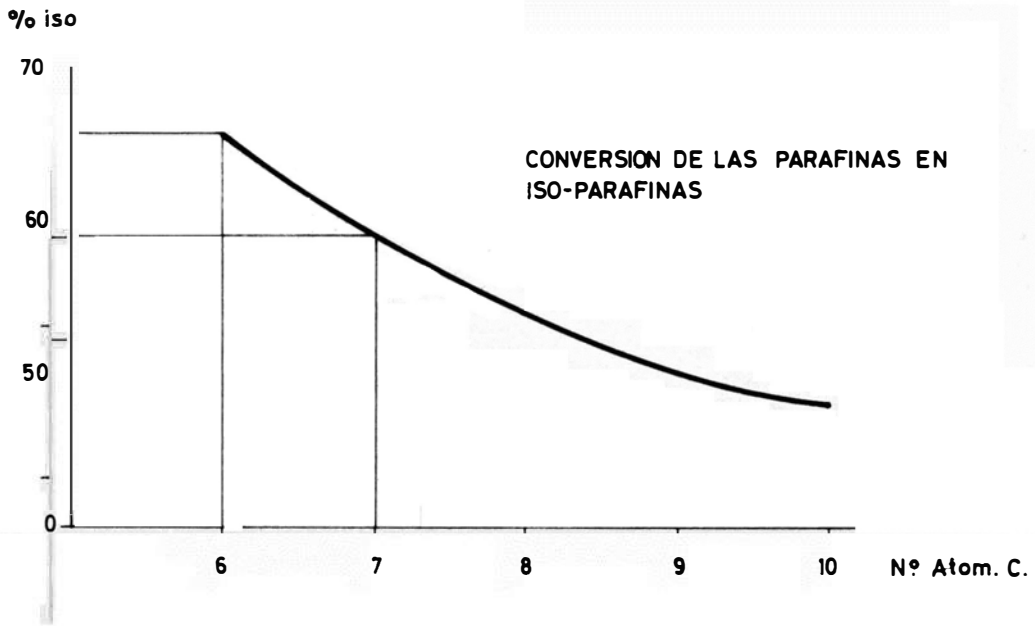


FIGURA III.2

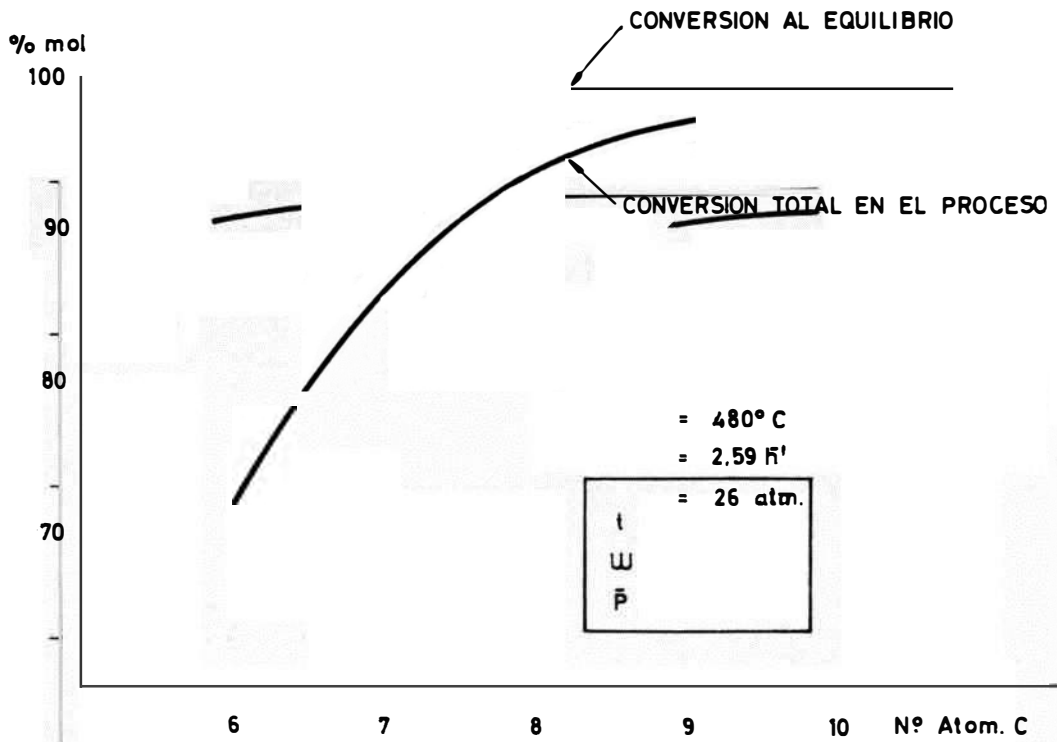


FIGURA III.3

III.1.6. Reacciones del nC_6

$$n_o = 41,0 + 4,7 + 9,8 + 3,9 + 2,7 = 62,1 \text{ kmol/h}$$

\uparrow \uparrow \uparrow \uparrow \uparrow
 de : m.p. nC_{10} nC_9 nC_8 nC_7

Conversión total: $x = 0,72$ (Fig. III.3)

Moles convertidos: $n_R = 0,72 \times 62,1 = 44,7 \text{ kmol/h}$

Conversión después de las reacciones: (Tabla II.2):

$nC_6 \longrightarrow \text{izo-}C_6$: 65,9% $0,659 \times 44,7 = 29,5 \text{ kmol/h}$ de izo- C_6

$nC_6 \longrightarrow CH_6$: 6,6% $0,066 \times 44,7 = 2,9 \text{ kmol/h}$ CH_6

$nC_6 \longrightarrow C_{inf}$: 27,5% $0,275 \times 44,7 = 12,3 \text{ kmol/h}$ C_{inf} .

Balance en hidrógeno: $-2,9 + 12,3 = +9,4 \text{ kmol/h}$ consumidos.

Reacción de hidrocraqueo, según Tabla III.15

Tabla III. 15

$$n_t = 12,3 \text{ Kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	$n(\text{Kmol/h})$
$P_6 \longrightarrow P_5 + P_1$	0,14	23,8	2,8
$P_6 \longrightarrow P_4 + P_2$	0,18	30,5	3,8
$P_6 \longrightarrow 2P_3$	0,27	45,7	5,7
Σ	0,59	100,0	12,3

No convertidos: 17,4 kmol/h de nC_6 .

III.2.1. Reacciones de las cicloparafinas

En la materia prima existen ciclopentanos y alkylciclohexanos. Dentro del proceso de reformación, el alkylciclohexano, en primer lugar, sufre una reacción de dehidrogenación (aromatización), y en segundo lugar, reacción de hidrocraqueo.

zación con formación de izoparafinas. El ciclopentano sufre - primero una isomerización en ciclohexano en alkylciclohexano - respectivos, desarrollándose después estas reacciones hasta sus respectivas conversiones.

III.2.2. Determinación de las conversiones

Para determinar el grado de la transformación (Conversión) después de cada una de las reacciones concurrentes, podemos utilizar las constantes de velocidades de reacción respectivas de la tabla III.3. Las reacciones que tienen lugar en el proceso general de la reformación catalítica, en lo que atañe a las cicloparafinas, son rápidas, necesitándose tiempos cortos para alcanzar el equilibrio termodinámico. Serán utilizadas en el cálculo general, las conversiones al equilibrio calculadas en base a la tabla III.3 para el CH_6 , CH_7 , CH_8 , CP_6 ; y por la extrapolación gráfica de las figuras III.4 y III.5 para el CH_9 , CH_{10} y CP_8 .

III.2.3. Reacciones del CH_{10}

$$n_o = 12,6 + 18,9 = 31,5 \text{ kmol/h}$$

$$\begin{array}{ccc} \uparrow & & \uparrow \\ \text{de: m.p.} & & \text{nC}_{10} \end{array}$$

$$\text{Conversión total: } x = 0,986 \text{ (Fig. III.4)}$$

$$\text{Moles convertidos: } n_R = 0,986 \times 31,5 = 31,1 \text{ kmol/h}$$

Conversiones después de cada reacción:

Tabla III.16

$$n_t = 31,1 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	n (kmol/h)	$\pm nH_2$
$CH_{10} \xrightarrow{-3H_2} A_{10}$	24,50	85,9	26,8	-80,4
$CH_{10} \xrightarrow{+H_2} CH_9 + P_1$	0,54	1,9	0,6	+ 0,6
$CH_{10} \xrightarrow{+H_2} CH_8 + P_2$	1,34	4,7	1,4	+ 1,4
$CH_{10} \xrightarrow{+H_2} CH_7 + P_3$	0,80	2,8	0,9	+ 0,9
$CH_{10} \xrightarrow{+H_2} \text{izo } C_{10}$	1,34	4,7	1,4	+ 1,4
Σ	28,52	100,0	31,1	-76,1

Moles no convertidos: 0,4 kmol/h de CH_{10} . Las constantes de velocidad de reacción se encuentran en la tabla III.3.

III.2.4. Reacciones del CH_9

$$n_0 = 31,5 + 30,4 + 0,6 = 62,5 \text{ kmol/h}$$

$$\begin{array}{ccc} \uparrow & \uparrow & \uparrow \\ \text{de : m.p.} & nC_9 & nC_{10} \end{array}$$

Conversión total $x = 0,981$ (Fig. III.4)

Moles reaccionados $n_R = 0,981 \times 62,5 = 61,3 \text{ kmol/h}$

Conversiones después de cada reacción:

Tabla III.17

$$n_t = 61,3 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	$n(\text{kmol/h})$	$\pm nH_2$
CH ₉ A ₉	24,50	88,8	54,5	-163,5
CH ₉ CH ₈ + P ₁	1,27	4,6	2,8	+ 2,8
CH ₉ CH ₇ + P ₁	1,27	4,6	2,8	+ 2,8
CH ₉ izo C ₉	0,54	2,0	1,2	+ 1,2
Σ	27,58	100,0	61,3	-156,7

Moles no convertidos: 1,2 kmol/h de CH₉

III.3.1. Reacciones del CP₈ y CH₈

$$n_o \text{CP}_8 = 10,2 \text{ kmol/h}$$

Conversión en izómeros: $\text{CP}_8 \rightleftharpoons \text{CH}_8$ $x = 0,90$ (Fig. III.5)

$$n_R = 0,9 \times 10,2 = 9,2 \text{ kmol/h}$$

CH₈ de CP₈

$$n_o \text{CH}_8 = 71,0 + 24,1 + 1,4 + 2,8 + 9,2 = 108,5 \text{ kmol/h}$$

de: m.p. \uparrow $n\text{C}_8$ \uparrow CH₁₀ \uparrow CH₉ CP₈

Conversión total $x = 0,97$ (Fig. III.4)

Moles reaccionados $n_R = 0,97 \times 108,5 = 105,5 \text{ kmol/h}$

Conversiones después de cada reacción:

Tabla III,18

$$n_t = 105,5 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	$n(\text{kmol/h})$	$\pm nH_2$
$CH_8 \longrightarrow A_8$	21,50	97,5	102,9	-308,7
$CH_8 \longrightarrow CH_7 + P_1$	0,09	0,4	0,4	+ 0,4
$CH_8 \longrightarrow \text{izo } C_8$	0,47	0,1	2,2	+ 2,2
Σ	22,06	100,0	105,5	-306,1

Moles no convertidos: 1,0 kmol/h de CP_8

3,5 kmol/h CH_8

III.3.2. Reacciones del CP_7 y CH_7

$$n_{oCP_7} = 44,2 \text{ kmol/h}$$

Conversión total: $x = 0,88$ (Fig. III.5).

Moles convertidos en CH_7 : $n_R = 0,88 \times 44,2 = 39,0 \text{ kmol/h}$ de CH_7

$$n_{oCH_7} = 63,3 + 11,4 + 0,9 + 2,8 + 0,4 + 39,0 = 117,8 \text{ kmol/h}$$

\uparrow \uparrow \uparrow \uparrow \uparrow \uparrow
 de : m.p. nC_7 CH_{10} CH_9 CH_8 CP_7

Conversión total : $x = 0,95$ (Fig. III.4)

Moles convertidos: $n_R = 0,95 \times 117,8 = 112,0 \text{ kmol/h}$

Conversiones después de cada reacción:

Tabla III,19

$$n_t = 112,0 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	$n(\text{kmol/h})$	$\pm nH_2$
$CH_7 \longrightarrow A_7$	9,03	97,8	110,0	-330
$CH_7 \longrightarrow \text{izo } C_7$	0,20	2,2	2,0	+ 2
Σ	9,23	100,0	112,0	-328

Moles no convertidos: 5,2 kmol/h de CP_7

5,8 kmol/h CH_7

III.3.3. Reacciones del CP_6 y CH_6

$n_{O\ CP_6} = 29,5$ kmol/h conversión en CH_6 : $x' = 0,85$ (Fig. III.5)

$$n'_R = 0,85 \times 29,5 = 25,1 \text{ kmol/h } CH_6$$

$n_{O\ CH_6} = 36,9 + 2,9 + 25,1 = 64,9$ kmol/h

de m.p. \uparrow n_{C_6} CP_6

Conversión total: $x = 0,90$ (Fig. III.4).

Moles convertidos: $n_R = 0,9 \times 64,9 = 58,4$ kmol/h

Conversiones después de cada reacción:

Tabla III.20

$$n_t = 58,4 \text{ kmol/h}$$

Reacción	$k \cdot 10^2$	% R	n	$\pm nH_2$
$CH_6 \rightarrow A_6$	4,02	73,1	42,8	-128,4
$CH_6 \rightarrow \text{izo } C_6$	1,48	26,9	15,6	+ 15,6
Σ	5,50	100,0	58,4	-112,8

(+): H_2 consumido

(-): H_2 producido

Moles no convertidos: 4,4 kmol/h de CP_6

6,5 kmol/h

III.5. Propiedades medias de la gasolina reformada estabilizada

$$M = \frac{G}{n} = \frac{\sum Gi}{\sum ni} = \frac{80,153}{753,3} = 106,5 \text{ Kg/kmol}$$

N.O.R. = 109,66 (Tabla III.22)

$$\bar{\rho}_4^{20} = \frac{\sum Gi}{\sum \frac{Gi}{\rho_i}} \text{ en kg/dm}^3$$

$$\sum G_i = G = 80,153 \text{ Kg.}$$

$$\begin{aligned} \sum_{ni} \frac{G_i}{\rho_{ni}} &= \frac{1500}{0,659} + \frac{1000}{0,683} + \frac{655}{0,702} + \frac{460}{0,718} + \frac{227}{0,730} + \frac{3870}{0,655} + \\ &+ \frac{3930}{0,670} + \frac{5780}{0,693} + \frac{7620}{0,705} + \frac{5750}{0,720} + \frac{370}{0,749} + \frac{510}{0,763} + \\ &+ \frac{112}{0,773} + \frac{576}{0,778} + \frac{570}{0,769} + \frac{390}{0,783} + \frac{151}{0,791} + \frac{56}{0,811} \\ &+ \frac{3870}{0,879} + \frac{13560}{0,867} + \frac{15020}{0,868} + \frac{10600}{0,865} + \frac{3598}{0,870} = \\ &= 2270 + 1460 + 935 + 630 + 310 + 5910 + 5870 + 8320 + \\ &10800 + 8000 + 500 + 660 + 144 + 700 + 740 + 498 + \\ &190 + 72 + 4400 + 15600 + 17300 + 12220 + 4140 = 101670 \text{ dm}^3 \end{aligned}$$

$$\bar{\rho}_4^{20} = \frac{80153}{101670} = 0,790 \text{ kg/dm}^3 \quad \bar{\rho}_{15}^{15} = 0,794 \text{ g/cm}^3$$

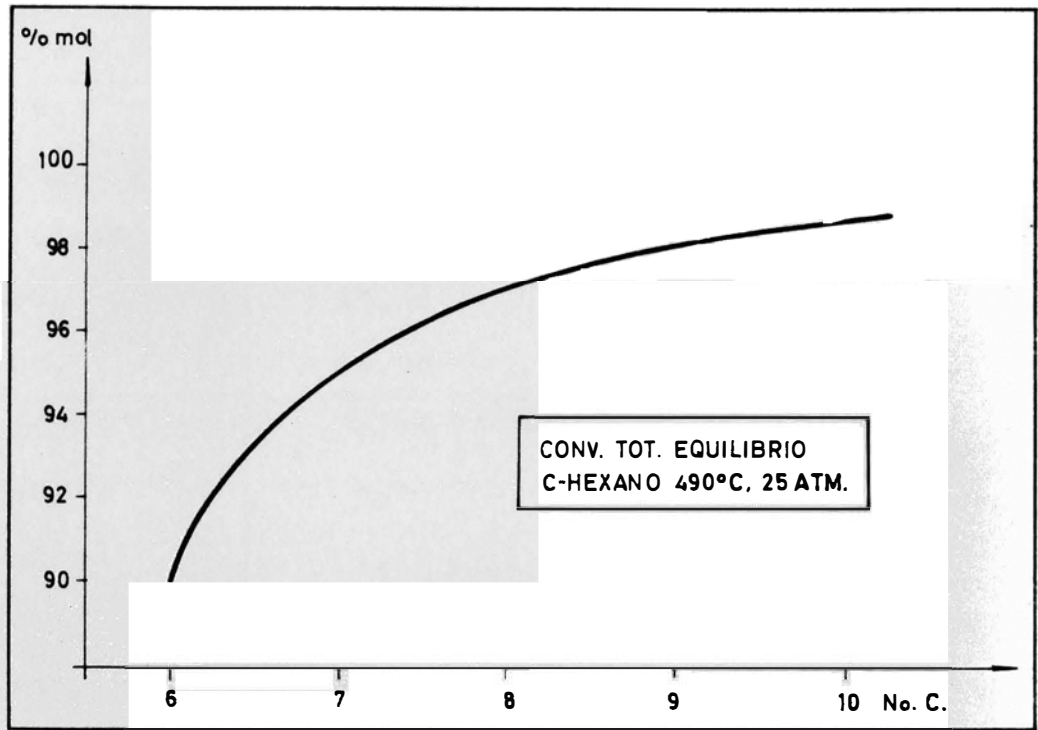


FIGURA III. 4

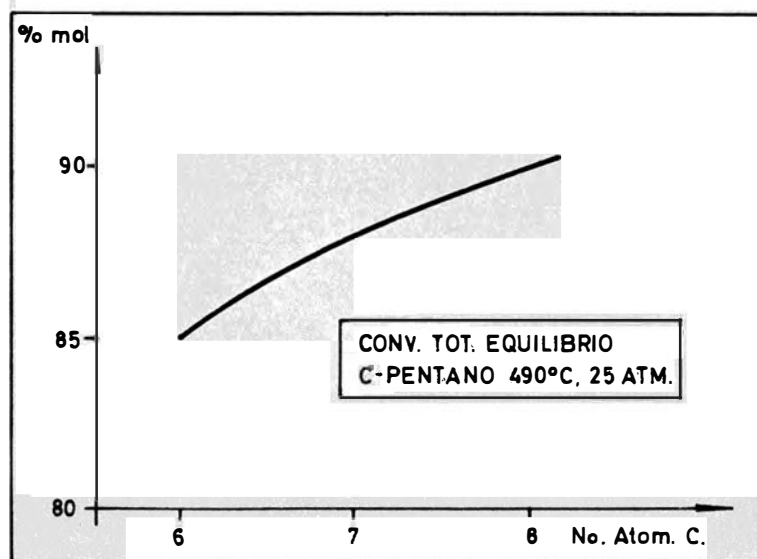


FIGURA III. 5

Tabla III, 21

Compon.	M(Kmol/h)	M	G(Kg/h)
H ₂	1018,45	2	2040
C ₁	19,15	16	307
C ₂	24,30	30	730
C ₃	36,20	44	1595
C ₄	29,40	58	1700
C ₅ +isoC ₅	27,40	72	1975
nC ₆	17,40	86	1500
nC ₇	10,00	100	1000
nC ₈	5,75	114	655
nC ₉	3,60	128	460
nC ₁₀	1,60	142	227
isoC ₆	45,10	86	3870
isoC ₇	39,30	100	3930
isoC ₈	50,50	114	5780
isoC ₉	59,35	128	7620
isoC ₁₀	40,40	142	5758
CP ₆	4,40	84	370
CP ₇	5,20	98	510
CP ₈	1,00	112	112
CP	6,50	84	546
CH ₇	5,80	98	570
CH ₈	3,50	112	390
CH ₉	1,20	126	151
CH ₁₀	0,40	140	56
A ₆	49,60	78	3870
A ₇	146,20	92	13560
A ₈	141,30	106	15020
A ₉	87,70	120	10600
A ₁₀	26,80	134	3598
Σ	1907,70	Σ	88500

Tabla III.22

Comp.	M(Kmol/h)	G(Kg/h)	N.O.	X	NO.X	20 4
nC ₆	17,40	1,500	19	0,0231	0,45	0,659
nC ₇	10,00	1,000	0	0,0133	0	0,683
nC ₈	5,75	655	-19	0,0076	-0,14	0,702
nC ₉	3,60	460	-45	0,0048	-0,21	0,718
nC ₁₀	1,60	227	-53	0,0021	-0,11	0,730
isoC ₆	45,10	3,870	89	0,0598	5,33	0,655
isoC ₇	39,30	3,930	80	0,0522	4,18	0,670
isoC ₈	50,50	5,780	90	0,0672	6,04	0,693
isoC ₉	59,35	7,620	103	0,0787	8,12	0,705
isoC ₁₀	40,40	5,758	106	0,0537	5,70	0,720
CP ₆	4,40	370	107	0,0058	0,62	0,749
CP ₇	5,20	510	83	0,0069	0,57	0,763
CP ₈	1,00	112	60	0,0013	0,08	0,773
CH ₆	6,50	546	110	0,0086	0,95	0,778
CH ₇	5,80	570	104	0,0086	0,90	0,769
CH ₈	3,50	390	60	0,0046	0,27	0,783
CH ₉	1,20	151	45	0,0016	0,07	0,791
CH ₁₀	0,40	56	25	0,0005	0,01	0,811
A ₆	49,60	3,870	99	0,0658	6,53	0,879
A ₇	146,20	13,560	124	0,1941	24,10	0,867
A ₈	141,30	15,020	133	0,1876	25,00	0,868
A ₉	87,70	10,600	142	0,1165	16,56	0,865
A ₁₀	26,80	3,598	130	0,0356	4,64	0,870
Σ	753,50	80,153	Σ	1,0000	109,66	

CAPITULO IV

Preparación de la Materia Prima

IV.1. Preparación de la Materia Prima

Las materias primas de base para el proceso de reformación catalítica son fracciones de gasolina de destilación primaria; se puede utilizar también gasolina de cracking térmico, de coking, ó de cracking catalítico. Para bajar el contenido de hidrocarburos no saturados, que aumentan la deposición de coque y disminuyen el exceso de hidrógeno en la zona de reacción las gasolinas de cracking y de coking, por lo general, se mezclan con aqueññas de destilación primaria, ó, primeramente, se las somete a un proceso de hidrofinación profunda.

La alimentación del bloque de reacción impone que se efectúe una operación de preparación de la materia prima: prefraccionamiento para fijar los límites de destilación para minimizar la acción de las sustancias que desactivizan el catalizador (compuestos de azufre, de arsénico, etc.), ó, que hacen aumentar la deposición de coque (hidrocarburos no saturados). En cada caso es necesario tratar el gas de recirculación, rico en hidrógeno, para separar las sustancias que dañan el catalizador, que se concentran en este gas (hidrógeno sulfurado, por ejemplo).

En el caso que se desee obtener una gasolina con un número de octano elevado, el punto inicial de destilación se fija entre 80--90°C, y el punto final entre 180--205°C. La elección del punto final se hace en función del porcentaje permitido de deposición de coque (proceso no regenerativo o regenerativo). En cada caso se recurre a la materia prima con punto final de destilación 230°C.

Si se trata de la reformación de una fracción estrecha de gasolina para obtener hidrocarburos aromáticos, el contenido de cicloalcanos en la fracción debe variar entre 40-60%, y los límites de destilación fijarse como sigue:

Benzeno	62- 85°C
Tolueno	80-105°C
Xilenos	120-140°C

Las operaciones de prefraccionamiento de la materia prima se efectúan en la instalación de reformación catalítica, ó en instalaciones especiales de prefraccionamiento; más raro, en instalaciones de destilación primaria (Ref. 2).

La presencia en la materia prima de compuestos de azufre, de arsénico, de cloro, nitrógeno, plomo y cobre, puede afectar en gran medida la actividad del catalizador.

Una materia prima que se trabaja con catalizador de platino, no debe tener más de 0,05% de azúfre; preferiblemente, más bajo que 0,01%.

Se ha buscado el comportamiento del catalizador de platino con base γ -aluminio (AP-52) al reformar una fracción de gasolina con límites de destilación 80 - 180°C y con un contenido de azúfre entre 0,01 - 0,27% peso, la temperatura ha sido de 490°C y la presión de 40 atm. con tiempos de funcionamiento variando entre 100 y 400 horas. Se ha determinado el efecto de desactivación del catalizador por el cambio del rendimiento en hidrocarburos aromáticos y por la caída del número de octano de la gasolina reformada. Como corolario a la experiencia, se ha llegado a la conclusión que un contenido de azúfre en la materia prima menos del 0,04% no afecta prácticamente la actividad del catalizador. Un aumento hasta de un 0,27% lleva a una desactivación notoria; y entre los límites de 0,01 - 0,27%, el rendimiento en aromáticos decrece de 41 al 29%, o sea, 1,7 veces; ello se traduce en una disminución de la capacidad de dehidrogenación y de dehidrociclización del catalizador; concurrentemente, crece la intensidad de la reacción de hidrocraqueo, marcado a su vez con un crecimiento de gases del 11,5 al 18,8%. Del mismo modo, el rendimiento en hidrógeno disminuye del 0,9 al 0,1%.

El hidrógeno sulfurado que se forma en el proceso, se acumula junto con los gases ricos en hidrógeno que se recirculan en la instalación, llegando a la concentración mínima que daña al catalizador, concentración que no tenía la materia prima. Aquella puede alcanzar dos o tres veces más de la que tenía originalmente ésta última. Por este motivo, se ha estudiado y efectuado la desulfuración de los gases de recirculación.

Se ha constatado que en el caso de una materia prima con un contenido de azufre de 0,14% peso, trabajando sin desulfurar - el gas de recirculación, el rendimiento en aromáticos disminuye después de 350 horas de funcionamiento, de 34 a 25,5% y la cifra octánica (F_2) baja de 75 a 69,7. En las mismas condiciones de trabajo, la desulfuración del gas de recirculación mantiene el rendimiento en aromáticos y la cifra octánica de la gasolina dentro de los valores iniciales.

En el caso de que el contenido de azufre en la materia prima fuera un 0,27% en peso, aún con la desulfuración del gas de recirculación, tiene lugar la caída de la actividad del catalizador.

Se impone, según el caso, la desulfuración previa de la materia prima, ó del gas de recirculación. Esto último es recomendable cuando el contenido de azufre en la materia prima no pasa del 0,05% (Ref. 1).

La eliminación del hidrógeno sulfurado del gas de recirculación se hace normalmente con un lavado en dietanol-amina.

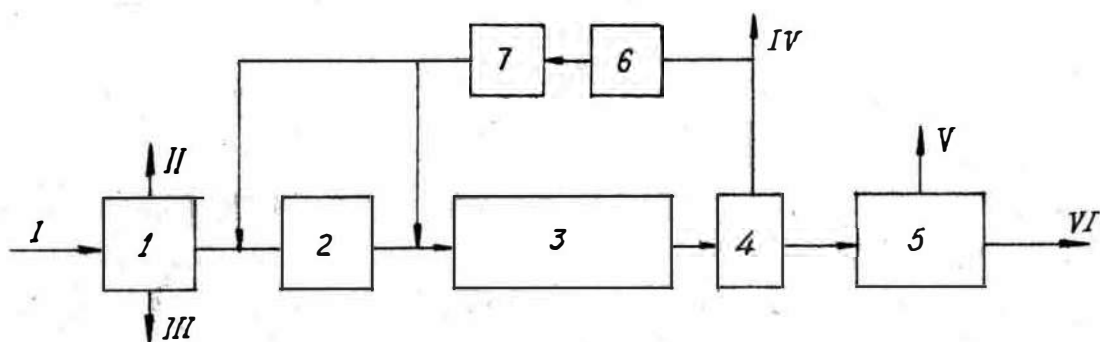
También el límite de azufre admitido, es muchas veces dictado por el grado de corrosión que sus compuestos provocan en las instalaciones, recomendándose por este motivo la desulfuración de la materia prima cuando el contenido de azufre es mayor que el 0,01%.

La eliminación del azufre y otros elementos dañinos se efectúa, la mayor de las veces, por hidrofinación de la materia prima, utilizando para ello el hidrógeno producido en el proceso de reformación catalítica. Las reacciones de hidrofinación son esencialmente caracterizadas por la ruptura de las uniones C-S, C-O y C-N. Ellas conducen a la formación de hidrocarburos y a la eliminación del S, N, O bajo las formas de SH_2 , NH_3 y H_2O respectivamente. La estequiometría de estas reacciones varía según la naturaleza de los compuestos (Ref. 2).

El secado de la materia prima en el caso de reformación que utiliza catalizadores con soportes de aluminio tratados con ácidos alógenos, es efectuado en el cuadro de las instalaciones de prefraccionamiento, eliminando el agua por el topoe

cabeza de la columna. El secado del gas de recirculación después de la desulfuración con dietanol-amina, se hace con dietileno-glicol o con adsorbentes (silicagel, por ejemplo). En la Fig. IV.1 se muestra un esquema de operaciones sucesivas en el proceso de reformación con catalizador de platino (inclusive preparación de la materia prima y del hidrógeno de recirculación).

Fig. IV.1



- 1 - Prefaccionamiento.
- 2 - Hidrofinación.
- 3 - Bloque de reacción.
- 4 - Separación de gases ricos en hidrógeno a alta presión.
- 5 - Separación del gas y estabilización del reformado.
- 6 - Desulfuración del gas rico en hidrógeno.
- 7 - Secado del gas.

- I - Materia prima.
- II - Gasolina ligera.
- III - Parte pesada de la gasolina.
- IV - Gas rico en hidrogeno.
- V - Gas.
- VI - Reformado estabilizado.

CAPITULO V

Bloque de Reacción

V.1. Bloque de Reacción.

En el proceso de R.C. se utilizan muchos sistemas de reacción. Cuando se trata de un catalizador de platino, la deposición de coque sobre él, es bien reducido, lo que permite un funcionamiento largo sin regeneración; de aquí, su utilización en reactores de estrato fijo.

El proceso de R.C. es fuertemente endotérmico, necesitando un aporte continuo de calor del exterior, que se realiza más fácil en un sistema con regeneración continua del catalizador que se introduce, junto con el hidrógeno, y a alta temperatura, en la zona de reacción.

En el caso del reactor con catalizador en estrato fijo, el nivel de temperatura en el cual tiene lugar la reacción (cerca de 500°C) no permite realizar el aporte de calor al reactor por el sistema clásico de circulación de un fluido caliente a través de tubos. El sistema de reacción se realiza en este caso utilizando más reactores adiabáticos, con calentamiento de los productos en hornos, antes de entrar al reactor siguiente.

La determinación aproximada del número de pasos de reacción y la cantidad de calor que es necesario transmitir en los hornos de calentamiento intermedio del producto, se efectúa por el método elaborado por S. Raasev en 1953 (Ref.1). El método se refiere al cálculo del sistema de reacción, en pasos, con reactores adiabáticos o politrópicos y, aporte ó toma de calor entre los pasos de reacción, según que el proceso sea endotérmico o exotérmico. Un método similar, simplificado, se ha publicado ulteriormente en la literatura especializada (1955), aplicado al caso particular de reformación catalítica (Ref.5).

Estos dos métodos pueden ser aplicados en aquellos casos en el que la composición del producto final se aproxima al equilibrio termodinámico.

Para aplicar el método de Raasev en el caso de R.C., se considera el proceso complejo de reacciones paralelas y sucesivas como una sola reacción global predominante, que alcanza prácticamente el equilibrio termodinámico. Ella es considerada como la suma de las reacciones de dehidrogenación de los alkyliciclohexanos, y la dehidroizomerización de los alkyliciclopentanos. En el caso de una materia prima alcánica, es necesario considerar que se dehidroizomeriza también en aromáticos, una parte de los alcanes.

Para una presión dada, exceso de hidrógeno y concentración de reactantes de la materia prima (hidrocarburos que no se dehidrogenizan, se consideran como sustancias inertes), se construye una curva de equilibrio en coordenadas temperatura-conversión (Fig. V.1)(Curva6).

En el gráfico así construido, se determina el punto que corresponde a la temperatura y composición de la materia prima a la entrada del primer reactor (Punto A, Fig. V.1). La construcción de la curva 1, que representa la variación de la temperatura y de la conversión x en el primer reactor, se efectúa utilizando la reacción:

$$x_s (\Delta H^{\circ}_{298})_r + \sum_{\text{Sal.}} (H_{T_s, p_s} - H^{\circ}_{298}) - \sum_{\text{Ent.}} (H_{T_e, p_e} - H^{\circ}_{298}) =$$

0...(1) en la cual: $x_s =$ conversión

$(\Delta H^{\circ})_r =$ calor de reacción en condiciones standard.

$\sum_{\text{Sal.}} (H_{T_s, p_s} - H^{\circ}_{298}) =$ entalpía molar de los componentes que salen del reactor - en relación al estado de referencia de gas ideal a 1 atm. y 298 °K (25 °C)

$$\sum_{\text{Ent.}} (H_{\text{Te,pe}} - H^{\circ}_{298}) = \text{entalpía molar de los componentes que entran al reactor (inclusive el exceso de hidrógeno)}$$

El último término de la relación representa la entalpía de la materia prima en condiciones de entrada al reactor, y puede ser calculado fácilmente de los datos iniciales. El segundo término puede ser también calculado fácilmente para una temperatura arbitraria escogida. Conociendo $(\Delta H^{\circ}_{298})_r$, que es el calor de reacción en condiciones standard, se puede calcular la conversión x_s que resulta por la caída de temperatura, de t_e a t_s . Las coordenadas $x_s - t_s$ así determinadas representan el segundo punto de la curva 1 (Fig. V.1.). Si se negligie la variación de la capacidad calorífica con la temperatura para el intervalo en el cual trabaja el reactor, lo cual puede ser supuesto, la curva 1 deviene una recta, y aquellos dos puntos son suficientes para determinarla o trazarla en el gráfico.

Si a la salida del reactor la composición del producto ha estado en equilibrio termodinámico, la temperatura y la composición de aquel, corresponde a la intersección de la recta 1 con la curva de equilibrio 6. Como ésto no es posible prácticamente, puesto que ello implicaría teóricamente un volumen in finito del reactor, se admite, en base a los datos experimenta les, una conversión aproximada de aquella del equilibrio (punto B, Fig. V.1.). El volumen del reactor crece fuertemente con la aproximación del punto B a la curva de equilibrio, realizán dose una conversión suplementaria muy pequeña con un gran crecimiento del volumen (por lo tanto, gastos de inversión), de ésto, es preferible que se realice el cálculo cinético, y se determine en base a la posición del punto B de la recta 1. (Las temperaturas t_f de salida de cada reactor, calculadas con la relación (1) se encuentran en la tabla V.1).

Este cálculo se puede efectuar considerando el proceso - adiabático del reactor, como uno izotérmico, desde el punto de vista cinético, que en el intervalo de tiempo considerado, rea

liza la misma conversión. Esta equivalencia se hace aproximativamente, admitiendo una variación lineal de la temperatura en el reactor, utilizando la relación de Orciko:

$$t_{\text{ema}} = t_f - \frac{10}{\log k_t} \cdot \log \frac{k_t^{0,1(t_f - t_i)} - 1}{0,23(t_f - t_i) \log k_t} \dots\dots\dots(2)$$

en la cual: t_{ema} = temperatura equivalente media adiabática
 t_f , t_i temperaturas final e inicial, respectivamente.
 k_t = coeficiente de temperatura a la velocidad -
 de reacción.

Debido a que en el horno de recalentamiento del producto después de la salida del primer reactor no tiene lugar prácticamente ninguna reacción química, el proceso dentro de aquel puede ser representado por una recta horizontal 2.

La cantidad de calor que es necesario transmitir al horno, se calcula en base a la temperatura y composición del producto a la salida del primer reactor, y a la temperatura de entrada fijada para el segundo reactor. El cálculo de éste se hace de una manera análoga al del primero, teniendo en cuenta la aplicación de la relación (2) y de la relación cinética que, a la entrada de aquel, la composición del producto corresponderá al de la salida del primer reactor.

El cálculo se continúa de este modo para todos los pasos de la reacción.

La aproximación principal que se hace con el método de cálculo expuesto, proviene de negligir o despreciar la reacción exotérmica de hidrocraqueo que tiene lugar en el último paso de reacción y especialmente en el último reactor, lo que hace que en el cálculo resulte también una caída de temperatura en éste último. En instalaciones industriales, a causa de la exotermicidad de la reacción de hidrocraqueo, la temperatura es prácticamente constante, o crece en unos 2 o 3 °C. En una instalación con catalizador de 0,2% Pt, de la Böhlen (R.D.G), la variación de temperatura en los reactores es como sigue (Ref. 6).

Reactor	1	2	3	4	5
Tem. de entrada, °C	502	520	502	515	510
Tem. de salida °C	451	469	488	506	508
Variación de la tem.	-51	-51	14	-9	-2

Una segunda aproximación es aquella que admite que la variación de la temperatura dentro del reactor es lineal. En realidad, las reacciones son mucho más intensas inmediatamente después de la entrada en el reactor, donde la temperatura es más elevada; ella disminuye a lo largo de la primera zona de acuerdo a una ley no lineal.

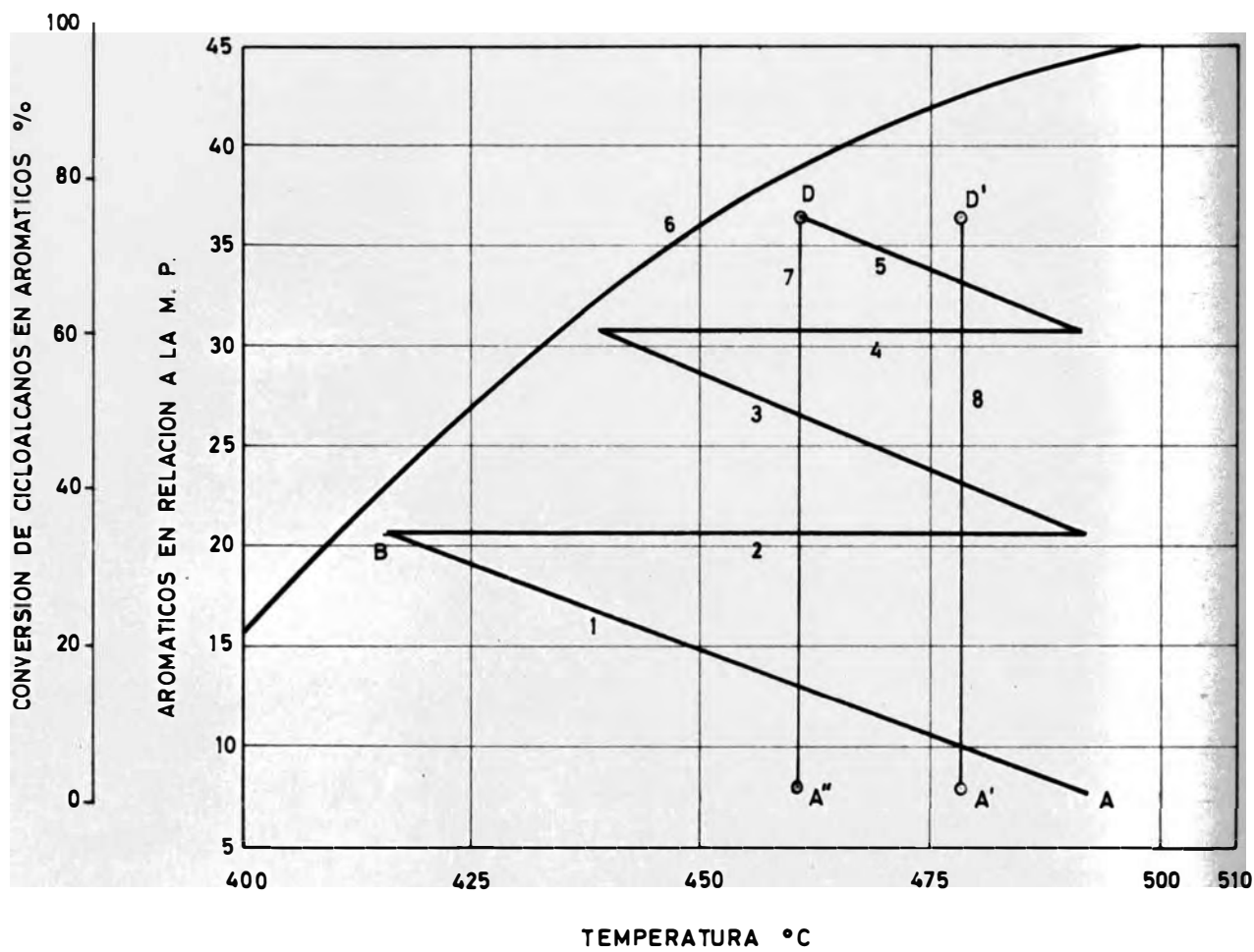
Las rectas 7 y 8 representan el desarrollo de los procesos en estrato fluidizado y en estrato fijo. De la figura se observa que, si el tiempo de reacción fuera el mismo, la temperatura necesaria para obtener la misma conversión con catalizador en estrato fluidizado (7) será mucho menor que la temperatura en el reactor, con el mismo catalizador, en estrato fijo.

Debido a que el tiempo de reacción en estrato fluidizado es más corto, la realización de la misma conversión necesita una temperatura más elevada (8), que es inferior, a su vez a aquella de entrada al reactor de estrato fijo, con el mismo catalizador.

La energía de activación de la reacción de hidrocraqueo - siendo más grande que la de reacción de dehidrogenación, al trabajar a temperatura más baja (estrato fluidizado), conduce a una menor intensidad de la primera.

V.2. Repartición de las reacciones entre los reactores

La repartición en porcentaje del componente-llave que reacciona en cada reactor, se hace de acuerdo a la naturaleza de la reacción, la cual tiene cuenta de su velocidad relativa. Así, las reacciones que se desarrollan con velocidades grandes tendrán lugar predominantemente en el primer reactor; aquella de menos velocidad, en el último reactor. Aquellas que se desarrollan con velocidades medias, se repartirán uniformemente



DETERMINACION APROXIMADA DEL NUMERO DE PASOS DE REACCION

FIGURA V.1

entre todos los reactores. La fig. V.2 tomada de "Raffinage - Génie Chimique" de P. Wuithier (Ref. 2), muestra una repartición de las reacciones entre los reactores.

En la tabla V.1 aparece la composición molar de los productos por reacción y por reactor, así como la caída de temperatura entre éstos. La tabla contiene además el aumento de número de moles en cada reactor, necesario para el cálculo de caída de presión.

Los calores de reacción han sido calculados en base a los calores de formación (Rossini, tabla W) (Ref. 7).

V.3. Cálculo de los \bar{c}_p /mol de la materia prima de alimentación

La instalación puede trabajar con una relación H_2 /m.p. (molar), variable:

$$R_I, R_{II}, R_{III} = 3/1$$

$$R_{IV} = 9/1 + 3/1 = 12/1 \text{ (total)}$$

Composición del gas de recirculación: $H_2 = 90\%$ molar (usual)
 $CH_4 = 10\%$ molar

La alimentación de R_I, II, III :

$$\frac{n_{H_2}}{n_{m.p.}} = \frac{3}{1}$$

$$; \quad n_{m.p.} = 794,9 \text{ kmol/hora}$$

$$n_{H_2} = 3 \times 794,9 = 2385 \text{ kmol/h}$$

$$n_{\text{gas rec.}} = \frac{2385}{0,9} = 2650 \text{ kmol/h}$$

$$n_{CH_4} = 0,1 \times 2650 = 265 \text{ kmol/h}$$

Tabla V.2.

Comp.	n(kmol/h)
m.p.	794,9
H_2	2385,0
CH_4	265,0
Σ	3444,9

$$c_p(H_2) = 7,07 \text{ kcal/kmol} \cdot ^\circ\text{C} \quad \text{(Rossini)}$$

$$c_p(CH_4) = 15,0 \text{ kcal/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\bar{c}_p(m.p.) = 75,0 \text{ kcal/kmol} \cdot ^\circ\text{C} \quad \text{(G. Sució)(8)}$$

$$\bar{c}_p = 1 \times 75 + 3 \times 7,07 + 3 \times \frac{0,10}{0,90} \times 15 = 101,2 \text{ kcal/kmol.}^\circ\text{C}$$

Alimentación del R_{IV}

$$\frac{n_{H_2}}{n_{m.p.}} = \frac{3}{1} \text{ inicial} \quad n_{h_2} = 2385 \text{ kmol/h}$$

$$\frac{n_{h_2}}{n_{m.p.}} = \frac{9}{1} \text{ suplementario} \quad n_{H_2} = 9 \times 794,9 = 7160 \text{ kmol/h}$$

$$\frac{n_{H_2}}{n_{m.p.}} = \frac{12}{1} \text{ total} \quad n_{H_2} = 9545 \text{ kmol/h}$$

Gas de recirculación:

Inicial : 2650 kmol/h
 Suplementario: 7950 kmol/h
 total : 10600 kmol/h

$$\bar{c}_p = 1 \times 75 + 12 \times 7,07 + 12(15/9) = 179,8 \text{ kcal/kmol.}^\circ\text{C}$$

V.4. Cálculo de las Temperaturas Equivalentes a la Velocidad - Media Adiabática.

La temperatura equivalente a la velocidad media adiabática representa aquella a la cual un proceso isotérmico, en el mismo intervalo de tiempo, conduce a la misma conversión en un proceso real adiabático. Se calcula con la relación (2) y la (3)

$$\log k_t = \frac{10E}{RT^2} \dots\dots\dots(3)$$

donde E = energía de activación = 39200 cal. aproximadamente para la materia prima que estamos tratando. (Ref. 9).

\bar{T} = temperatura media ($^\circ\text{K}$)

Tabla V.3

Reactor	$t_i (^{\circ}\text{C})$	$t (^{\circ}\text{C})$	$t_f (^{\circ}\text{C})$
I	470	-63,73	406,27
II	480	-48,98	431,02
III	500	-27,96	472,04
IV	520	-15,10	486,90

$$\bar{T} = \frac{470,00 + 486,90}{2} + 273 = 751,6 \text{ } ^{\circ}\text{K}$$

$$\log R_t = \frac{10 \times 39200}{1,98 \times 751,6^2} = 0,35 \quad R_t = 2,24 ; \frac{10}{\lg R_t} = 28,5$$

$$\text{tema I} = 406,27 - 28,5 \log \frac{2,24^{-6,37} - 1}{-0,23 \times 63,7 \times 0,35} = 426,57^{\circ}\text{C}$$

$$\text{tema II} = 431,02 - 28,5 \log \frac{2,24^{-4,9} - 1}{-0,23 \times 49 \times 0,35} = 448,28^{\circ}\text{C}$$

$$\text{tema III} = 472,04 - 28,5 \log \frac{2,24^{-2,8} - 1}{-0,23 \times 28 \times 0,35} = 483,50^{\circ}\text{C}$$

$$\text{tema IV} = 486,9 - 28,5 \log \frac{2,24^{-1,51} - 1}{-0,23 \times 15,1 \times 0,35} = 493,71^{\circ}\text{C}$$

V.5. Cálculo de los Elementos Geométricos de los Reactores

$$G_{\text{cat.}} = 35500 \text{ kg.}$$

$$V_{\text{ZR}} = V_{\text{ZR(I)}} + V_{\text{ZR(II)}} + V_{\text{ZR(III)}} + V_{\text{ZR(IV)}} = 47,15 \text{ m}^3$$

Este volumen de catalizador se reparte entre los cuatro reactores en función de la necesidad de la reacción.

Para la repartición del catalizador por cada reactor se ha tenido en cuenta el hecho que las reacciones lentas tienen necesidad de superficie activa mucho más grande que aquellas rápidas o fuerte rápidas.

Para el cálculo de las otras características geométricas, se han utilizado las siguientes reacciones:

$$w = \frac{Q_v}{V_{ZR}} \quad ; \quad Q_v = \frac{Q_g}{\gamma} = \frac{88500}{0,74} = 119,6 \text{ m}^3/\text{h de m.p. líquida}$$

$$V_{ZRi} = (\pi \cdot D_i^2 / 4) H_i \quad ;$$

Usualmente, entre H_i y D_i se toma la relación $H_i = 1,5D_i$; por lo tanto:

$$V_{ZRi} = (1,5/4) \pi D_i^3$$

de donde:

$$D_i = \sqrt[3]{\frac{V_{ZR}}{1,18}}$$

$$H_i = 1,5D_i$$

Los resultados están tabulados en la tabla V.4

Tabla V.4.

Reactor	%gr.cat	G _{caz.} (Kg)	V _{ZR} (m ³)	W _v (h ⁻¹)	D(m)	H(m)
I	8,45	3000	4,00	29,9	1,50	2,25
II	9,45	3500	4,65	25,7	1,58	2,37
III	16,20	5750	7,65	15,6	1,87	2,81
IV	65,50	23250	30,85	3,9	2,97	4,45
Σ	100,00	35500	47,15			

V.6. Cálculo de las Caídas de Presión en los Reactores.

V.6.1. Cálculo del Tiempo de Contacto.

La caída de presión del flujo de fluidos en medios poro

so está dada por la relación:

$$\Delta P = \frac{\lambda \cdot A_f \cdot L \cdot w^2 \cdot \gamma_{\text{vap.}}}{2d_e \cdot g} \dots\dots\dots(4)$$

donde

$$\lambda = \frac{3400}{Re} \cdot (\text{régimen laminar}) \dots\dots\dots(5)$$

$$Re = \frac{d_e \cdot w \cdot \gamma_{\text{vap.}}}{\mu \cdot g} \dots\dots\dots(6)$$

A_f = coeficiente para la influencia de las paredes ($A_f=1$)

L = altura del estrato poroso (H)

w = velocidad del gas (m/s)

γ = peso específico del gas (Kg/m³)

d_e = diámetro libre equivalente (mm), $d_e = 1,09$ (Sinclair-Baker)

μ = viscosidad en condiciones de fluimienta (Kg-f.s/m²)

g = constante de aceleración gravitacional (m/s²)

De las relaciones (5) y (6) resulta:

$$\lambda = 3400 \frac{\mu \cdot g}{d_e \cdot w \cdot \gamma_v} \dots\dots\dots(5')$$

De las relaciones (4) y (5'), resulta:

$$\Delta P = 1700 \frac{\mu \cdot L \cdot w}{d_e^2} \dots\dots\dots(4')$$

V.6.2. Cálculo de la Viscosidad del Vapor

$$\mu = \mu_r \cdot \mu_c$$

$$\mu_r = f(\theta, \pi) \quad (\text{Ref. 10})$$

$$\mu_c = 7,7 \frac{\sqrt{M} P_c^{2/3}}{T_c^{1/6}}$$

Para la alimentación de R_I , R_{II} y R_{III} :

Tabla V.5.

Comp.	N	X	M	M.x	Tc	Pc	Tc.x	Pc.x	G(Kg/h)
m.p.	794,9	0,2310	III	28,00	581,3	29,67	134,1	6,87	88500
H ₂	2385,0	0,6921	2	1,38	33,1	12,80	22,9	8,87	4770
CH ₄	265,0	0,0769	16	1,23	190,9	45,80	14,7	3,52	4240
Σ	3444,9	1,0000	Σ	30,61			Σ 171,7	19,26	97510

$$N_c = 7,7 \frac{\sqrt{30,6 \cdot (19,26)^{2/3}}}{(171,7)^{1/6}} = 128 \mu P$$

Para la alimentación del R_{IV}:

Tabla V.6.

Comp.	N	X	M	M.x	Tc	Pc	Tc.x	Pc.x	G(Kg/h)
m.p.	794,9	0,0698	III	7,77	581,3	29,67	40,6	2,07	88500
H ₂	9545,0	0,8372	2	1,68	33,1	12,80	27,7	10,73	19090
CH ₄	1060,0	0,0930	16	1,49	190,9	45,80	17,8	4,26	17000
Σ	11399,9	1,0000	Σ	10,94			Σ 86,1	17,06	124590

$$N_c = 7,7 \frac{\sqrt{10,94 \cdot (17,06)^{2/3}}}{(86,1)^{1/6}} = 76,7 \mu P$$

V.6.3. Cálculo de las caídas de Presión en los Reactores

R_I :

Características geométricas:

$$H_I = 2,25 \text{ m}$$

$$D_I = 1,50 \text{ m}$$

$$V_{ZR(I)} = 4,0 \text{ m}^3$$

$$w_I = 29,9 \text{ h}^{-1}$$

Parámetros P, T, n:

$$P_i = 28 \text{ atm.}; \text{ suponemos } P_f = 27 \text{ atm.} \quad \Delta P_I = 1 \text{ atm.}; \bar{P} = 27,5 \text{ atm.}$$

$$\left. \begin{array}{l} t_i = 470 \text{ }^\circ\text{C} = 743 \text{ }^\circ\text{K} \\ t_f = 406 \text{ }^\circ\text{C} = 679 \text{ }^\circ\text{K} \end{array} \right\} \bar{T} = 711 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$t_{ema} = 426,6 \text{ }^\circ\text{C} = 700 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\bar{n} = \frac{2n_i + \Delta n_I}{2} = \frac{2 \times 3445 + 345,5}{2} = 3617 \text{ kmol/h}$$

Parámetros reducidos:

$$\left. \begin{array}{l} T_r = \frac{\bar{T}}{T_c} = \frac{711}{171,7} = 4,14 \\ P_r = \frac{\bar{P}}{P_c} = \frac{27,50}{19,30} = 1,42 \end{array} \right\} \mu_r = 1,5$$

$$\mu = \mu_r \cdot \mu_c = 1,5 \times 128 \cdot 192 \cdot \mu^P = \frac{192 \times 10^{-4}}{9810} = 0,196 \times 10^{-5} \text{ k-f.s/m}^2$$

$$\text{Vol.gas} = \frac{\bar{n} R T_{ema}}{\bar{P}} = \frac{3617 \times 0,082 \times 700}{27,5} = 7550 \text{ m}^3/\text{h} = 2,1 \text{ m}^3/\text{s}$$

Sección y velocidad:

$$S_I = \frac{\pi D_I^2}{4} = \pi \frac{1,52^2}{4} = 1,77 \text{ m}^2$$

$$S_{eI} = S_I \cdot \eta_t = 1,77 \times 0,767 = 1,36 \text{ m}^2$$

$$w_I = \text{Vol/gas}/S_{eI} = 2,1/1,36 = 1,54 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 1700 \frac{\mu \cdot L \cdot w}{d_e^2} = 1700 \frac{0,196 \times 10^{-5} \times 2,25 \times 1,54}{1,09^2 \times 10^{-6}} = 0,97 \text{ atm. (} \approx 1 \text{ atm.)}$$

Tiempo de contacto en el R_I :

$$\tau = \frac{V_{ZR(I)}}{\text{Vol.gas}} \cdot \eta_t = \frac{4,00}{2,1} \cdot 0,767 = 1,46 \text{ seg.}$$

R_{II} :

Características Geométricas:

$$H_{II} = 2,37 \text{ m}$$

$$D_{II} = 1,58 \text{ m}$$

$$V_{ZR(II)} = 4,65 \text{ m}^3$$

$$w_{II} = 25,7 \text{ h}^{-1}$$

Parámetros P, T, n:

$$P_i = 26,7 \text{ atm. (consideramos una caída de presión de } 0,3 \text{ atm. en el horno II)}$$

$$P_f = 25,6 \text{ atm. (suponemos una } \Delta P_{II} = 1,1 \text{ atm.)}$$

$$\bar{P} = 26,15 \text{ atm.}$$

$$\left. \begin{array}{l} t_i = 480 \text{ }^\circ\text{C} = 753 \text{ }^\circ\text{K} \\ t_f = 431 \text{ }^\circ\text{C} = 704 \text{ }^\circ\text{K} \end{array} \right\} \bar{T} = 728,5 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{ema}} = 448,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 721,4 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\bar{n} = \frac{2n_i + \Delta n_{\text{II}}}{2} = \frac{2 \times 3790,5 + 305,3}{2} = 3943 \text{ kmol/h}$$

Parámetros reducidos:

$$\left. \begin{aligned} T_r &= \frac{\bar{T}}{T} = \frac{728,5}{171,7} = 4,24 \\ P_r &= \frac{\bar{P}}{P_c} = \frac{26,15}{19,30} = 1,35 \end{aligned} \right\} \mu_r = 1,52$$

$$\mu = \mu_r \cdot \mu_c = 1,52 \times 128 = 195 \quad P = \frac{195 \times 10^{-4}}{9810} = 0,199 \times 10^{-5} \text{ k-f.s/m}^2$$

$$\text{Vol. gas} = \frac{\bar{n} R T_{\text{ema}}}{\bar{P}} = \frac{3943 \times 0,082 \times 721,4}{26,15} = 8950 \text{ m}^3/\text{h} = 2,49 \text{ m}^3/\text{s}$$

Sección y velocidad:

$$S_{\text{II}} = \pi \frac{D_{\text{II}}^2}{4} = \pi \frac{(1,58)^2}{4} = 1,96 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{eII}} = S_{\text{II}} \eta_t = 1,96 \times 0,767 = 1,51 \text{ m}^2$$

$$w_{\text{II}} = \frac{\text{Vol. gas}}{S_{\text{eII}}} = \frac{2,49}{1,51} = 1,65 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 1700 \frac{\mu \cdot L \cdot w}{d_e^2} = 1700 \frac{0,199 \times 10 \times 2,37 \times 1,65}{1,09^2 \times 10^{-6}} = 1,1 \text{ atm.}$$

(valor verificado)

Tiempo de contacto en el R_{II} :

$$\tau = \frac{V_{\text{ZR(II)}}}{\text{Volgas}} \cdot \eta_t = \frac{4,65}{2,49} \cdot 0,767 = 1,44 \text{ seg.}$$

R_{III}:

Características Geométricas

$$H_{III} = 2,81 \text{ m}$$

$$D_{III} = 1,27 \text{ m}$$

$$V_{ZR(III)} = 7,65 \text{ m}^3$$

$$W_{III} = 15,6 \text{ h}^{-1}$$

Parámetros P, T, n:

$$P_i = 25,3 \text{ atm. (consideramos una caída de presión de } 0,3 \text{ atm. en el horno III)}$$

$$P_f = 24,2 \text{ atm. (suponemos } \Delta P_{III} = 1,1 \text{ atm.)}$$

$$\bar{P} = 24,75 \text{ atm.}$$

$$\left. \begin{array}{l} t_i = 500 \text{ }^\circ\text{C} = 773 \text{ }^\circ\text{K} \\ t_f = 472 \text{ }^\circ\text{C} = 745 \text{ }^\circ\text{K} \end{array} \right\} \bar{T} = 759 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$t_{ema} = 483,5 \text{ }^\circ\text{C} = 756,6 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\bar{n} = \frac{2x n_i + \Delta n_{III}}{2} = \frac{2x 4096 + 221,5}{2} = 4206,2 \text{ kmol/h}$$

Parámetros Reducidos:

$$\left. \begin{array}{l} T_r = \frac{\bar{T}}{T_c} = \frac{759}{171,7} = 4,42 \\ P_r = \frac{\bar{P}}{P_c} = \frac{24,75}{19,30} = 1,28 \end{array} \right\} N_r = 1,54$$

$$\mu = \mu_r \cdot \mu_c = 1,54 \times 128 = 197 \mu_P = \frac{197 \times 10^{-4}}{9810} = 0,201 \times 10^{-5} \text{ kg-f. s}^2/\text{m}^2$$

$$\text{Vol. gas} = \frac{\bar{n}R \text{ Tema}}{\bar{P}} = \frac{4206 \times 0,082 \times 756,6}{24,75} = 10500 \text{ m}^3/\text{h} = 2,92 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Sección y Velocidad:

$$S_{\text{III}} = \pi \frac{D_{\text{III}}^2}{4} = \frac{\pi}{4} \cdot 1,87^2 = 2,75 \text{ m}^2$$

$$S_{e\text{III}} = S_{\text{III}} \eta_t = 2,75 \times 0,767 = 2,11 \text{ m}^2$$

$$w_{\text{III}} = \frac{\text{Vol. gas}}{S_{e\text{III}}} = \frac{2,91}{2,11} = 1,38 \text{ m/s}.$$

$$\Delta P = 1700 \frac{\mu \cdot L \cdot w}{d_e^2} = 1700 \frac{0,201 \times 10^{-5} \times 2,81 \times 1,38}{1,09^2 \times 10^{-6}} = 1,1 \text{ atm}.$$

(verificado)

Tiempo de contacto en el R_{III} :

$$\tau = \frac{V_{Z\text{R(III)}}}{\text{Vol. gas}} \eta_t = \frac{7,65}{2,92} \cdot 0,767 = 2,01 \text{ seg.}$$

R_{IV} :

Características Geométricas:

$$H_{\text{IV}} = 4,45 \text{ m}$$

$$D_{\text{IV}} = 2,97 \text{ m}$$

$$V_{Z\text{R(IV)}} = 30,85 \text{ m}^3$$

$$w_{\text{IV}} = 3,9 \text{ h}^{-1}$$

Parámetros P, T, n:

$P_i = 23,6 \text{ atm.}$ (consideramos una caída de presión de 0,6 atm. en el horno IV)

$P_f = 21,5 \text{ atm.}$ (suponemos $\Delta P_{IV} = 2,1 \text{ atm.}$)

$\bar{P} = 22,55 \text{ atm.}$

$$\left. \begin{array}{l} t_i = 520^\circ\text{C} = 793^\circ\text{K} \\ t_f = 486,9^\circ\text{C} = 760^\circ\text{K} \end{array} \right\} \bar{T} = 776,5^\circ\text{K}$$

$t_{ema} = 493,7^\circ\text{C} = 767^\circ\text{K}$

$$\bar{n} = \frac{2n_i + \Delta n_{IV}}{2} = \frac{2 \times 12267 + 205,45}{2} = 12370 \text{ kmol/h}$$

Parámetros Reducidos:

$$\left. \begin{array}{l} T_r = \frac{\bar{T}}{T_c} = \frac{776,5}{86,1} = 9,0 \\ P_r = \frac{\bar{P}}{P_c} = \frac{22,55}{17,06} = 1,32 \end{array} \right\} \mu_r = 2,4$$

$$\mu = \mu_r \cdot \mu_c = 2,4 \times 76,7 = 184 \mu\text{P} = \frac{184 \times 10^{-4}}{9810} = 0,188 \times 10^{-5} \text{ Kg-f.s/m}^2$$

$$\text{Vol.gas} = \frac{\bar{n}RT_{ema}}{P} = \frac{12370 \times 0,082 \times 767}{22,55} = 34400 \text{ m}^3/\text{h} = 9,55 \text{ m}^3/\text{s}$$

Sección y Velocidad:

$$S_{IV} = \pi \frac{D_{IV}^2}{4} = \frac{\pi}{4} \cdot 2,97^2 = 6,95 \text{ m}^2$$

$$S_{eIV} = S_{IV} \cdot \eta_t = 6,95 \times 0,767 = 5,33 \text{ m}^2$$

$$w_{IV} = \frac{\text{Vol.gas}}{S_{eIV}} = \frac{9,55}{5,33} = 1,78 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 1700 \frac{\mu \cdot L \cdot w}{d_e^2} = 1700 \frac{0,188 \times 10^{-5} \times 4,45 \times 1,78}{1,09^2 \times 10^{-6}} = 2,1 \text{ atm.}$$

Tiempo de contacto en el R_{IV} :

$$\tau = \frac{V_{ZR(IV)}}{\text{Vol.gas}} \cdot \eta_t = \frac{30,85}{9,55} \cdot 0,767 = 2,48 \text{ seg.}$$

CAPITULO VISistema de SeparaciónIntercambiadores de Calor . Hornos.VI.1. Descripción del Sistema de Separación

El sistema de separación está constituido por dos vaos de expansión, de alta y baja presión y una columna de depentanización. El separador de alta presión realiza la separación del gas de recirculación ($H_2 + CH_4$) del efluente. Trabaja a $39^{\circ}C$.

El separador de baja presión disminuye el peso del vapor a la columna de depentanización. Trabaja a $35^{\circ}C$, y 9 atm.

El cálculo de la composición del gas para el separador de alta es imposible de hacer, porque no se conoce la constante de equilibrio del hidrógeno.

Para el separador de baja presión se ha podido hacer el cálculo del gas, aún no conociéndose la constante de equilibrio del componente-referencia, pero la asimilación de éste con un hidrocarburo cuya constante de equilibrio es conocida, habría introducido un error demasiado grande, haciéndose entonces el cálculo inútil.

El separador de cabeza de la columna de depentanización trabaja a 4,5 atm., la alimentación a $150^{\circ}C$, el reflujo fresco a $40^{\circ}C$, 1/1 en relación con el producto de tope; la temperatura en éste último es de $70^{\circ}C$ (datos prácticos).

VI.2. Cálculo del Diámetro de la ColumnaVI.2.1. Dimensionaje de acuerdo al peso del vapor

El dimensionaje se puede hacer en función de $v_{max.}$ = velocidad máxima del vapor en la zona libre de la columna, y de V = caudal volumétrico del mismo.

$$\frac{\pi \cdot D_{min.}^2}{4} \cdot v_{max.} = V, \text{ de donde}$$

$$D_{min.} = \sqrt{\frac{4V}{\pi \cdot v_{max.}}}$$

La velocidad máxima del vapor en la sección libre está -
dada por la relación:

$$v_{\max.} = c(d_1/d_2 - 1)^{1/2} \dots\dots(\text{Ref.11, pag. 304})$$

donde:

d_1 = peso específico del líquido (reflujo interno) en -
condiciones de régimen en el tope de la columna, en
 kg/m^3 .

d_2 = densidad del vapor en condiciones de régimen en la
columna, kg/m^3 .

c = 0,041 (constante empírica), para: s = 45 cm (distan-
cia entre platos, y h = 2,5 cm (cierre hidráulico).

$d_2 = \frac{P \cdot M}{R \cdot T}$ donde P = presión en el tope (=4,5 atm)

M = peso molecular del vapor

T = temperatura en el tope (= 343 °K)

$M = 0,207 \times 30 + 0,309 \times 44 + 0,291 \times 58 + 0,233 \times 72 = 51,20$

$$d_2 = \frac{4,5 \times 51,20}{0,082 \times 343} = 8,18 \text{ kg/m}^3$$

$$d_1 = \frac{\sum g_i}{\sum \frac{g_i}{\rho_i}} = \frac{730 + 1595 + 1700 + 1975}{\frac{730}{,546} + \frac{1595}{,585} + \frac{1700}{,579} + \frac{1975}{,618}} = \frac{6000}{10,2} = 588 \text{ kg/m}^3$$

Reemplazando en la relación de velocidad máxima admisible:

$$v_{\max.} = 0,041(588/8,18 - 1)^{1/2} = 0,32 \text{ m/s}$$

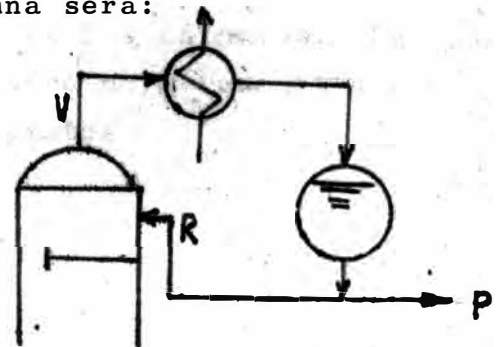
El caudal de vapor en el tope de la columna será:

$$V = R + P ; R = 2P$$

$$Q_v = 2P + P = 3P = 3 \times 6000 = 18000 \text{ kg/h}$$

$$V = \frac{18000}{8,18} = 2200 \text{ m}^3/\text{h} = 0,612 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4V}{\pi \cdot v_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,612}{3,14 \times 0,32}} = 1,56 \text{ m}$$



V.2.2. Dimensionaje de acuerdo al peso del líquido

El peso máximo del líquido está bajo el plato de alimentación. El dimensionaje se hará en esta región.

Consideremos que la velocidad máxima admitida del líquido en el deversor es de 0,1 m/s (Ref. 11, pag. 306) y que el área de conducto del deversor s :

$$S_d = 0,1 S_{col.}$$

El caudal en el deversor será:

$$R' = F + R; R = 2P = 2 \times 6000 = 12000 \text{ kg/h}$$

$$F = 86153 \text{ kg/h}$$

$$R' = 86153 + 12000 = 98153 \text{ kg/h}$$

El volumen de líquido (reflujo interno)

$$V = \frac{G}{d} = \frac{98153}{795 \times 3600} = 0,0341 \text{ m}^3/\text{s}$$

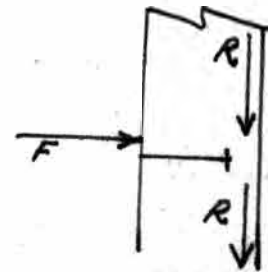
$$S_d = \frac{V}{v} = \frac{0,0341}{0,1} = 0,341 \text{ m}^2$$

La sección de la columna será:

$$S_{col.} = 10 S_d = 3,41 \text{ m}^2$$

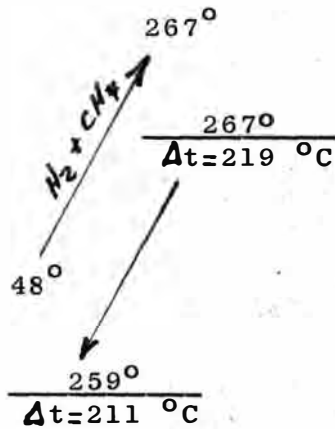
de donde:

$$D = \sqrt{\frac{4 S_{col.}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 3,41}{\pi}} = 2,09 \text{ m}$$



Para establecer el diámetro efectivo de la columna se elige el mayor de los resultados hallados en los cálculos. Podemos tomar entonces $D_{efec.} = 2,20 \text{ m}$, un poco mayor que el último calculado. De la práctica, $N_R = 28$ platos.

VI.3. Calentador del hidrógeno suplementario para el R_{IV} (con el Reformado Fresco) (S1)



$$R = \frac{267-48}{486-259} = 0,96$$

$$F_t = 0,78 \text{ (Ref. 12)}$$

$$P = \frac{486-259}{486-48} = 0,52$$

$$\Delta t_{ml} = \frac{219-211}{2,31 \log \frac{219}{211}} = 217 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} Q_{abs.} &= G_{H_2} \cdot C_{p_{H_2}} \cdot \Delta t + G_{CH_4} (H_{267}^v - H_{48}^v) = \\ &= 14320 \times 3,55 (267-48) + 12720 (276-118) = \\ &= 13'210.000 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

$$Q_{ced} = Q_{abs} + 5\% \text{ pérdida} = 1,05 \times 13'210.000 = 13'900.000 \text{ Kcal/h}$$

Calor cedido de la cantidad total del reformado para enfriar de 486° a 259°, es:

$$\begin{aligned} Q &= G_{H_2} \cdot C_{p_{H_2}} \cdot \Delta t + G_{c_1} (H_{486}^v - H_{259}^v) + \dots + \dots + \\ &+ G_{gas.} (H_{482}^1 - H_{259}^1) = 21130 \times 3,55 \times 227 + 17267 (466-271) \\ &+ 730 (427-250) + 1595 (403-234) + \\ &+ 1700 (385-218) + 1975 (362-210) + \\ &+ 80132 (368-151) = 37'853000 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

VI.3.1. Superficie de intercambio de calor

$$\Delta t_{ml} = 217 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F_t = 0,78$$

Para un valor elevado del coeficiente de intercambio de calor, el aparato es de construcción especial; los tubos con aletas, circulando el hidrógeno por la carcasa y por los tubos el reformado fresco.

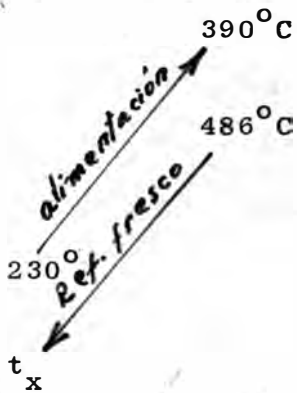
$$K = 120 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{\text{ced.}}}{K \cdot \Delta t_{\text{ml}} \cdot F_t} = \frac{13'210.000}{120 \times 217 \times 0,78} = 650 \text{ m}^2$$

VI.4. Calentador de la mezcla de alimentación (S2)

Dentro de un cálculo estimativo del intercambio de calor, ha resultado una temperatura de salida del precalentador de la mezcla de alimentación, cerca de 230°C .

Para que este aparato sea económico, observando t_{ml} y F_t , nos hemos fijado un valor más alto que 230 (para la parte caliente):



$$Q_{\text{abs}} = M_{\text{m.p.}} \cdot \bar{c}_p \Delta t = 794,9 \times 101,2 (390 - 230) \\ = 12'500.000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{\text{ced}} = Q_{\text{abs}} + 5\% \text{ pérdida} = 1,05 \times 12'900.000 \\ = 13'600.000 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{suponemos } t_x = 370^\circ\text{C}$$

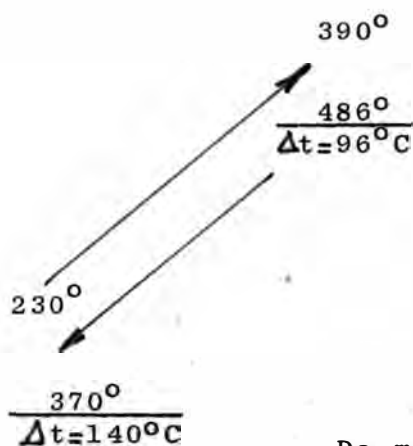
$$Q_{\text{ced}} = (1-x) [G_{\text{H}_2} \cdot G_{\text{H}_2} \cdot \Delta t + G_{\text{c}_1} (H_{486}^{\text{v}} - H_{370}^{\text{v}}) + \dots + G_{\text{gas}} (H_{486}^{\text{v}} - H_{370}^{\text{v}})]$$

donde x = fr. peso del reformado que pasa por este aparato.

$$Q_{\text{ced}} = (1 - 0,368) [2130 \times 3,55(486 - 370) + 17267 (466 - 364) \\ + 730(427 - 332) + 1595 (403 - 314) + \\ 1770(385 - 297) + 1575 (362 - 282) + \\ 80132(368 - 234)] = 13'620.000 \text{ Kcal/h}$$

(verificado el supuesto)

VI.4.1. Superficie de intercambio de calor



$$\Delta t_{m1} = \frac{140-96}{2,3 \log \frac{140}{96}} = 118 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{390 - 230}{486 - 370} = 1,36$$

$$P = \frac{486 - 370}{486 - 230} = 0,45$$

$$F_t = 0,75$$

Da manera similar:

$$K = 380 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

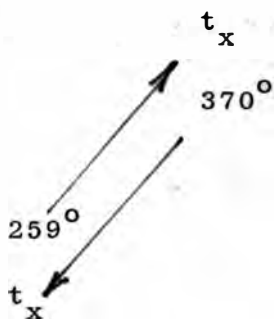
$$S = \frac{Q_{ced}}{K \cdot \Delta t_{m1} \cdot F_t} = \frac{12'900.000}{380 \times 118 \times 0,75} = 380 \text{ m}^2$$

VI.5. Determinación de la temperatura después de la mezcla

G_1 = Cantidad de fluido que sale de S_1

G_2 = Cantidad de fluido que sale de S_2

t_x = Temperatura después de la mezcla



$$Q_{ced} = Q_{abs}$$

$$G_1 \cdot c_{p1} (t_x - 259) = G_2 \cdot c_{p2} (370 - t_x)$$

$$c_{p1} = c_{p2} \text{ (la misma composición)}$$

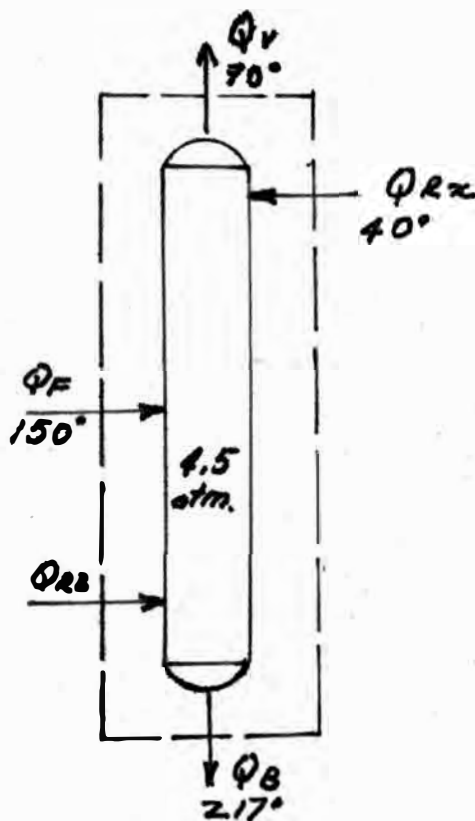
$$G_1 + G_2 = G$$

$$\frac{G_1}{G} = x ; \frac{G_2}{G} = 1 - x$$

$$x(t_x - 259) = (1 - x)(370 - t_x)$$

$$t_x = 259x + 370(1 - x)$$

$$= 259 \times 0,368 + 370(1 - 0,368) = 329 \text{ } ^\circ\text{C}$$

VI.6. Rehervidor de la columna de depentanización (S3)

Del balance:

$$Q_{Rx} + Q_F + Q_{RB} = Q_v + Q_B$$

$$Q_{RB} = Q_v + Q_B - (Q_F + Q_{Rx})$$

$$Q_F = G_{c_2} H_{150}^v + G_{c_3} H_{150}^v + G_{c_4} H_{150}^v + G_{gas} \cdot H_{150}^l =$$

$$= 730 \times 173 + 1595 \times 165 + 1700 \times 154 + 1975 \times 148 + 80153 \times 80 =$$

$$= 7'363.300 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_v = G_{c_2} H_{70}^v + G_{c_3} H_{70}^v + G_{c_4} H_{70}^v + G_{c_5} H_{70}^v = 2190 \times 123 + 4790 \times 120 +$$

$$+ 5100 \times 114 + 5920 \times 110 = 2'078.000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{Rx} = G_{c_2} H_{40}^l + G_{c_3} H_{40}^l + G_{c_4} H_{40}^l + G_{c_5} H_{40}^l = 1460 \times 50 + 3190 \times 28$$

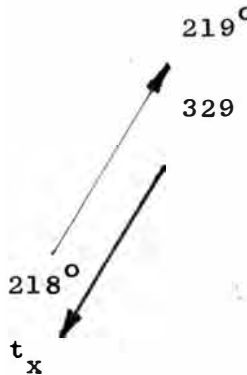
$$+ 3400 \times 23 + 3950 \times 21 = 323800 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_B = G_{gas} \cdot H_{217}^l = 80153 \times 122 = 9'800.000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{RB} = 2'078.000 + 9'800.000 - (7'363,200 + 323,800) =$$

$$= 4'190,000 \text{ Kcal/h.}$$

$$Q_{ced} = Q_{abs} + 3\% \text{ pérdida} = 1,03 \times 4'190.000 = 4'310.000 \text{ Kcal/h}$$



$$Q_{ced} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot (329 - t_x) + G_{c_1} (H_{329}^v - H_{t_x}^v) +$$

$$+ \dots + G_{c_4} (H_{329}^v - H_{t_x}^v) +$$

$$+ G_{c_s} \cdot (H_{329}^v - H_{t_x}^l) + G_{gas.} (H_{329}^l - H_{t_x}^l)$$

Suponiendo $t_x = 300^\circ\text{C}$:

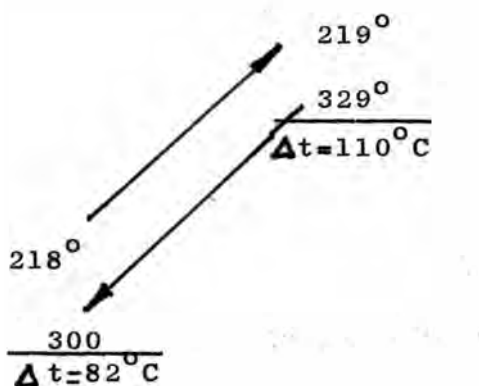
$$Q_{ced} = 21130 \times 355 (329 - 300) + 17270 (327 - 303) + 730 (301 - 280)$$

$$+ 1595 (283 - 263) + 1700 (265 - 245) + 1975 (262 - 233) +$$

$$+ 80132 (201 - 180) = 4'290.000 \text{ Kcal/h}$$

(verificado el supuesto)

VI.6.1. Superficie de intercambio de calor



$$\Delta t_{ml} = \frac{110 - 82}{2,3 \log \frac{110}{82}} = 96 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{219 - 218}{329 - 300} = 0,0345$$

$$P = \frac{329 - 300}{329 - 218} = 0,261$$

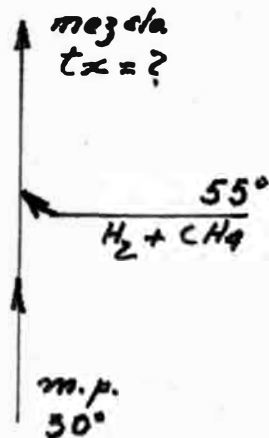
$$F_t = 1,0$$

De manera similar:

$$K = 250 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{cam.}}{K \cdot \Delta t_{ml} \cdot F_t} = \frac{4'290.000}{250 \times 96 \times 1} = 174 \text{ m}^2$$

VI.7. Cálculo de la temperatura de la mezcla de alimentación - inmediatamente después de mezclarla con el gas de recirculación comprimido.



$$Q_{ced.} = Q_{abs.}$$

$$(n_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} + n_{CH_4} \cdot c_{p_{CH_4}})(55 - t_x) =$$

$$n_{m.p.} c_{p_{m.p.}} (t_x - 30)$$

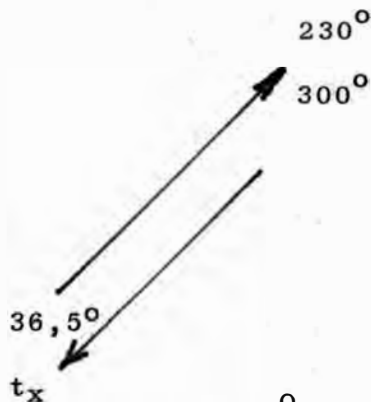
$$(2585 \times 7,07 + 265 \times 15)(55 - t_x) =$$

$$794,9 \times 75(t_x - 30)$$

de donde:

$$t_x = \frac{20820 \times 55 + 59700 \times 30}{20820 + 59700} = 36,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

VI.8. Precalentador de la mezcla de alimentación (S4)



$$Q_{abs.} = n_{m.p.} \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta t = 794,9 \times 101,2(230 - 36,5) =$$

$$= 15'550.000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{ced} = Q_{abs.} + 3\% \text{ pérdida}$$

$$= 1,03 \times 15'550.000 = 16'020.000 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{ced} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot (300 - t_x) + G_{c_1} (H_{300}^v - H_{t_x}^v) + \dots$$

$$+ G_{c_4} (H_{300}^v - H_{t_x}^v) + \dots + G_{gas.} (H_{300}^l - H_{t_x}^l)$$

Suponiendo $t_x = 189 \text{ } ^\circ\text{C}$

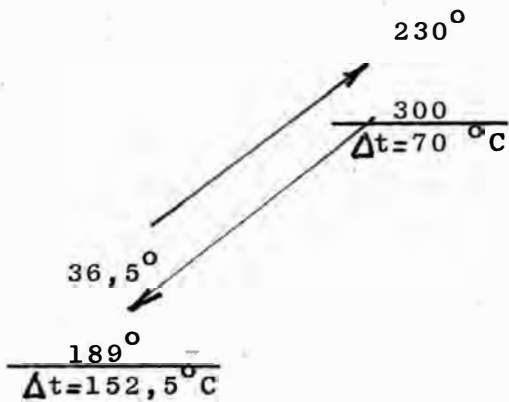
$$Q_{ced} = 21130(300 - 189)3,55 + 17270(302 - 237) +$$

$$+ 730(278 - 217) + 1595(261 - 203) + 1700(245 - 148)$$

$$+ 1975(214 - 124) + 80182(180 - 103) = 16'020.000 \text{ Kcal/h}$$

(verificado el supuesto)

VI.8.1. Superficie de intercambio de calor



$$\Delta t_{ml} = \frac{152,5 - 70}{2,3 \log \frac{152,5}{70}} = 107 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{230 - 36,5}{300 - 189} = 1,70$$

$$P = \frac{300 - 189}{300 - 36,5} = 0,41$$

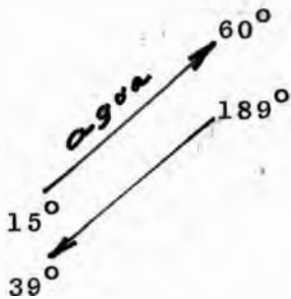
$$F_t = 0,72$$

Por similitud con otro aparato:

$$K = 375 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{cam.}}{K \cdot \Delta t_{ml} F_t} = \frac{15'550.000}{375 \times 107 \times 0,72} = 540 \text{ m}^2$$

VI.9. Condensador del reformado fresco (R1)



$$Q_{ced.} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} (189 - 39) + G_{c_1} (H_{189}^V - H_{39}^V) +$$

$$+ G_{c_2} (H_{189}^V - H_{39}^1) + G_{c_3} (H_{189}^V - H_{39}^1) +$$

$$+ G_{c_4} (H_{189}^1 - H_{39}^1) + G_{c_5} (H_{189}^1 - H_{39}^1) +$$

$$+ G_{gas.} (H_{189}^1 - H_{39}^1) =$$

$$= 21130 \times 3,55 (189 - 39) + 17270 (237 - 116) +$$

$$730 (217 - 39) + 1595 (203 - 27) + 1700$$

$$(148 - 23) + 1975 (124 - 21) + 20132$$

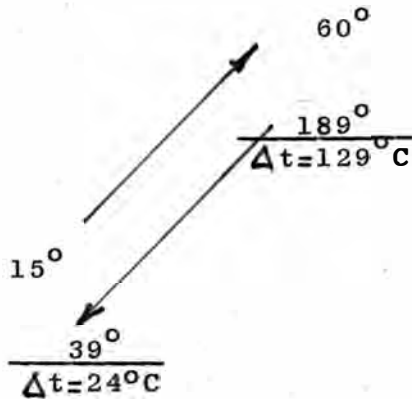
$$(103 - 19) = 20'720.000 \text{ Kcal/h}$$

El consumo de agua sera:

$$G_{H_2O} = \frac{Q_{ced.}}{c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta t} = \frac{20'720.000}{1 \times 45} = 460.000 \text{ Kg/h}$$

$$= 460 \text{ m}^3/\text{h}$$

VI.9.1. Superficie de intercambio de calor



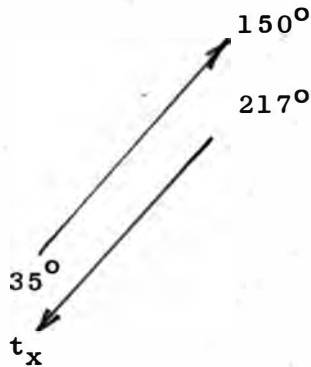
$$\Delta t_{m1} = \frac{129-24}{2,3 \log \frac{129}{24}} = 63^\circ\text{C}$$

Por similitud:

$$K = 465 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{cam}}{K \cdot \Delta t_{m1}} = \frac{20'720.000}{465 \times 63} = 710 \text{ m}^2$$

VI.10. Calentador del reformado no estabilizado = alimentación de la columna de depentanización -(con el reformado estabilizado) (S5)



$$Q_{abs.} = G_{c_2} (H_{150}^v - H_{35}^l) + G_{c_3} (H_{150}^v - H_{35}^l) +$$

$$+ G_{c_4} (H_{150}^v - H_{35}^l) + G_{c_5} (H_{150}^v - H_{35}^l) +$$

$$+ G_{gas.} (H_{150}^l - H_{35}^l) =$$

$$= 730(173-32) + 1595(165-24) +$$

$$+ 1700(154-20) + 1975(148-18) +$$

$$+ 80153(80-17) = 5'863,000 \text{ Kcal/h}$$

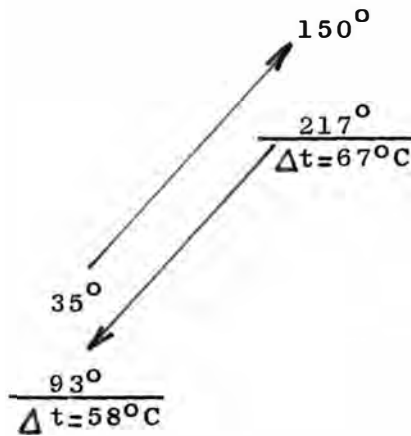
$$Q_{ced} = Q_{abs} + 2\% \text{ pérdida} = 1,02 \times 5'863,000 = 5'980,000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{ced} = G_{gas.es.} (H_{217}^l - H_{tx}^l) \quad \text{de donde:}$$

$$H_{tx}^l = H_{217}^l - \frac{Q_{ced.}}{G_{gas.es.}} = 122 - \frac{5'980.000}{80153} = 47,3 \text{ Kcal/kg}$$

$$t_x = 930^\circ\text{C}$$

VI.10.1. Superficie de intercambio de calor



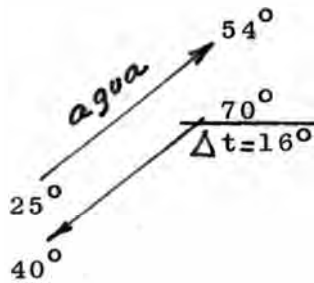
$$\Delta t_{m1} = \frac{67 - 58}{2,3 \log \frac{67}{58}} = 63,1^{\circ}\text{C}$$

Por similitud:

$$K = 225 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{\text{cam.}}}{K \cdot \Delta t_{m1}} = \frac{5'863,000}{225 \times 63,1} = 410 \text{ m}^2$$

VI.11. Condensador de la columna de depentanización (R2)

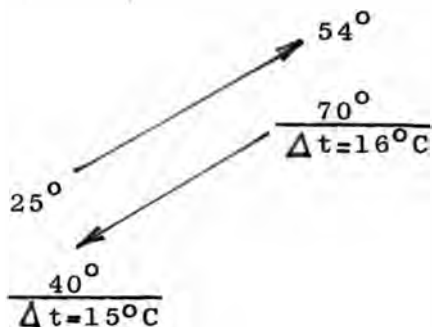


$$\begin{aligned} Q_{\text{ced.}} &= G_{c_2} (H_{70}^{\text{v}} - H_{40}^{\text{l}}) + G_{c_3} (H_{70}^{\text{v}} - H_{40}^{\text{l}}) + \\ &+ G_{c_4} (H_{70}^{\text{v}} - H_{40}^{\text{l}}) + G_{c_5} (H_{70}^{\text{v}} - H_{40}^{\text{l}}) = \\ &= 2190(123 - 50) + 4790(120 - 25) + \\ &+ 5100(114 - 23) + 5920(110 - 21) = \\ &= 1'593,000 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

Consumo de agua:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{Q_{\text{abs.}}}{\Delta t \cdot c_{\text{pH}_2\text{O}}} = \frac{1'593,000}{29 \times 1} = 55 \text{ m}^3/\text{h}$$

VI.11.1. Superficie de intercambio de calor

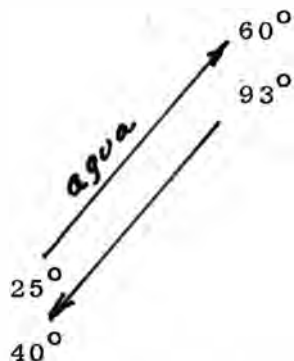


$$\Delta t_{m1} = \frac{16 - 15}{2,3 \log \frac{16}{15}} = 15,54^{\circ}\text{C}$$

Por similitud:

$$K = 350 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{\text{cam.}}}{K \cdot \Delta t_{m1}} = \frac{1'593,000}{350 \times 15,54} = 294 \text{ m}^2$$

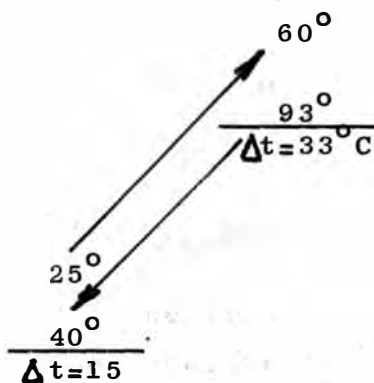
VI.12. Enfriador del reformado estabilizado (R3)

$$Q_{\text{ced.}} = G_{\text{gas.es}} (H_{93}^1 - H_{40}^1) = 80153(47,3 - 15) = 2'260,000 \text{ Kcal/h}$$

Consumo de agua:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{Q_{\text{abs.}}}{\Delta t \cdot c_{\text{pH}_2\text{O}}} = \frac{2'260,000}{35 \times 1} = 64,700 \text{ Kg/h}$$

$$= 64,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

VI.12.1. Superficie de intercambio de calor

$$\Delta t_{\text{ml}} = \frac{33 - 15}{2,3 \log \frac{33}{15}} = 2,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Por similitud:

$$K = 240 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{Q_{\text{cam.}}}{K \cdot \Delta t_{\text{ml}}} = \frac{2'260,000}{240 \times 2,3} = 408 \text{ m}^2$$

VI.13. Primer Horno (C1)

Realiza el calentamiento de la mezcla de la materia prima con el gas de recirculación ($\text{H}_2 + \text{CH}_4$) de 390 a 470 $^\circ\text{C}$.

$$Q_{\text{abs.}} = M_{\text{n.p.}} \bar{c}_p \Delta t$$

$$\bar{c}_p = \text{calor específico medio de la mezcla (kcal/kmol}_{\text{m.p.}} \text{ } ^\circ\text{C)}$$

$$Q_{\text{abs.}} = 794,9 \times 101,2(470 - 390) = 6'430000 \text{ kcal/h}$$

Consumo de combustible:

combustible utilizado: gas de refineraía -
($\gamma = 0,85$) potencia calórica calculado con -
la relación:

$$H_i = 1100 + 12650 \gamma = 1100 + 12650 \times 0,85 = \\ = 11880 \text{ kcal/m}^3$$

Rendimiento teórico del horno: $\eta_t = 0,70$

El consumo de combustible será:

$$B = \frac{Q_{abs.}}{\eta_t \cdot H_i} = \frac{6'430000}{0,7 \times 11880} = 772 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Superficie: En hornos con esta función se admite una -
tensión térmica: $t_t = 27100 \text{ kcal/m}^2$

$$A = \frac{Q_{abs}}{t_t} = \frac{6'430000}{27100} = 238 \text{ m}^2 \text{ (horno cilín-} \\ \text{drico vertical)}$$

VI.14. Segundo horno (C2)

Realiza la elevación de la temperatura del efluente del primer reactor (RI) de 406 a 480 °C.

Para determinar la cantidad de calor absorbido de la -
mezcla de reacción, se utiliza la relación:

$$Q_{abs.} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot \Delta t + G_{c_1} (H_{480}^v - H_{406}^v) + \dots + G_{gas.} (H_{480}^v - H_{406}^v)$$

La composición de la alimentación del horno C2 y el cálculo de densidades a partir del C_6 son necesarios para hallar el contenido calórico; (tabla VI.1.).

Las cantidades de etano, propano y pentano son despreciables.

$$Q_{abs.} = 5460(480-406) + 4240(460-392) + 87680(361-305) = 6'640000 \text{ kcal/h}$$

Consumo de combustible:

$$B = \frac{Q_{abs.}}{\eta_t \cdot H_i} = \frac{6'640000}{0,7 \times 11880} = 800 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Superficie:

$$A = \frac{Q_{abs.}}{t} = \frac{6'640000}{27100} = 245 \text{ m}^2 \text{ (horno cilíndrico vertical)}$$

VI.15. Tercer horno (C3)

Realiza la elevación de temperatura del efluente que viene del segundo reactor (RII) de 431 a 500 °C.

Para determinar la cantidad de calor absorbido de la mezcla de reacción, utilizamos la siguiente relación:

$$Q_{abs.} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \Delta t + G_{c_1} (H_{500}^v - H_{471}^v) + \dots + G_{gas.} (H_{500}^v - H_{471}^v)$$

La composición de la alimentación del horno C3 y el cálculo de densidades de las fracciones a partir del C_6 necesarios para determinar el contenido calórico (entalpía) se muestra en la tabla VI.2.

$$\begin{aligned} Q_{abs.} &= 6050 \times 3,55 \times 69 + 4270(480-414) + 73(441-380) + 133(416-358) + \\ &+ 138(397-340) + 166(380-324) + 87100(376-323) = \\ &= 6'405000 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

Consumo de combustible:

$$B = \frac{Q_{abs.}}{\eta_t \cdot H_i} = \frac{6'405000}{0,70 \times 11880} = 768 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Superficie:

$$A = \frac{Q_{abs.}}{t} = \frac{6'405000}{27100} = 235 \text{ m}^2 \text{ (horno cilíndrico Vertical)}$$

VI.16. Cuarto Horno (C4)

Realiza la elevación de la temperatura de la mezcla del efluente del tercer reactor (RIII) con el gas de recirculación suplementario.

Para el efluente, de 472 a 520°C, y para el gas de recirculación, de 267 a 520°C.

El calor absorbido se calcula con la relación:

$$Q_{\text{abs.}} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot \Delta t_1 + G_{c_1} (H_{520}^v - H_{267}^v) + G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot \Delta t + \\ + G_{c_1} (H_{520}^v - H_{472}^v) + \dots + G_{\text{gas.}} (H_{520}^v - H_{472}^v)$$

La composición de la alimentación del horno C4 así como el cálculo de las densidades medias de fr.C₆ + se muestra en la tabla VI.3.

$$Q_{\text{abs.}} = 14320 \times 3,55(520-267) + 3,55(20740-14320)(520-472) + \\ + 12720(498-276) + (17100-12720)(498-452) + 377(457-417) + \\ + 86524(376-354) = 18'760000 \text{ Kcal/h}$$

Consumo de combustible:

$$B = \frac{Q_{\text{abs.}}}{\eta_t \cdot H_i} = \frac{18'760000}{0,7 \times 11800} = 2250 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Superficie:

$$A = \frac{Q_{\text{abs.}}}{t} = \frac{18'760000}{27100} = 690 \text{ m}^2$$

Siendo así de grande la superficie, este horno debe ser rectangular con serpentina continua en las paredes, sin convección.

Un horno cilíndrico vertical con esta superficie debería tener al menos 12 mts. de diámetro.

Tabla VI.1.

Compos.	n(Kmol/h)	M	Gi(kg/h)	ρ_4^{20}	Gi/ ρ_i
H ₂	2729	2	5460	X	X
C ₁	265,19	16	4240		
C ₂	0,21	30	6		
C ₃	0,04	44	2		
C ₄	0	58	0		
C ₅	0	72	0		
C ₆	38,10	86	3,280	0,659	4,960
C ₇	53,90	100	5,390	0,683	7,880
C ₈	24,50	114	9,630	0,702	13,700
C ₉	111,50	128	14,300	0,718	19,900
C ₁₀	78,40	142	11,100	0,730	15,200
isoC ₆	3,70	86	320	0,655	488
isoC ₇	3,80	100	380	0,670	567
isoC ₈	4,51	114	560	0,693	807
isoC ₉	5,86	128	750	0,705	1,060
isoC ₁₀	3,97	142	560	0,720	778
CP ₆	25,70	84	2,160	0,749	2,880
CP ₇	36,40	98	3,560	0,763	4,550
CP ₈	7,90	112	880	0,773	1,140
CH ₆	27,10	84	2,280	0,778	2,920
CH ₇	35,84	98	3,510	0,769	4,560
CH ₈	37,20	112	4,170	0,783	5,325
CH ₉	10,23	126	1,290	0,791	1,630
CH ₁₀	1,73	140	240	0,811	296
A ₆	19,60	78	1,530	0,879	1,740
A ₇	65,10	92	5,990	0,867	6,910
A ₈	74,40	106	7,890	0,868	9,100
A ₉	53,90	120	6,470	0,865	7,480
A ₁₀	10,72	134	1,440	0,870	1,660
			Σ 87,680	Σ	115,631

Tabla VI.2.

Comp.	n(Kmol/h)	M	Gi(kg/h)	ρ_4^{20}	Gi/ ρ_i
H ₂	3025,64	2	6,050	X	X
C ₁	267,00	16	4,270		
C ₂	2,45	30	73		
C ₃	3,03	44	133		
C ₄	2,38	58	138		
C ₅	2,31	72	166		
C ₆	24,51	86	2,110	0,659	3,200
C ₇	36,26	100	3,630	0,683	5,300
C ₈	59,80	114	6,820	0,702	9,710
C ₉	80,74	128	10,330	0,718	14,630
C ₁₀	57,00	142	8,090	0,730	11,060
isoC ₆	20,10	86	1,730	0,655	2,640
isoC ₇	20,68	100	2,070	0,670	3,100
isoC ₈	27,11	114	3,090	0,693	4,450
isoC ₉	32,26	128	4,130	0,705	5,850
isoC ₁₀	21,78	142	3,090	0,720	4,290
CP ₆	16,90	84	1,420	0,749	1,890
CP ₇	22,80	98	2,230	0,763	2,920
CP ₈	4,20	112	470	0,773	670
CH ₆	19,39	84	1,630	0,778	2,090
CH ₇	15,62	98	1,530	0,769	1,990
CH ₈	13,07	112	1,460	0,783	1,860
CH ₉	0,24	126	30	0,791	40
CH ₁₀	0	140	0	0,811	0
A ₆	33,30	78	2,600	0,879	2,960
A ₇	100,30	92	9,230	0,867	10,650
A ₈	105,30	106	11,160	0,868	13,370
A ₉	67,50	120	8,100	0,865	9,350
A ₁₀	16,08	134	2,150	0,870	2,460
			Σ 87,100	Σ	114,210

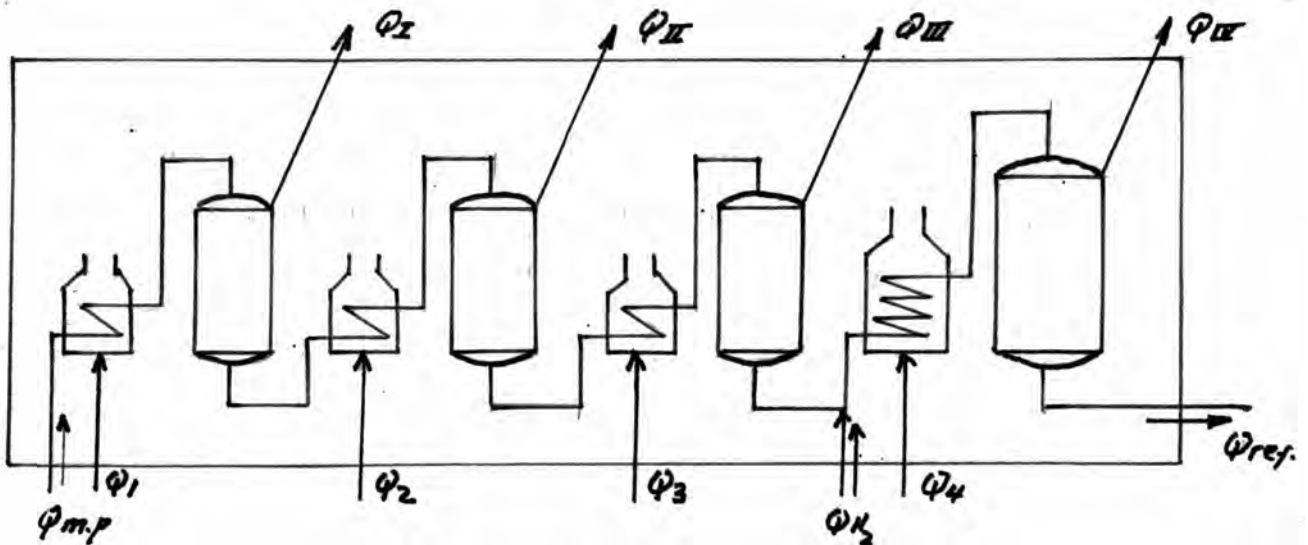
$$\rho_4^{20} = \frac{87100}{114210} = 0,7626$$

$$\rho_{15}^{15} = 0,767$$

Tabla VI.3.

Comp.	n(kmol/h)	M	Gi(Kg/h)	ρ_4^{20}	G_i/ρ_i
H ₂	10,370,92	2	20,740	X	X
C ₁	1,068,98	16	17,100		
C ₂	11,25	30	337		
C ₃	15,60	44	686		
C ₄	12,50	58	725		
C ₅	11,52	72	829		
C ₆	13,09	86	1,125	0,659	1,710
C ₇	19,47	100	1,950	0,683	2,850
C ₈	34,50	114	3,930	0,702	5,460
C ₉	48,19	128	6,170	0,718	8,580
C ₁₀	34,90	142	4,960	0,730	6,800
isoC ₆	36,70	86	3,160	0,655	4,820
isoC ₇	34,28	100	3,430	0,670	5,120
isoC ₈	44,89	114	5,120	0,693	7,380
isoC ₉	53,09	128	6,790	0,705	9,620
isoC ₁₀	35,94	142	5,100	0,720	7,080
CP ₆	4,40	84	369	0,749	493
CP ₇	5,20	98	515	0,763	674
CP ₈	1,00	112	112	0,773	144
CH ₆	18,11	84	1,520	0,778	1,950
CH ₇	14,24	98	1,390	0,769	1,810
CH ₈	7,00	112	784	0,783	1,000
CH ₉	0	126	0	0,791	0
CH ₁₀	1,27	140	179	0,811	220
A ₆	41,90	78	3,270	0,879	3,720
A ₇	122,30	92	11,250	0,867	14,160
A ₈	123,80	106	13,120	0,868	15,100
A ₉	78,40	120	9,410	0,865	10,850
A ₁₀	21,44	134	2,870	0,870	3,300
$\rho_{20}^{20} = \frac{86524}{112841} = 0,7667$				$\rho_{15}^{15} = 0,772$	$\rho_{15}^{15} = 0,772$
			86,524	7	112,841

VI.17. Balace Térmico del Bloque de Reacción.



El aporte de calor al bloque de reacción se hace por - intermedio de la materia prima, gas de recirculación suplementario introducido al cuarto reactor (RIV), y el suministrado por los hornos.

Parte del total, es consumido en las reacciones y el - resto, sale del sistema con el efluente.

Haciendo un balance:

$$Q_{m.p.} + Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_{H_2} = Q_I + Q_{II} + Q_{III} + Q_{IV} + Q_{ref.}$$

$$Q_1 = 6'430000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_2 = 6'640000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_3 = 6'405000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_4 = 18'760000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{m.p.} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot t_i + G_{CH_4} \cdot \dot{H}_t + G_{CH_4} \cdot \dot{H}_t = 4770 \times 3,55 \times 390 + 4240 \times 380 + 88500 \times 295 = 34'420000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{H_2} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot t + G_{c_1} \cdot \dot{H}_t = 14320 \times 3,55 \times 267 + 12720 \times 276 =$$

$$= 17'080000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_I = t_I \cdot \bar{c}_p \cdot n_{m.p.} = 63,73 \times 101,2 \times 794,9 = 5'120000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{II} = t_{II} \cdot \bar{c}_p \cdot n_{m.p.} = 48,98 \times 101,2 \times 794,9 = 3'940000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{III} = t_{III} \cdot \bar{c}_p \cdot n_{m.p.} = 27,96 \times 101,2 \times 794,9 = 2'330000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{IV} = t_{IV} \cdot \bar{c}_p \cdot n_{m.p.} = 15,10 \times 179,8 \times 794,9 = 2'165000 \text{ Kcal/h}$$

Del cálculo de caída de temperatura en los reactores.

$$Q_{ref.} = G_{H_2} \cdot c_{p_{H_2}} \cdot t_f + G_{Cl} \cdot \dot{H}_{t_f} + \dots + G_{gas.} \cdot \dot{H}_{t_f} =$$

$$21130 \times 3,55 \times 486 + 17267 \times 466 + 730 \times 427 + 1595 \times 403 +$$

$$1700 \times 385 + 1975 \times 368 + 80132 \times 368 = 76'236000 \text{ Kcal/h}$$

Entrada:

$$6'430000 + 6'640000 + 6'405000 + 18'700000 + 34'420000 + 17'080000 =$$

$$= 86'735000 \text{ Kcal/h}$$

Salida:

$$5'120000 + 3'940000 + 2'330000 + 2'165000 + 76'236000 =$$

$$= 89'790000 \text{ Kcal/h}$$

VI.18. Justificación económica para las fijaciones de temperaturas en los intercambiadores de Calor.

SI : El fluido caliente que sale del último reactor a 486°C eleva la temperatura del hidrógeno que viene del compresor a 48°C, a 267°C. Se ha elegido esta temperatura porque ella dá un factor de eficacia $F_t = 0,78$ del intercambiador, lo que permite utilizar sólo un pa se por la carcaza y dos pases por los tubos. Para un valor $F_t = 0,75$ hubiera sido necesario considerar un in tercambiador con dos pases de carcaza y cuatro de tubos.

Observando la tabla VI.4a para un aumento del factor eficacia ($F_t = 0,95$) que se consigue con 2 pases por carcaza y 4 por tubos, se produce una disminución de la superficie de intercambio de $115m^2$. Pero esta economía de superficie lleva a un compromiso de elección: economía en superficie de intercambio de calor, o economía por concepto de bombeo hidráulico, pues un aumento del número de pases se traduce en un aumento en la caída de presión del fluido dentro del intercambiador de acuerdo a las fórmulas

$$\Delta P_t = \frac{G^2}{d_i} \frac{1}{\rho} n \quad (\text{para el interior de tubos})$$

$$\Delta P_c = N_c \Delta P_L + (N_c + 1) \Delta P_T \quad (\text{a través de la carcaza, según Kern})$$

donde n = número de pases por tubos

N_c = número de deflectores, que es función directa del número de pases por carcaza.

Una elección óptima necesitaría la comparación de dos parámetros: ahorro en dinero por metro cuadrado de reducción de superficie de intercambio, y aumento de costo por mayor potencia de bombeo requerida, de acuerdo a la fórmula

$$\text{Potencia} = \Delta P \cdot \frac{G}{\rho}$$

S_2, S_4, S_5, R_1 : Un análisis idéntico a base del factor F_t para los demás intercambiadores, permite considerar para S_2 y S_4 1 pase por carcaza y 2 pases por tubos, mientras que para S_5 y R_1 es indispensable que sean cuando menos 2 pases por carcaza y 4 por tubos ya que $F_t = 0,75$ para el primer arreglo carcaza - tubos (1 - 2).

VI.4a

Intercam.	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	t_1	t_2	ΔT	Δt	Rto. térmico E	Rango R	Eficacidad F_{1-2}	Eficacidad F_{2-4}	S_{1-2} (m^2)	S_{2-4} (m^2)	$\Delta S(\text{m}^2)$
S_1	486	259	267	48	227	219	0,500	1,036	0,78	0,95	650	535	115
S_2	486	370	230	390	116	160	0,625	0,725	0,75	0,935	380	308	72
S_4	300	189	365	230	111	193,5	0,735	0,575	0,75	0,91	540	425	115
S_5	217	93	35	150	124	115	0,632	1,08	F 0,75	0,85	--	410	--
R_1	189	39	15	60	150	45	0,258	3,32	F 0,75	0,93	--	710	--

VI.19. Rendimiento de Productos

$$Q_{\text{anual}} = 700000 \text{ t/año}$$

$$T_{\text{funto.}} = 330 \text{ días/año}$$

Tabla VI.4b

Materia Prima	% peso	Q_h (Kg/h)	Q (t/año)
Gasolina D.V.	100,00	88500	700000
productos:			
Gasolina NOF ₁ 90	90,60	80150	634000
Productos ligeros	6,72	6000	47400
Gas de recirculación	2,62	2350	18600
	100,00	88500	700000

B I B L I O G R A F I A

- (1).- S. Raşeev: "Reformarea Catalitică", Ed. Tehnică, Bucarest, 1962.
- (2).- P. Wuithier: "Raffinage et Génie Chimique", Ed. Technip, Paris, 1965.
- (3).- Fowle M.J., Bent R.D., Milev B.: Fourth World Petrol - Congress, Roma. Proceeding Sect. III, 1955.
- (4).- Meerbott W.J.: Ind. Engng. Chem. 49, 1957
- (5).- Beyler D., Stevenson D., Shuman: Ind. Engng. Chem. 47, No. 4, 1956.
- (6).- Birthler R., Steingazner P.: Chem. Tech., No. 7 - 8, - 1961, Pag. 412.
- (7).- Rossini F.D.: "Selected Values of Properties of Hydrocarbons", Carnegie Press, Pennsylvania, 1953.
- (8).- G.Suciu: "Tabele și Constantele ale Hidrocarburilor", Ed. Tehnica, Bucarest 1960.
- (9).- S. Raşeev: "Procese Destructive de Prelucrare a Titeiului", Ed. Tehnică, 1964.
- (10).- R. Tunescu: "Tehnologi Titeiului" Ed. 1970.
- (11).- V.Răbu: "Procese și Aparate de Separare Petrolului și Petrichimie", Ed. Bucarest 1968.
- (12).- Ocon y Tojo: "Problemas de Ing. Madrid 1968.

MONOGRAFIAS CONSULTADAS PARA EL CAPITULO I

- (1).- Balandin A.A.: Al II-lea Congres International de Catalizã, Paris 1960, Sect. I, comunicarea 54.
- (2).- Gault F.G., Germain J.E., Al II-lea Congres International de Catalizã, Paris 1960, Sect. III comunicarea 128.
- (3).- Gray T.J., Masse N.G., Oswin H.G., Al doilea Congres International de Catalizã, Paris 1960, Sect. II, comunicarea 83.
- (4).- Henry Mc. K.W. y colab.: Al II-lea Congres International de Catalizã, Paris, 1960, Sect. II, comunicarea 117.
- (5).- Kim G., Krieger K.A.: Al doilea Congres International de Catalizã, Paris, 1960, Sect. I, comunicarea 28.
- (6).- Mills G.A., Weller S., Cornelius E.B.: Al doilea Congres International de Catalizã, Paris, 1960. Sect. II, comunicarea 113.
- (7).- Pines H.: Al doilea Congres International de Catalizã, Paris 1960. Sect. I, comunicarea 11.
- (8).- Pitkethly R.C., Goble A.G.: Al doilea Congres International de Catalizã, Paris, 1960. Sect. II, comunicarea 91.
- (9).- Turkevich J., Fehwer K., Taylor N.S.: J. Am. Chem.Soc. 63, 1941, p. 1129.
- (10).- Herrington E.F.G., Rideal E.K.: Proc. Roy. Soc., A, 184, 1945, p.434.
- (11).- Balandin A.A.: AH CCCP, 97. Mockba (URSS), 1954,p.449
- (12).- Ionescu C.: "Reformatiön Catalitique; Hydrorafinage; Hydrocraquage", Institut du Pétrole, Gaz et Geologie de Bucarest, 1969.
- (13).- Ciappetta F.G., Dobres R.M., Baker R.W.: Catalysis, Vol. VI, Reinhold Publishing Co., Londra, 1958, p.495.
- (14).- Clark A.: Ind.Chem. Engng. 45, 1953, p. 147.

- (15).- Heinemann H., Mills G., Hattman I.B., Kirsch F.W.: Ind. Eng. Chem., 45, 1953, p. 130.
- (16).- Steingaszner P., Birtelher R.: Chem. Tech. No. 7/8, 1961, p. 418.
- (17).- Steiner H., Trans. Faraday Soc., 46, 1950, p. 264.
- (18).- Rossini F.D., Mair B.J., Streiff A.J.: Hydrocarbons form, Petroleum Reinold Publ. Corp., New York 953.
- (19).- Haensel V., Linn C.V., Ipatieff V.N.: Paper presented - before the Shreveport Section of the American Chem.Soc. December 1948.