

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Programa Académico de Ingeniería
de Petróleo y Petroquímica



Estudio Preliminar Para la Instalación de una
Planta de Solventes:

Alcohol Isopropílico - Acetona

TESIS PARA OPTAR EL GRADO DE
Bachiller en Ciencias

Con Mención en Ingeniería Petroquímica

Jorge Delgado Morales
José Espinoza Alvarez
Magno Gonzales Alarcón

LIMA - PERU

1 9 7 2

CON GRATITUD

A nuestros Padres, Hermanos,
familiares y amigos

A LA MEMORIA DE NUESTRO COMPAÑERO
DANTE RODOLFO RIVERO BERDEJO

ESTUDIO PRELIMINAR PARA LA INSTALACION DE UNA
PLANTA DE SOLVENTES: ALCOHOL ISOPROPILICO -
ACETONA.

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO I: ALCOHOL ISOPROPILICO - PROPILENO		Pág.
1.1. ALCOHOL ISOPROPILICO (IPA)		
— 1.1.1.	Generalidades	1 ✓
1.1.2.	Propiedades	2 →
— 1.1.3.	Usos y Aplicaciones	17 ✓
1.1.4.	Procedimientos Industriales de Fabricación	19
1.1.5.	Discusión y Selección del Proce- so	22
1.2. INSUMOS		
1.2.1.	Comentarios Generales.....	26
1.2.2.	Procedencia-Calidad	27
CAPITULO II: MERCADO		
2.1. MERCADO INTERNO		
2.1.1.	Cantidad y Valor 1966 - 1971 ...	33
2.1.1.1.	Estudio de las Importa- ciones	
2.1.1.2.	Situación Actual y Com- paraciones .	
2.1.2.	Proyección de la Demanda.....	35
2.2. MERCADO EXTERNO		
2.2.1.	Producción y Consumo de los Paí- ses del Grupo Andino 66 - 71 ...	41
2.2.2.	Proyección del Consumo de los Países del Grupo Andino.....	43
2.3.	DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA A INSTALARSE.....	45

CAPITULO III: PROCESO DE FABRICACION	Pág.
✓ 3.1. DESCRIPCION DEL PROCESO DE SINTESIS DE ISOPROPANOL	47
✓ 3.2. ESQUEMA DEL PROCESO	51
✓ 3.3. ESTUDIO DE LAS REACCIONES	51
3.4. BALANCE DE MASA	55
3.5. ESPECIFICACIONES DE LA MATERIA PRIMA Y PRODUCTO ELABORADO	58
3.6. PROBLEMAS, CAUSAS Y SOLUCIONES EN LA SINTESIS DE ISOPROPANOL	59
 CAPITULO IV : DISEÑO DEL EQUIPO DE LA SINTESIS DE IPA	
4.1. DISEÑO DEL REACTOR	62
4.2. CONDENSADORES DE GAS	71
4.3. EVAPORADOR A PRESION	79
4.4. TORRE SAPONIFICADORA Y NEUTRALIZADORA	81
4.5. CONDENSADOR	89
4.6. INTERCAMBIADOR	94
 CAPITULO V : DESTILACION DEL ALCOHOL	
5.1. PURIFICACION DE ALCOHOLES POR DESTILACION	100 ✓
5.2. DESCRIPCION DEL PROCESO	105 ✓
5.3. BALANCE DE MATERIA	114
5.4. MEDIDAS A TOMAR PARA SUBSANAR POSIBLES FALLAS EN LA DESTILACION DE IPA	117

CAPITULO VI : ACETONA	Pág.
6.1. PROPIEDADES Y USOS PRINCIPALES	122 ✓
6.2. PROCESOS DE FABRICACION : DISCUSION Y SELECCION DEL PROCESO	128 ✓
6.3. ESTUDIO DE MERCADO	
6.3.1. Mercado Peruano.- Proyecciones	134
6.3.2. Mercado GRAN.- Proyecciones .	140
6.4. DESHIDROGENACION DE IPA EN FASE VAPOR	144
6.5. DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA	146
6.6. BALANCE DE MATERIA	146
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	148
BIBLIOGRAFIA	160
ESQUEMAS .	
- SINTESIS DE ALCOHOL ISOPROPILICO	
- DESTILACION DE ALCHOL ISOPROPILICO	
SINTESIS DE ACETONA.	
APENDICES	154

I_N_T_R_O_D_U_C_C_I_O_N

La Petroquímica es una de las ramas de la Ingeniería Química y del conocimiento humano que ha sufrido uno de los procesos evolutivos más rápidos de los últimos tiempos. Podemos afirmar con toda seguridad que todas las Operaciones Unitarias y los Procesos Unitarios, que constituyen el verdadero nervio de la Ingeniería Química, tienen su más amplia aplicación en la industria petroquímica, en especial los procesos catalíticos, muchos de los cuales han sido desarrollados por esta industria.

Es bien conocida la importancia de la industria petroquímica en el mundo entero, y en especial su fantástico desarrollo en algunos países como por ejemplo U.S.A., donde se producen anualmente más de 65 millones de T/A de productos petroquímicos y que en 1969 alcanzaron en dicho país el 36.8% del total de productos químicos.

Si a ello sumamos que la materia prima es abundante, su precio bastante estable y que su consumo representa un bajísimo porcentaje de la producción de petróleo y gas resulta evidente su gravitación en la industria y en la economía de cualquier país.

Las industrias petroquímicas reflejan bastante de la complejidad inherente a esta rama y son de características bien definidas que en general obedecen a la siguiente descripción:

a) Son industrias de gran envergadura en las que la economía de escala juega un papel preponderante.

b) Sus productos son en general de bajo costo y de una uniformidad y pureza sin precedentes en la industria química.

c) Son quizá las plantas industriales que han conseguido un grado más elevado de automatización y en consecuencia emplean escaso personal operativo pero de muy alto grado de preparación técnica.

d) El mercado de sus productos es sumamente competitivo al punto que a pesar de la inflación y del aumento del costo laboral los precios de los productos petroquímicos han sufrido una constante disminución en los últimos 10 años.

e) Los procesos que utilizan son el resultado de una tecnología sumamente dinámica que se manifiesta en una permanente renovación y mejora de los mismos a tal punto que es común observar su obsolescencia en plazos bastante menores de 10 años.

f) Este rápido avance tecnológico es el resultado de intensos programas de investigación aplicada que insumen un equivalente al 3-4 % del monto de las ventas.

En el Perú después de un período de estancamiento nos encontramos en la actualidad con un panorama promisorio, debido al hallazgo de nuevas fuentes petrolíferas en la Amazonía y en el **Zócalo** Continental que servirán de materia prima a la industria petroquímica. Dentro de los proyectos más inmediatos de la actual política petrolera del gobierno tenemos, la instalación de una planta de solventes en Talara. De allí el interés nuestro en realizar este trabajo con la idea de aportar un estudio preliminar para la instalación de esta planta.

Hacemos llegar nuestro agradecimiento al Directorio y personal técnico del complejo de solventes CARBOCLOR Industrias Químicas S.A.I.C. de la República Argentina por habernos facilitado sus instalaciones y toda clase de información para el desarrollo de este trabajo.

C A P I T U L O I

1 : ALCOHOL ISOPROPILICO - PROPILENO

1.1. ALCOHOL ISOPROPILICO (IPA)

1.1.1. Generalidades (1) (2) (3)

Se considera al alcohol isopropílico (IPA) el primer producto petroquímico.

El primer estudio sistemático de la preparación del IPA - fue hecho por Berthelot en 1855. Su síntesis utilizaba la - reacción entre el propileno y el ácido sulfúrico para formar el sulfato ácido de isopropilo, el cual fue subsecuentemente hidrolizado para dar el alcohol y el ácido sulfúrico; el mismo proceso es usado hoy en día.

La primera planta piloto para el proceso fue hecha por Melco Chemical Company en 1918-1919. La Standard Oil Company - (New Jersey) aseguró legítimamente el proceso y para Diciembre de 1920 produjo IPA en la refinería de Bayway (U.S.A.).

El IPA tiene diferentes nombres y muchos usos. El nombre más común es el de Alcohol Isopropílico. Recientemente el - nombre de Isopropanol se ha establecido a favor de la industria por su simplicidad, nombre inaceptable en la nomenclatura sistemática porque combina el -ol- de la nomenclatura de Ginebra con un nombre de hidrocarburo ramificado en lugar de un nombre de hidrocarburo de cadena recta. El IPA puede ser llamado dimetil carbinol pero este nombre es usado en raras ocasiones.

El proyecto de la planta de solventes se basa en las siguientes premisas:

- a) Aprovechar el exceso de la corriente propano-propileno de la unidad de cracking catalítico a instalarse próximamente en Talara.
- b) Abastecer la demanda de IPA y Acetona para los mercados de los países del Grupo Andino.
- c) Debido a que estos productos no fueron asignados a ningún país signatario del acuerdo de complementación sobre la industria petroquímica del Grupo Andino, queda abierta la posibilidad de obtener los mercados de los países miembros del Grupo Regional Andino en las próximas negociaciones.

Considerando estas premisas es que efectuamos un estudio del mercado y de los procesos de manufactura los que se presentan en capítulos siguientes.

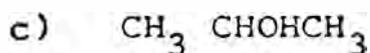
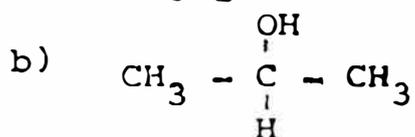
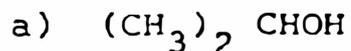
1.1.2 Propiedades

El alcohol isopropílico es el más sencillo de los alcoholes secundarios. Es líquido incoloro, estable, inflamable y soluble en agua; con muchas propiedades químicas y solventes que lo hacen similar al alcohol etílico. Su similitud con éste permite remplazarlo en muchos casos, las diferencias ofrecen oportunidades para nuevos usos y nuevos productos.

El IPA no es potable de allí que puede ser manufacturado y vendido libre del control e impuestos del gobierno, venta-

ja que tiene sobre el alcohol etílico.

-Fórmula.- Puede ser escrita de varias maneras :



-Peso Molecular : 60.09

Propiedades Físico-Químicas (1) (4) (5)

Temperatura de Auto-ignición : 460 q C

Punto de Ebullición a 760mm. 82.26-82.4 q C

Cambio en el Punto de Ebullición: 0.033 q C/mm.

Efecto sobre el Punto de Ebullición de la presión de vapor en el rango de 1-8 atm.

<u>Punto de Ebullición</u>	<u>Presión</u>
qC	mm.
81,61	742,4
84,85	843,2
86,96	916,8
89,07	994,9
91,79	1102,4
93,50	1174,4
95,25	1250,9
97,53	1357,9
99,04	1430,9

100,55	1507,9
	#/in ² abs.
100,94	29,719
113,33	44,698
122,71	59,698
130,46	74,860
136,93	89,860
142,63	104,86
147,63	119,86

$$\log_{10} p = \frac{-846,79}{\text{temp. (}^{\circ}\text{C)} + 137,41} + 6,7392 \text{ para 1 ó 2 atm en mm.}$$

$$\log_{10} P = \frac{-1593,60}{\text{temp. (}^{\circ}\text{C)} + 1227,0} + 6,33245 \text{ para 2 a 8 atm. en \#/in}^2 \text{ abs}$$

Coeficiente de Expansión: $V_t = V_0 (1 + 0,001074t + 0,000000328t^2)$

Presión crítica, atm. 53

Temperatura Crítica, °C 234,9

Densidad .-

°C	G./ml.
20	0,7864
20	0,7887
25	0,78091
30	0,7769
35	0,77223

41,2	0,7697
50,0	0,7587
59,2	0,7532
82,4	0,7283

$$d_t = 0,8014 - 0,00809t - 0,00000027t^2 \quad (0^\circ - 25^\circ\text{C})$$

#/galón (20°C) ; 6,55

Constante Dieléctrica .-

Tem, °C

20	18,62
40	16,24
60	14,03
80	11,91

$$\log D = 1,27 - 0,00311 (t-20)$$

Entalpía .-

°C	Cal./g. mol
0	0000
18	379,3
25	530,5
100	2332
200	5197
400	12240
600	20580
800	29890
1000	39910
1200	50530

Límite de Explosión (bajo) con aire a 20°C, % Vol	2,02
Límite de Inflamabilidad en aire, % Vol	2,65
Límite alto	7,99
Límite bajo	2,02
Punto de Inflamación, °C	12,0
Energía libre de formación, cal/g.mol	41 760
Punto de Congelamiento, °C	-89,5

Capacidad Calorífica.-

°C	Cal./g.mol/°F
0	18,77
18	21,51
25	21,90
100	26,08
200	31,11
400	38,81
600	44,35
800	48,54
1000	51,70
1200	54,13

Capacidad Calorífica de Vapor.-

°K	°C	Kcal/mol	Cal/g
410	136,9	26,5	442,6

Calor de Combustión.-

Cal/g.	BTU/#
7970	14346
7942	14295

Calor de Formación, Cal/g. mol 65400

Calor de Fusión, Cal/g. 21,08

Calor de Vaporización .-

Temp °C	K cal/mol	Cal/g	BTU/#
20	10,3	172	310
25	10,62	177	318
50	10,49	175	315
82,4	9,60	160	288
82,6		161,7	291
136,9	9,69	161,5	290,7

Indice de Refracción, n_d^t

t °C	
8	1,38516
15	1,37913
15	1,37975
20	1,37757
20	1,37711
25	1,36994
25	1,37479
25	1,3743
25	1,3751
n_c 20	1,37523
n_f 20	1,38168
n_g 20	1,38484

Punto de Fusión , °C

- 88,5

Gravedad Específica (20/20)	0,7863
(20/40C)	0,7848

Calor Específico.

<u>Alcohol Líquido</u>		<u>Alcohol sólido</u>		
Temp °C	Cal/g/°C	°K	-°C -	C _p
0	0,563	273,15	202,4	0,173
20	0,608			
30	0,677	273,15	197,5	0,183
50	0,740	273,15	190,0	0,193
		273,15	180,9	0,208
		273,15	173,4	0,220
		273,15	166,6	0,228
		273,15	120,6	0,308

$$C_p = 0,5675 + 0,00359t + 0,0000016t^2 \text{ a } 30 - 55 \text{ °C}$$

Tensión Superficial.-

Temp. °C	Dinas/cm.
5	22,8
20	21,7
50	19,3
80	17,0

Presión de Vapor.-

Temp. °C	mm. Hg.
0	8,9
10	17,0
20	32,4

30	59,1
40	105,6
50	176,8
60	288,5
70	454,8
80	691,8
90	1020,7
-26,1	1
- 7,0	5
2,4	10
12,7	20
23,8	40
30,5	60
39,5	100
53,0	200
67,75	400
82,4	760

Viscosidad.-

Temp, °C	Poise
20	0,02431
25	0,0208

El alcohol isopropílico es completamente miscible con el agua y con todos los disolventes ordinarios oxigenados e hidrocarburos. Forma con el agua una mezcla de punto de ebullición constante que contiene 91,32% de alcohol en volumen (87,7 en wt). Esta mezcla azeotrópica binaria tiene las si-

guientes constantes físicas:

Punto de Ebullición (760mm)		80,2 °C
d_{20}^{20}	:	0,8180
N_D^{20}		1,37685
Viscosidad a 25°C	:	2,106 cps.
Punto de Inflamación (vaso cerrado)	:	17,2 °C
Coeficiente de dilatación Cúbica	:	0,001062/°C

Asimismo el IPA forma mezclas binarias de punto de ebullición constante con muchos compuestos, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Azeótropos Binarios con IPA (760 mm).

Otro componente	Alcohol, % wt.	P.eb.mezcla, °C
Yoduro de metilo	3,1	42,3
Disulfuro de Carbono	0,8	44,6
Cloruro n-propilo	3,9	45,8
Cloroformo	4,2	60,8
n-Hexano	22,0	61,0
Cloruro de Isobutilo	17,0	63,8
Eter Isopropílico	14,1	66,2
Bromuro de n-propilo	16,0	65,2
Tetracloruro de Carbono	18,0	67,0
Ciclohexano	33,0	68,6
1,3 Ciclohexadieno	36,0	70,4
Ciclohexeno	36,0	71,0
Benceno	33,3	71,92

Dicloruro de Etileno	45,0	74,0
Tricloro etileno	28,0	74,0
Acetato de etilo	23,0	74,8
Acetonitrilo	55,0	75,0
Bromuro de isobutilo	33,0	75,5
Propionato de metilo	28,0	77,0
Metiletilcetona	30,0	77,3
Acetato de isopropilo	52,3	80,1
Tolueno	69,0	80,6
Cloropianina	66,5	82,0

Además se conocen mezclas ternarias de punto de ebullición constante que contienen IPA. Algunas de ellas se muestran en la siguiente tabla, contienen agua y por condensación forman un sistema difásico que se aprovecha para la deshidratación industrial del IPA.

Azeótropos Ternarios que contienen IPA y Agua (760 mm.)

Tercer Componente	Alcohol % en wt.	Agua % en wt.	3er.Comp. % en wt.	P.Ebull.de la mezcla, °C
n-Hexano				58,2
Ciclohexano	18,5	7,5	74,0	64,3
Ciclohexeno	21,5	7,5	71,0	66,1
Benceno	18,7	7,5	73,8	66,5
Eter isopropílico	12,15	6,15	81,7	61,0
Acetato de isopropilo	10,9	11,1	78,0	76,0
Metiletilcetona	9,7	11,9	78,4	73,9

Propiedades Químicas .- (1) (2) (6) (7)

En su comportamiento químico el IPA es semejante en muchos aspectos a otros alcoholes, particularmente a los monohidroxialcoholes de bajo peso molecular. Por ejemplo, el átomo de hidrógeno del grupo hidroxilo es reemplazado cuando se trata el alcohol con metales activos o con los reactivos de Grignard en condiciones apropiadas.

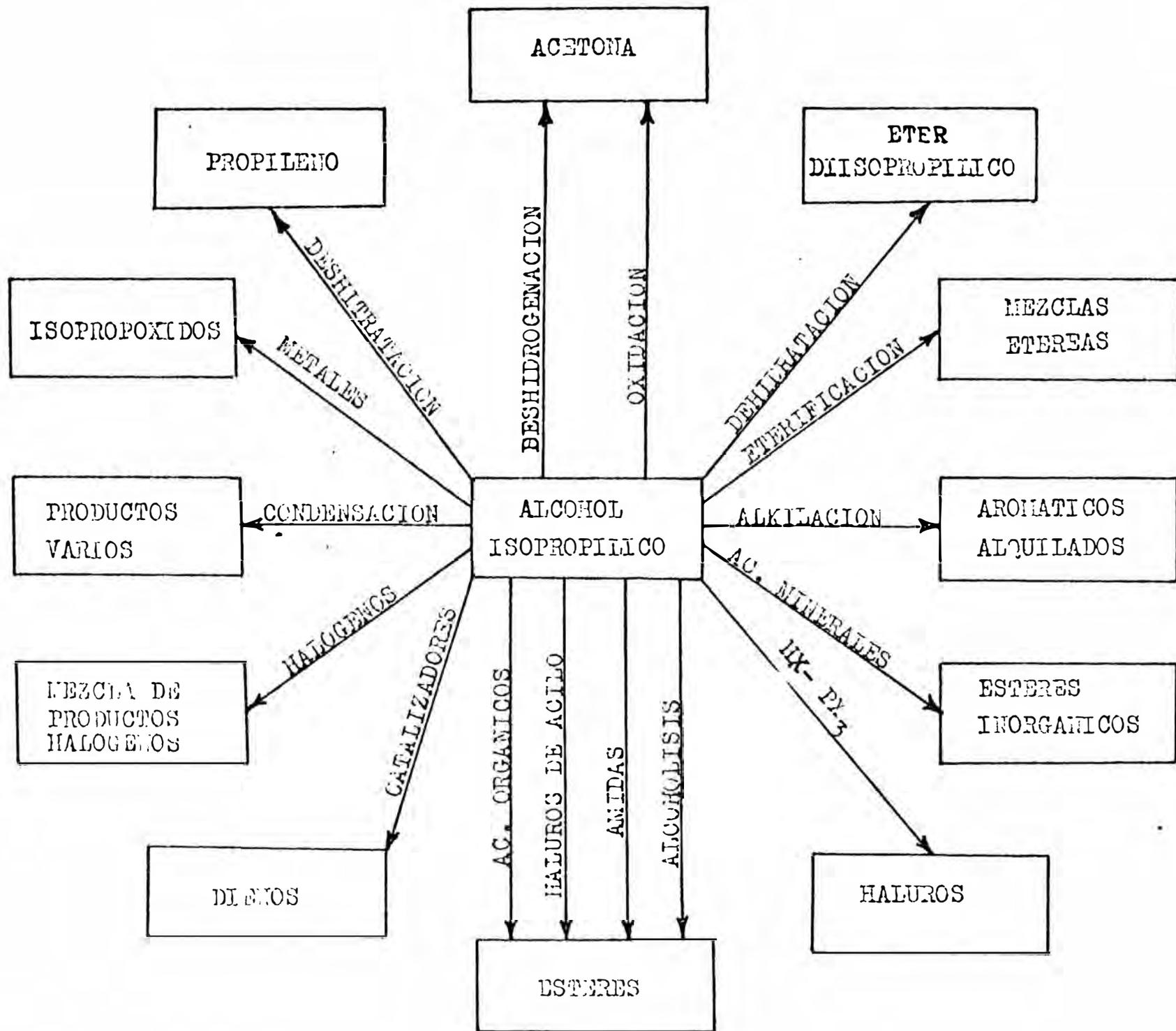
El grupo hidroxilo es reemplazado al tratar el alcohol con los haluros de hidrógeno o con los tri o pentahaluros de fósforo. Se forman ésteres con los ácidos orgánicos, con los haluros de ácidos y con los ácidos sulfúrico y nítrico.

Como con el alcohol etílico y otros alcoholes monovalentes (excepto el metanol), hay deshidratación del alcohol con bencenosulfúrico de concentración conveniente y en condiciones adecuadas. Los productos de esta reacción son el éter isopropílico y el propileno. Puesto que el IPA es un alcohol secundario, la deshidratación se efectúa con mayor facilidad que la del alcohol etílico que es un alcohol primario.

Los agentes oxidantes enérgicos convierten el IPA en acetona y si la oxidación continúa se forma dióxido de carbono, ácido oxálico y ácido acético. El óxido crómico (CrO_3) en condiciones rigurosamente controladas, se utiliza para la determinación cuantitativa del IPA en las mezclas, mediante su oxidación a acetona la cual se destila y se mide. La oxidación del IPA a 370-800°C con aire sobre catalizadores metálicos, como las aleaciones de cobre o el mismo cobre, es un pro

cedimiento de fabricación de la acetona.

La deshidrogenación de los alcoholes secundarios, como el IPA, a cetonas es una reacción endotérmica reversible. Las temperaturas altas favorecen la formación de cetonas. A temperaturas por encima de 300°C, la deshidrogenación se efectúa rápidamente si se emplean catalizadores adecuados. En presencia de aire ú oxígeno, la reacción puede llevarse a cabo exotérmicamente. Una combinación de los procesos de deshidrogenación endotérmica y de oxidación exotérmica a servido en ciertos casos para regular la temperatura. Se han propues to varios catalizadores para cada tipo; ciertas aleaciones - de cobre como las que contienen zinc son superiores al cobre en duración y acción selectiva.



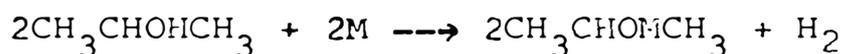
PRODUCTOS QUIMICOS DE IPA

Una reacción importante del IPA para usos industriales es su condensación con varios compuestos aromáticos para formar derivados isopropilados, tales como el cumeno (isopropilbenzeno), los cimenos (Isopropiltoluenos) timol (3-p-cimenol) e isopropilfenoles.

Para efectuar esta reacción es necesario un agente condensante enérgico como el ácido sulfúrico. Se cree que el IPA obra como fuente de propileno en la condensación, pues se sabe que las olefinas se condensan con los compuestos aromáticos para dar productos alquilados.

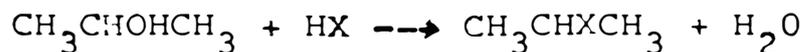
Reacciones con metales.-

El alcohol isopropílico reacciona rápidamente con metales activos tales como sodio y potasio para formar isopropóxidos metálicos.



Reacción con ácidos halógenos.-

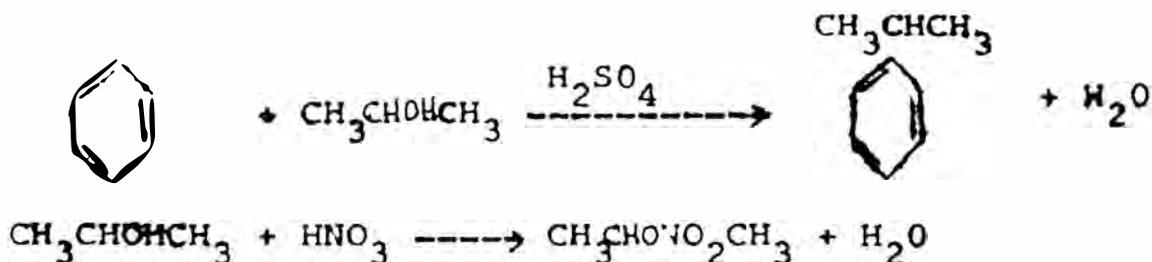
El alcohol isopropílico reacciona rápidamente con los ácidos halógenos para formar el correspondiente haluro de isopropilo.



El orden de reactividad : $\text{HI} > \text{HBr} > \text{HCl}$.

Reacción con ácidos fuertes.-

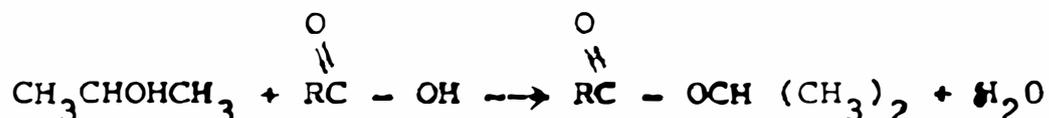
Los ácidos fuertes (sulfúrico y fosfórico) han sido usados como catalizadores en las reacciones de alquilación del IPA con benceno y tolueno.



- Reacciones con ácidos orgánicos.-

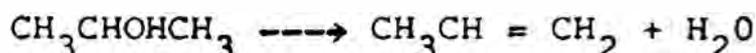
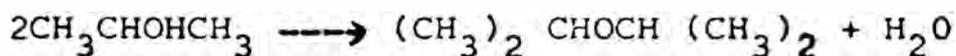
Esteres;

Todos los ésteres de isopropilo han sido hechos por sustitución en los ácidos aromáticos y alifáticos simples

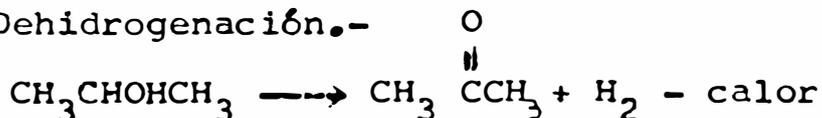


- Deshidratación.-

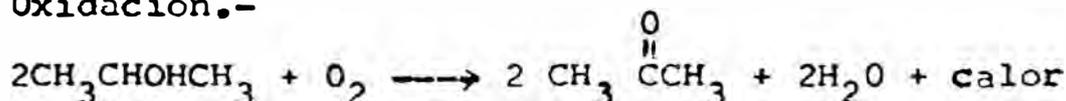
El alcohol isopropílico puede ser deshidratado con rendimiento de éter diisopropilo o propileno. Ambos productos pueden ser hechos empleando ácido sulfúrico o catalizadores sólidos.



- Dehidrogenación.-



- - Oxidación.-



1.1.3 Usos y Aplicaciones (1) (2) (3)

La mayor parte (95%) de los 230 millones de Kg. de acetona que se fabrican en los E.E.U.U. se obtienen por la deshidrogenación del alcohol isopropílico. El cumeno, el timol y el isopropilfenol son derivados importantes obtenidos por condensación del IPA con benceno, m-cresol y fenol respectivamente. Otros derivados del IPA es el acetato de isopropilo, éster que se usa mucho como disolvente en fórmulas de lacas, los xantatos de isopropilo, sustancias muy utilizadas en flotación de minerales y el éster isopropílico.

El IPA es un excelente disolvente de aceites volátiles, aceites grasos, gomalacas, goma, ceras, colofonia, copal y algunas resinas sintéticas. Es, por lo tanto, un buen agente para mixtura o composición de sustancias incompatibles. Es un disolvente de los alcaloides, proteínas y clorofila, y como tal se utiliza industrialmente para la extracción y purificación de estas sustancias. Es un componente importante de las soluciones de nitrocelulosa para lacas, pues mejora la resistencia y aumenta el poder de los ésteres y cetonas.

El alcohol isopropílico es un agente deshidratante valioso, por ejemplo, para la deshidratación de la nitrocelulosa. Unido al alcohol metílico, se emplea como anticongelante por reunir todos los requisitos de un moderno anticongelante para automóviles. Se le utiliza mucho en la gasolina para impedir la congelación en el conducto de la gasolina y en el

carburador. Es un componente de la gasolina contra el ahogo del motor, porque evita la congelación en el carburador por la humedad del aire.

En comparación con el alcohol etílico, el IPA tiene una tensión superficial más baja, mayor poder disolvente de grasas y una acción mortífera más rápida sobre muchos gérmenes. Se usa para fricciones, como desinfectante, insecticida y fungicida.

El alcohol isopropílico también se utiliza como líquido para frenos hidráulicos y como componente de desengrasadores, limpiadores y quitamanchas; para secar los objetos metálicos antes de someterlos a la galvanoplastia, en tintas y aceites de secado rápido y como sucedáneo del alcohol etílico en la preparación de lociones, linimentos, jabones y otros productos farmacéuticos.

El IPA. a producirse en el Perú será destinado a los siguientes usos:

Solventes

Pinturas

Tintas de imprenta

- Aerosoles

Xantato de Isopropilo de sodio

Acetato de isopropilo

Acetona

1.1.4. Procedimientos Industriales de Fabricación

(1) (8)

Los procedimientos industriales de fabricación de IPA más conocidos son:

Hidratación.-

En este proceso típico, el propileno es introducido en el fondo de una torre de absorción empaquetada, mantenida a 21-27°C.

Por otro lado el ácido sulfúrico (87%) es la fase continua en la columna y va descendiendo en contracorriente al gas que contiene el propileno. Puesto que la reacción es exotérmica es requerido un enfriamiento externo. La conversión a sulfato ácido de isopropilo es aproximadamente 50%.

El etileno el cual puede estar en el gas de alimentación no reacciona a estas condiciones (25°C y 85% de concentración de ácido sulfúrico). Alguna olefina presente de alto peso molecular es absorbida junto con el propileno.

La hidrólisis es efectuada en un tanque de dilución, forrada de plomo, por la adición de 2 ó 3 volúmenes de agua o vapor de agua hasta dar un 20% de concentración al ácido.

El IPA crudo es obtenido de esta mezcla de la hidrólisis por una destilación a vapor. El alcohol diluido es concentrado a un azeótropo de un 91% de alcohol y agua por rectificación.

Los alcoholes copresentes butílico secundario y amílico - son removidos por un lavado con aceite mineral. El IPA puede ser ulteriormente purificado por tratamiento con cloro o hipoclorito de sodio.

Las patentes en la literatura reflejan muchas modificaciones a este proceso generalizado para la producción de IPA.

Más patentes inclusive, en el cual cubre la hidratación de varias olefinas, frecuentemente contienen información en la hidratación del propileno. Así sobre condiciones especiales las concentraciones del ácido requerido pueden ser apreciablemente menor del 85%.

El propileno debe ser hidratado con 0,1 - 15% de ácido sulfúrico en un recipiente de cobre o aleación de cobre a 150°C-300°C. Soluciones de 50% de ácido o sales de ácido, en el cual se adiciona un catalizador tal como el sulfato de calcio, plata, plomo o hierro han sido patentados para este proceso. Los componentes del bismuto o componentes de metales livianos del 1er. grupo de la tabla periódica, han sido patentados para usarse como catalizador con soluciones diluidas de ácido a 100-250°C.

Para la total hidratación del propileno se ha usado un catalizador sólido: el rango de temperatura de un proceso típico usando un catalizador de óxido de tungsteno es 260-320°C; el rango de presión entre 80-200 atm. con la cercana saturación de propileno con vapor de agua.

La conversión de propileno por pasada tiene un promedio - del 9% y el rendimiento de IPA es de 94%.

Los otros productos que se forman (incluyendo el n-propil alcohol), son los productos de polimerización de propileno y los éter diisopropil. El n-propil alcohol fue formado sólo por la promoción del catalizador. Un número de patentes han sido usados describiendo la hidratación directa del propileno usando el azul óxido de tungsteno (probablemente el W_2O_5).

Hidrogenación.-

Varios compuestos han sido hidrogenados para rendir IPA. La hidrogenación catalítica del monóxido de carbono rinde muchos compuestos orgánicos diferentes que contienen oxígeno - de los cuales el IPA puede ser el obtenido.

La hidrogenación de la acetona no es generalmente un método comercial para la producción de IPA, pero la reacción es simple la cual da buenos rendimientos. Esta puede ser no obstante inducida por níquel y agua solamente.

La hidrogenación del Furano está reportado a rendir IPA - cuando un catalizador conteniendo plata o cobre es usado a 200-300°C y 100atm. de presión.

El IPA ha sido señalado como uno de los subproductos de - la hidrogenación de carbohidratos para obtener el glicerol. IPA es también obtenido como uno de los subproductos de la oxidación de propano y butano.

Fermentación.-

La fermentación de carbohidratos puede ser directa para -

dar una mezcla de alcohol butílico normal, acetona e IPA. Esta fermentación ha sido estudiada como un medio de utilización de productos agrícolas y ha aparecido con un ~~sta~~ número de patentes.

1.1.4 Discusión y selección del proceso (3) (8) (9) (10).

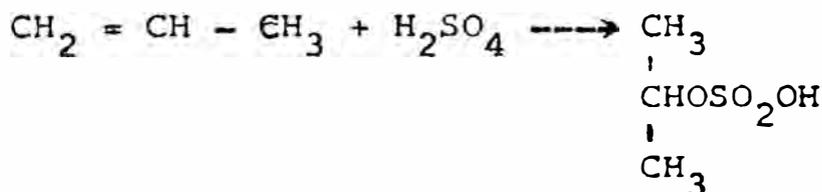
De los procesos anteriormente mencionados el más usado por ser el más comercial y dar mejores rendimientos es el de hidratación, que comprende dos métodos:

- hidratación indirecta
- Hidratación catalítica directa

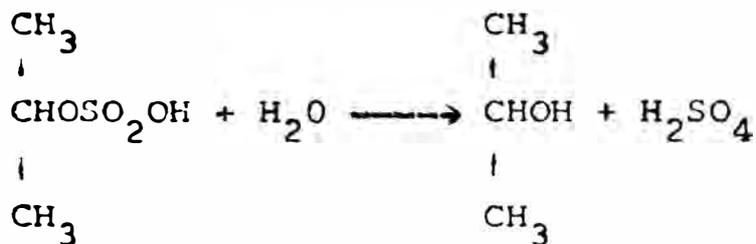
Hidratación indirecta.-

a) Principio teórico

Este proceso comprende la absorción de propileno en ácido sulfúrico.



seguido de hidrólisis.



b) Descripción del proceso.

La corriente propileno-propano procedente de la unidad de Cracking catalítico es absorbida en ácido sulfúrico, con la formación del éster respectivo.

En esta reacción se produce una mínima cantidad de polímero el cual se envía a tanques de almacenamiento. Además, el propano que es inerte en la reacción, se separa y se almacena. Una vez formado el éster, por hidrólisis se separa el IPA, el cual posteriormente se destila y purifica en torres consecutivas para obtener alcohol crudo, azeotrópico y seco. El medio secador que se usa es generalmente benceno.

c) Especificaciones de la material prima.

El propileno puede ser suministrado en la forma de olefina pura o una mezcla de gases de refinería que contiene una cantidad apreciable de propano. La concentración del ácido sulfúrico usado puede variar entre 70-93%.

d) Condiciones del proceso.

Las temperaturas usadas están entre 110-125°C y la presión de trabajo es la presión atmosférica, excepto en la etapa de absorción en donde se usan 75-500 psig.

e) Disponibilidad comercial.

Una de las patentes más conocidas basadas en este proceso es el de la British Petroleum Chemicals Ltd. Algunas plantas comerciales que usan este proceso se encuentran operando en Japón, Inglaterra y en México.

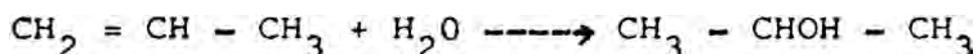
Además, existe en Argentina el complejo de Carboclor

en Campana, Buenos Aires; la licencia fue proporcionada por Rheimpresen A.G. y la ingeniería de proceso la realizó la Lurgi GMBH, ambas de Alemania. Por otro lado la Mitsui-Toatsu, Hoechst y Valcan-Cincinnati también poseen este proceso.

Hidratación Catalítica Directa.-

a) Principio teórico.

En este proceso se obtiene el alcohol en una sola etapa



b) Descripción del proceso.

El propileno líquido y el agua desmineralizada son precalentados por el gas de recicló en intercambiadores de calor y luego calentados con vapor de alta presión a temperaturas entre 180-260°C y pasados a través del catalizador a presiones entre 25-65 atm. El gas, rico en Isopropanol, que sale del reactor es enfriado y enviado a la sección de purificación; obteniéndose alcoholes de 87.5% y 100% de concentración.

c) Especificaciones de materia prima.

El propileno usado debe ser de 99% de pureza y debe evitarse la presencia de diolefina debido a que produce dificultades operativas.

d) Condiciones del proceso.

Las temperaturas pueden variar entre 180-350°C y la presión de trabajo puede variar entre 25-65 Atm. Existe una gran variedad de catalizadores que pueden usarse en este proceso: óxido azul de tungsteno, cobre finamente dividido, etc.

e) Disponibilidad comercial.

Una patente basada en este proceso es ofrecida por la VEBACHEMIE WEST GMBH y recientemente por la TOKUYAMA SODA Co. Ltda., que varía en las condiciones de operación de la siguiente manera: La temperatura del reactor varía entre 240-290°C; su presión entre 150-300 Kg/cm². El catalizador empleado es una solución acuosa diluida homogéneamente por lo que la reacción se realiza en fase líquida, recuperándose el catalizador de la columna azeotrópica. Este proceso es más económico que los anteriores, pero debido a que recientemente ha entrado en funcionamiento en Japón (Julio 1972) no se puede asegurar su eficiencia.

Comparaciones entre ambos procesos.-

VENTAJAS

PROCESO
INDIRECTO

DESVENTAJAS

-
- 1) Puede usarse directamente la corriente de propileno-propano (60%) de la unidad de F.C.C.
 - 2) Puede operarse económicamente una planta de 10,000 Ton/año.
 - 3) Flexibilidad: es posible producir Butanol secundario en el mismo equipo.
-
- 1) Corrosión debido al uso de H₂SO₄
 - 2) Mayores costos de operación y mantenimiento.
-

		1) No tiene problemas de corrosión.
		2) Menores costos de operación y mantenimiento.
	<u>VENTAJAS</u>	3) Puede producir Etanol en la misma planta (No es una ventaja en el caso de Perú).
PROCESO DIRECTO		
	<u>DESVENTAJAS</u>	1) Requiere de una corriente de propileno de 99% de pureza.
		2) No se conocen plantas comerciales menores de 50,000 Ton/año.

De acuerdo a lo expuesto anteriormente se sugiere la adopción del proceso de HIDRATACION INDIRECTA.

1.2 INSUMOS.-

1.2.1. Comentarios Generales.- (11) (12).

En la fabricación del IPA se utiliza como materia prima el propileno.

El propileno, como el etileno (con el que se encuentra asociado en las refinerías a los métodos de obtención de naftas de alto número octano por medio de los procesos de alquilación y polimerización), es obtenido por los diferentes procesos de cracking térmico o catalítico constituyendo un subproducto normal de las refinerías encontrándose en niveles importantes en sus gases de cola.

El propileno es considerado como materia prima básica, que da origen a un importante grupo de materiales petroquímicos fundamentales para la economía del país.

El propileno se usa también en refinerías para la preparación de alquilatos que en las distintas refinerías es la fuente de producción de naftas de alto poder octánico.

En ^{la} síntesis del alcohol isopropílico, del proceso elegido (hidratación indirecta) utilizamos ácido sulfúrico al 75% de concentración.

Este ácido es recuperado aproximadamente en 40% de concentración, por lo que es necesario una planta de concentración de ácido sulfúrico para elevarlo a su concentración inicial (75%), que después de ser filtrado es usado en la síntesis.

Esta planta de concentración de ácido sulfúrico utiliza el proceso de combustión sumergida al que se le añade pequeñas cantidades de ácido sulfúrico y nítrico como reposición.

1.2.2. Procedencia - Calidad.- (11) (12)

Se puede considerar tres fuentes principales de obtención de esta materia prima.

- 1.- De Refinerías de Petróleo
- 2.- De Plantas de Extracción de LPG del gas natural
- 3.- De Plantas de obtención de olefinas por craqueo térmico de LPG, nafta liviana, gas oil crudo reducido y hasta fuel oil.

1.- Refinerías de Petróleo.-

En éstas, son dos las fuentes principales de propileno:

a) Gases de Refinería.-

En el país existen dos centros importantes de producción de gases de refinería: La Pampilla y Talara. Además la unidad de cracking catalítico fluido de 16600 B/D a instalarse en Talara proveerá de materia prima a la planta de solventes.

b) Fracciones Líquidas de C_3 .-

La utilización de las fracciones líquidas de C_3 cuyo contenido en propileno es del orden del 55%. Esta fracción es utilizada para el consumo como gas de uso doméstico cuando las necesidades del proceso de alquilación están cubiertas.

El uso, como gas de uso doméstico deberá en un futuro ir siendo reemplazado por gas natural.

La corriente actual es la tender a la producción de naftas de alto poder octánico disminuyendo en lo posible los pasos de tratamiento y eliminación de olefinas, por lo que están tomando cada vez más auge los procesos de hidrocracking.

En USA se ha estimado que en el futuro, mientras que el cracking catalítico (que produce apreciable cantidad de olefinas) crecerá al ritmo de 1% anual, el hidrocracking (que prácticamente no los produce) crecerá a un ritmo de 10% anual.

Por lo demás, el uso de nuevos catalizadores para cracking catalítico en base a zeolitas tiende a disminuir el

porcentaje de propileno en el gas resultante en un 5-10%.

La ventaja del cracking catalítico sobre el hidrocracking es al presente su menor costo de inversión en planta.

2.- Plantas de Extracción de LPG del Gas Natural.-

La extracción de las fracciones pesadas del gas natural antes de que se produzcan los grandes consumos como combustible también son fuentes de etano, propano y butano y estos a su vez fuentes potenciales de olefinas, etileno, propileno, etc.

3.- Plantas de Obtención de Olefinas.-

El potencial de propileno obtenible dependerá del tipo de carga a usar y en especial de la severidad del craqueo con que se opera en la operación de craqueo al vapor.

En la siguiente tabla se muestran estos potenciales usando un corte de nafta liviana de 1^{ra}, gota; 50°C, punto final : 154°C y cuyo análisis PONA da :

Parafinas	83 %	v/v
Olefinas	———	
Nafténicos	14 %	v/v
Aromáticos	3 %	v/v

Cracking de Nafta Liviana (12)

Tipo de Cracking

	Suave % P/P	Mediano % P/P	Severo % P/P	Muy Seve % P/P
Gases Livianos	10,4	16,9	19,8	20,9
Etileno	19,7	26,7	29,1	31,4
C ₃ s (Propileno)	15,2 (14,3)	16,8 (15,6)	16,5 (15,1)	15,2 (14,7)
C ₄ s	10,5	10,3	9,3	8,5
C ₅ +	44,2	29,4	25,3	24,0
	100,0	100,0	100,0	100,0
Relación $\frac{C_3H_6}{C_2H_4}$	0,725	0,584	0,518	0,468
Componentes	Ton/año	Ton/año	Ton/año	Ton/año
Gases Combustibles	110000	124000	136000	133000
Etileno	200000	200000	200000	200000
C ₃ s (Propileno)	160000 (149000)	124000 (117000)	113000 (104000)	97000 (94000)
C ₄ s	110000	77000	64000	54000
C ₅ s	463000	220000	174000	153000

Calidad.-

Se conocen tres grados de comercialización del propileno:

- 1.- Grado Refinería: Gases con un contenido de 40-60% P/P de propileno.
- 2.- Grado Químico: Gases con un contenido de 90-95% P/P de propileno.
- 3.- Grado Reactor: Gases con un contenido de propileno mayor de 99% P/F.

Se prevee una reducción en la disponibilidad de propileno en el mundo a relativamente corto plazo, que obligará a reducir su uso en los procesos de alquilación de nafta, en razón de su incremento de uso químico, ya sea como "grado químico" o "grado reactor" para la producción de materiales petroquímicos (alcohol isopropílico, polipropileno, acrílico nitrilo, ácido acrílico, alcoholes superiores, etc.).

Las fuentes de esta materia prima en USA son del 12 % como complementario en la fabricación de etileno y un 84% como subproducto del cracking catalítico para la producción de nafta para automotores.

Los factores que van a afectar básicamente el alza del precio del propileno en USA, están dados por las siguientes causas:

- 1.- Mayor capacidad de alquilación.
- 2.- Incremento del Hidrocracking.

- 3.- Fin del crecimiento de las operaciones de cracking Catalítico (USA) (En nuestro país aún seguirán creciendo).
- 4.- El uso de nuevos catalizadores para el craqueo catalítico disminuye la producción de propileno.

El único factor positivo hacia la tendencia de un menor precio es el uso en menor grado del propileno para la fabricación de Tetrámero para producir dodecil-benceno (Detergentes duros).

En la Planta de solventes a instalarse en Talara se utilizará sólo el propileno grado refinería (propileno grado químico y reactor todavía no se comercializa).

En lo que respecta al ácido sulfúrico, en el país existen actualmente dos productores: Rayón y Celanosa Peruana S.A. y Compañía Industrial del Centro S.A., las que tienen una capacidad instalada de 130,000 Ton/año, por lo tanto, serán los proveedores requeridos.

CAPITULO II : MERCADO (13) (14) (15)

2.1. MERCADO INTERNO

2.1.1. CANTIDAD Y VALOR 1966 - 1971

2.1.1.1. ESTUDIO DE LAS IMPORTACIONES

El Perú no produce alcohol isopropílico. La demanda del mercado es cubierto por las importaciones.

De la información obtenida en los Anuarios del Comercio Exterior en el Ministerio de Industria y Comercio, Sociedad Nacional de Industria, la ONIT y Consultores Andinos S.A., mostramos en el cuadro 2.1 las importaciones de 1966 - 1971.

CONSUMO HISTORICO

(IPA)

CUADRO Nº 2.1

<u>AÑO</u>	<u>CANTIDAD (TON)</u>	<u>VALOR</u>
1966	154,6	841,499
1967	203,4	1'347,811
1968	203,1	1'859,205
1969	249,5	2'571,708
1970	268,1	2'763,300
1971	343,2	3'536,098

2.1.1.2 SITUACION ACTUAL Y COMPARACIONES

PRECIOS

CIF Conchán US \$ 210.00 Tm.

Chiclayo 10 %

Actualmente existe un proyecto para la instalación de una planta de solventes en el Nor-Oeste del País (Talara) de parte de Petro-Perú.

Hacemos notar que Ecuador pretende se le asigne el - IPA y la acetona dentro de las negociaciones del grupo andino.

2.1.2 PROYECCION DE LA DEMANDA

- PROYECCION DEL CONSUMO DE ACUERDO A LA DEMANDA HISTORICA.-

Se va a utilizar el método de la Regresión Lineal suponiendo que la demanda seguirá la tendencia histórica al no haber cambio en la situación Económica Política; se tiene:

$$Y' = a + b X \quad (I)$$

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

$$a = \frac{\sum Y - b \sum X}{n} \quad (III)$$

CUADRO N^o 2.2

<u>AÑO</u>	<u>X</u>	<u>Y (TON)</u>	<u>X²</u>	<u>XY</u>
66	-3	154,6	9	- 463,8
67	-2	203,4	4	- 406,8
68	-1	203,1	1	- 203,1
69	0	249,5	0	0
70	1	268,1	1	268,1
71	2	343,2	4	686,4
Σ	-3	1421,9	19	- 119,2

Con estos valores hallamos a y b que reemplazados en la Ec. (I), tenemos:

$$Y' = 253,88 + 33,81 X$$

En base a esta ecuación obtenemos la proyección a 1980.

CUADRO N^o 2.3

<u>AÑO</u>	<u>X</u>	<u>Y' (TON)</u>
72	3	355,3
73	4	389,1
74	5	422,9
75	6	456,7
76	7	490,5
77	8	524,4
78	9	558,2
79	10	592,0

80 11 625,8

CONSUMO PROBABLE DE ALCONOL ISOPROPILICO.-

1.- XANTATO ISOPROPILICO.-

RENASA está interesada en llevar adelante su proyecto para la fabricación de XANTATOS, principalmente el Xantato isopropílico de sodio los cuales son productos usados en la concentración por flotación de minerales. Su proyecto considera - que a mediados del año 1975 la planta puede estar operando.

Contemplan tres alternativas:

- a) Con sólo el mercado peruano
- b) Con mercados de Perú y Bolivia
- c) Con mercados de Perú, Bolivia y Chile.

CUADRO Nº 2.4

CONSUMO PROBABLES DE IPA (en T.M.)

<u>ALTERNATIVA</u>	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>
(a)	622	662	806	823	843	862
(b)	729	776	924	941	958	985
(c)	1171	1230	1388	1455	1488	1520

RENASA considera la alternativa (b) por ser la más factible, pero queda siempre la posibilidad de pasar a la alternativa (c)

- Sustitución de productos incorporados no tradicionales.
- Sustitución de productos tradicionales.
- Posibilidad de exportación.
- El hecho de haberse negociado un producto a favor de determinado País.
- Apreciación del que hace la proyección.

Otras variables:

- Creación de nuevas industrias
- Inversión disponible
- Planes del gobierno
- Política particular a seguir en el sector

NOTA.-

Se entiende por producto incorporado al que contiene el alcohol isopropílico.

Xantato isopropílico.

Para hacer esta proyección utilizamos la siguiente fórmula :

$$P_f = P_i (1 + r)^t \quad (\text{IV}) \text{ donde:}$$

P_f = Producción final

P_i = Producción inicial

r = Tasa de crecimiento

t = Nº de años

2.- PROTEINAS DE PESCADO PARA CONSUMO HUMANO.-

Actualmente se encuentra operando una planta en el norte del país, que consume aproximadamente 50 TM/año de hexano.

Este producto se podría reemplazar por isopropanol si existiera una legislación adecuada. Se sabe por ejemplo, que la F.D.A. (Food and Drug Administration) sólo permite el uso de isopropanol o de dicloroetileno seguido de isopropanol como solvente, para este tipo de industria se estima un crecimiento de 5% anual.

Por otro lado la ONUDI (Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial) en colaboración con el Gobierno Peruano está realizando un estudio sobre la posibilidad de instalar varias plantas de este tipo en toda la costa peruana, lo que representa una apreciable fuente de consumo de isopropanol. De todas maneras; como todavía no existe nada concreto sobre este estudio, por el momento sólo podemos considerar las 50 TM/año que actualmente se podrían consumir.

PROYECCION DE LA DEMANDA BASADAS EN LA TASA DE CRECIMIENTO.

Debido a que la proyección del consumo de acuerdo a la demanda histórica es válida sólo para 5 años hacemos la proyección de la demanda basadas en la tasa de crecimiento ya que considera una serie de variables que influyen en la proyección, las cuales son:

ADICION PORCENTUAL DE CRITERIOS

Base: 8% tasa de crecimiento del Sector Químico.

- Sustitución de productos incorporados no tradicionales: Máximo 4%
- Sustitución de productos tradicionales: Máximo 4%.
- Posibilidades de Exportación: Máximo 2%
- Presignación o Posibilidades de Negociación: Máximo 2%
- Apreciación del consultor: Máximo 4%

De acuerdo a estos criterios se le asigna a Perú:

$8 + 1 + 2 + 1 + 1 = 13$ % como tasa de crecimiento , donde:

- 1% Por sustitución de algunas pinturas y tintes de imprenta que lo contienen incorporados.
- 2% Por sustitución de tradicionales
- 1% Por las expectativas de exportación
- 1% Por apreciación del Consultor

Para el mayor ajuste en la proyección consideramos

2 tasas de crecimiento del consumo estimado:

Período, 1971	-	1976	:	13 %
Período, 1977	-	1980	:	9 %

PROYECCIONES BASADAS EN LA TASA DE LA HIPOTESIS (TM/AÑO)

Utilizando la ecuación (IV) construimos el cuadro siguiente:

CUADRO Nº 2.5

<u>1972</u>	<u>1973</u>	<u>1974</u>	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>
387,8	438,2	495,2	559,6	632,3	689,3	751,3
		<u>1979</u>	<u>1980</u>			
		818,9	892,6			

2.2 MERCADO EXTERNO.-

2.2.1 PRODUCCION Y CONSUMO DE LOS PAISES DEL GRUPO ANDINO
(68 71)

Bolivia, Colombia, Chile y Ecuador; integrantes del Grupo Andino no producen alcohol isopropílico, La demanda de sus mercados son cubiertos por las importaciones.

Al igual que para el mercado interno, de la información obtenida en los Anuarios del Comercio Exterior, Ministerio de Industria y Comercio, Sociedad Nacional de Industrias, la ONIT y Consultores Andinos S.A., mostramos en el cuadro siguiente, las importaciones 1968 - 1971.

CONSUMO HISTORICO

CUADRO Nº 2.6

IPA (TON/AÑO)

PAISES	1968	1969	<u>1970</u>	1971
BOLIVIA	0,4	3,7	4,3	4,9
COLOMBIA	613,0	832,0	1,511,0	1,872,0
CHILE	84,0	168,0	1,110,0	1,315,0
ECUADOR	119,3	140,0	159,3	194,3

PRECIOS.-

BOLIVIA (1972) : CIF frontera : US \$ 415.60 TM.
: CIF frontera : US \$ 280.28 TM.

COLOMBIA (1971) : CIF Barranquilla: US \$ 114,00 TM.
: CIF Barranquilla? US \$ 110,00 TM.

CHILE (1971) : CIF Valparaiso : US \$ 260,50 TM.

ECUADOR (1971) : Máximo: US \$ 260,00
: Mínimo: US \$ 200,00

2.2.2 PROYECCION DEL CONSUMO DE LOS PAISES DEL GRUPO ANDINO.-

Utilizando los mismos métodos que para el mercado interno hallamos las diferentes proyecciones del Consumo de los Países del Grupo Andino[†] por lo que nos limitaremos a mostrarles en los siguientes cuadros:

† Ver Apéndice I

PROYECCION HISTORICA DEL CONSUMO

CUADRO Nº 2.7

IDA (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>BOLIVIA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>CHILE</u>	<u>ECUADOR</u>
72	6,90	2321	1828	214,3
73	8,33	2766,6	2291,5	238,7
74	9,71	3212,2	2755,0	263,2
75	11,12	3657,8	3218,5	287,6
76	12,53	4103,4	3682,0	312,0
77	13,94	4549,0	4145,5	336,4
78	15,36	4994,6	4609,0	360,8
79	16,76	5440,2	5072,5	365,2
80	18,18	5885,8	5536,0	409,6

PROYECCION DE LA DEMANDA BASADAS EN LA TASA DE CRECIMIENTO.-

Cálculo de la Tasa de Crecimiento.- Adición Porcentual de Criterios.

CUADRO Nº 2.8

	<u>BOLIVIA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>CHILE</u>	<u>ECUADOR</u>
IPA	8+3+1	8-(1)	8	8+2

A Bolivia se le asigna el 12%; 8% como base, 3% por sustitución de incorporados, 1% por apreciación del Consultor.

A Ecuador se le asigna el 10%; 8% como base, 2% por sustitución de incorporados.

A Chile se le asigna el 8% como base por comprobar que su uso no varía.

A Colombia se le asigna 7%, algo menos que la base propuesta ya que en la actualidad es exportador de tintes que irán decayendo en el momento que otros países la fabriquen.

Para el mayor ajuste en la proyección basada en la tasa de la hipótesis consideramos 2 tasas de crecimiento del consumo estimado, las que se muestran en el cuadro siguiente:

CUADRO Nº 2.9

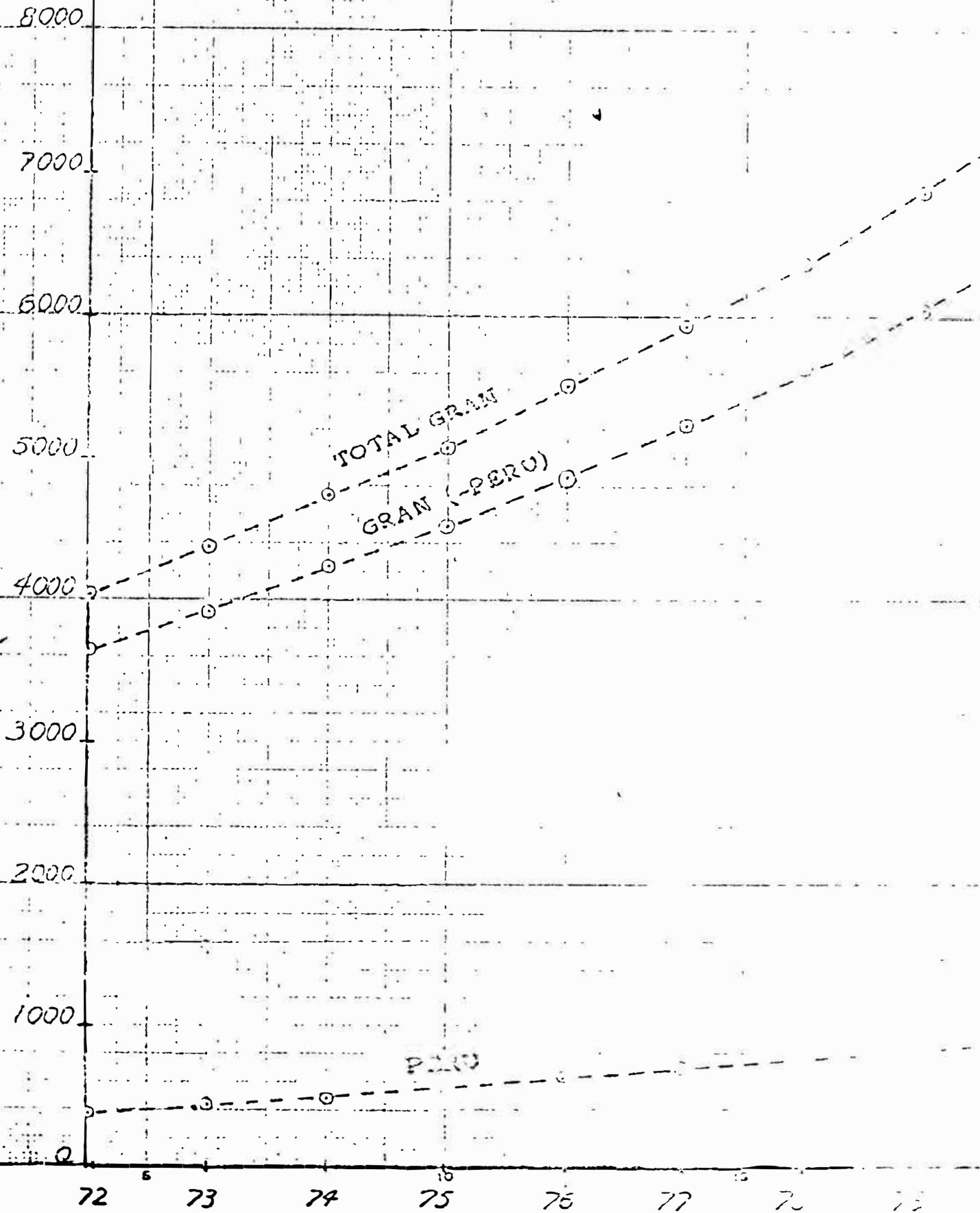
	<u>1971/1976</u>	<u>1977/1980</u>
BOLIVIA	12	10
COLOMBIA	7	7
CHILE	8	8
ECUADOR	10	9

El cuadro refleja el producto no incorporado.

Cantidad
(F.M.)

PROYECCION DEL COMERCIO DE LOS GRANOS

BASADAS EN LA TASA DE LA INFLACION



PROYECCION BASADA EN LA TASA DE LA HIPOTESIS (TON/AÑO).-

Utilizando la ecuación (IV) se confecciona el siguiente cuadro.

CUADRO Nº 2.10

IPA (TON/AÑO)

AÑO	BOLIVIA	COLOMBIA	CHILE	<u>ECUADOR</u>
72	5,4	2003,0	1420,2	213,7
73	6,1	2143,2	1533,8	235,1
74	6,8	2293,0	1686,5	258,6
75	7,7	2453,8	1789,0	284,4
76	8,6	2625,5	1932,1	312,9
77	9,5	2809,4	2086,7	341,0
78	10,4	3006,0	2253,6	371,7
79	11,5	3216,4	2433,9	405,2
80	12,6	3441,5	2628,6	441,7

2.3 DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA A INSTALARSE.

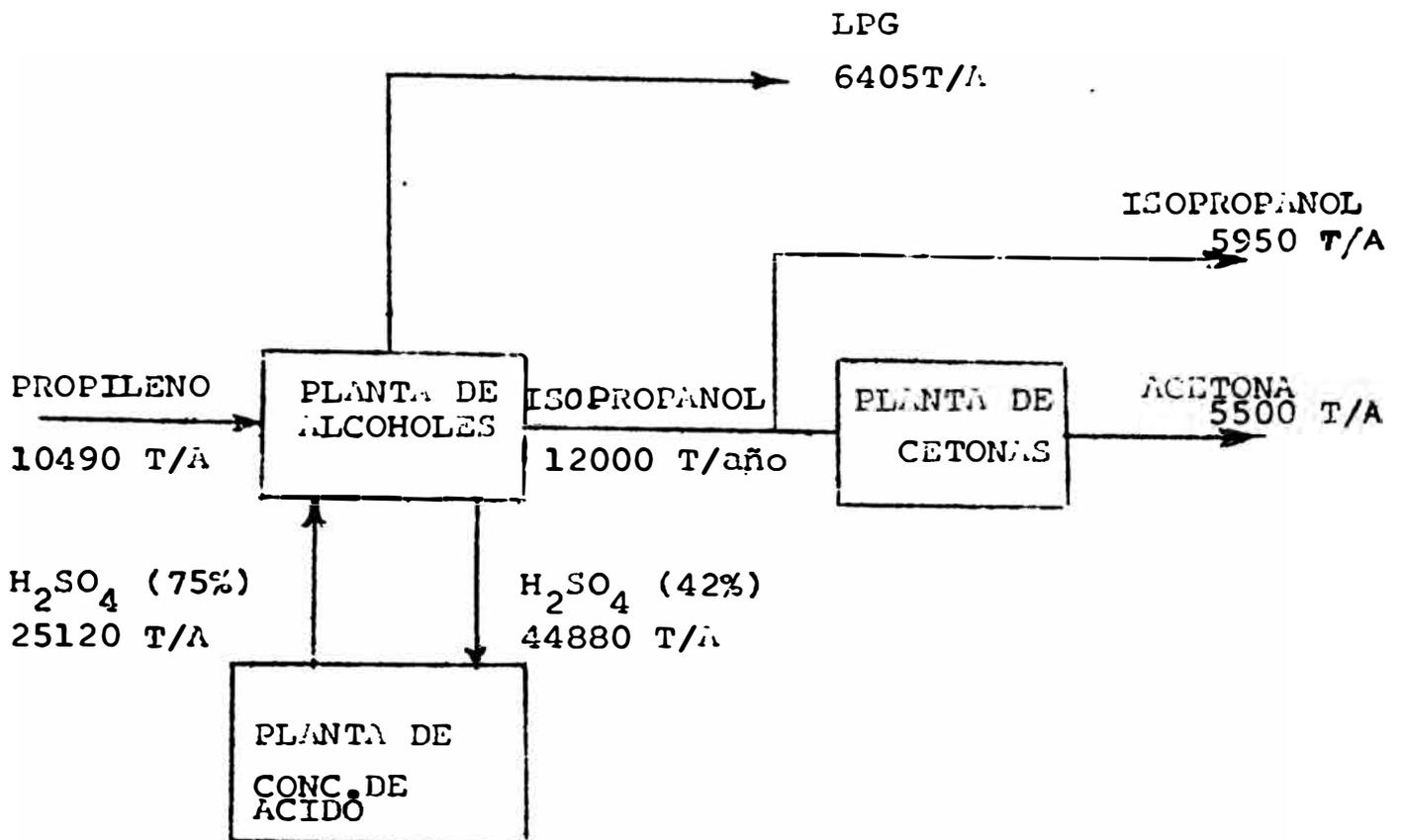
Se asume que la planta comenzará a producir en el año 1974; así mismo trabajará al 50% de su capacidad en el 1er. año, al 80% de su capacidad en el segundo año y al 100% de su capacidad a partir del tercer año en adelante.

Según el estudio realizado del mercado interno y externo, vemos que para el año 1977, en que la planta estará funcionando al 100% de su capacidad, de las proyeccio-

nes basadas en la tasa de la hipótesis, la demanda del - consumo de alcohol isopropílico y Acetona es de 5935,9 Tn. y 5509,4 Tn; respectivamente.

Por lo tanto, la capacidad de la planta de alcohol a instalarse será de 12000 Tn/año.

ESQUEMA DE LA PLANTA.-



CAPITULO III

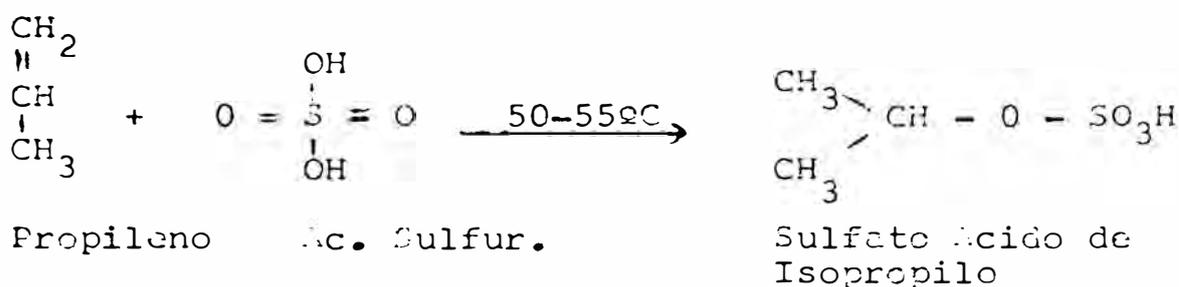
PROCESO DE FABRICACION

3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO DE SINTESIS DE IPA.- (16)

De la información obtenida en el Departamento de Petroquímica de Petroperú, la licencia para la instalación de la Planta de Solventes en Talara ha sido concedida a la Rheinpreussen A.G. de Alemania, que utiliza el Proceso de Hidratación Indirecta, que es el que se describe a continuación.

La síntesis de IPA consiste en la esterificación del propileno con ácido sulfúrico en fase líquida y la posterior hidrólisis del sulfato ácido isopropilo con agua, - obteniéndose el alcohol que es enviado a tanques de depósito de alcohol crudo y el ácido sulfúrico recuperado que se envía a la planta de concentración de ácido, para ser usado nuevamente en la síntesis.

El ácido sulfúrico al 75% y el corte de gas C₃ que contiene el propileno (aproximadamente 65%) son bombeados a los reactores, allí por efecto de la agitación que los mezcla íntimamente y la temperatura, se adiciona la molécula de ácido sulfúrico sobre la doble ligadura:



La mezcla que abandona el reactor ingresa a un decantador donde se separa en dos fases, la fase superior constituida por propano más propileno no reaccionado, y en la parte o fase inferior que se encuentra el éster, ácido sulfúrico sin reaccionar y agua.

En este decantador la alimentación se realiza lo más exactamente posible en la unión de las dos fases.

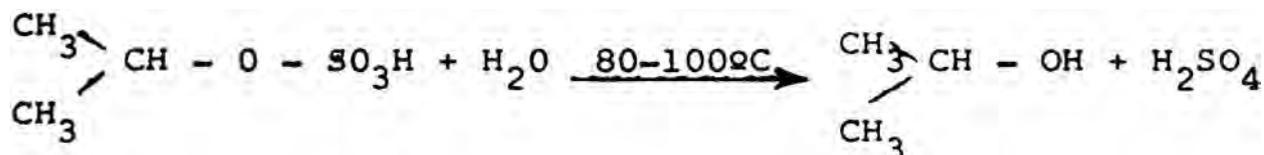
El producto de la fase inferior se extrae mediante un sifón, que regula la altura de ésta. La fase superior se extrae mediante un rebalse que asegura la altura de esta segunda fase.

1.- FASE INFERIOR.

Se envía del decantador a un tanque doble (ver esquema # 1) pasando el primero de éstos con la presión del reactor y luego, mediante una válvula reguladora se descomprime y pasa al tanque contiguo.

De allí el éster pasa a un tubo mezclador donde se diluye el éster mediante agua en una determinada proporción.

En éste, se diluye el éster hasta obtener un porcentaje de producto de 20 - 30%. La dilución es de por sí exotérmica: por lo que se debe vigilar la temperatura de la dilución, a fin de evitar que ésta se eleve demasiado.



La reacción de hidrólisis tiene lugar en dos etapas, primera se lleva a cabo en un prehidrolizador a temperatura más suave (75-80°C) transformándose la mayor parte de éster en alcohol.

Del mezclador el éster va al presaponificador, el fin del cual es darle mayor tiempo de contacto posible al éster con el agua para producir la hidrólisis. Al comenzar la prehidrólisis, se produce una vaporización instantánea de alcohol, agua y algo de ácido (arrastre) producto que a través de una pequeña torrecita en el extremo del prehidrolizador, pasa directamente a la columna neutralizadora.

Del prehidrolizador, el éster pasa a una torre saponificadora (Columna de Fe-Si). El envío se realiza mediante bomba (Diferencia de nivel).

Por la parte inferior se inyecta vapor a fin de producir la vaporización del alcohol y separarlo del ácido sulfúrico diluido que sale por la cola de la columna (40-42% de concentración).

Durante el funcionamiento se pueden producir productos gomosos (polímeros), los que se incrustan en los orificios de entrada de las campanitas (platos), que por la presión de trabajo pueden llegar a ser arrancados de los platos.

Para evitar ésto, cada 6 semanas se efectúa un lavado con soda diluida inyectándose luego, agua y vapor para efectuar un arrastre (limpieza).

De la columna de Fe-Si, los vapores alcohólicos ácidos pasan a una torre neutralizadora donde se les hace burbujear en una solución de soda al 5-7%, la que se cambia una vez agotada.

El agregado de solución de soda se realiza en forma discontinua.

Ya neutralizado, pero en fase vapor, el alcohol pasa a una serie de refrigerantes de los cuales, ya condensados y con una concentración de alrededor del 65% pasa a un tanque pulmón de IPA crudo desde donde se bombea a un tanque stock de crudo para su posterior destilación. Los no condensables pasan a través de un cierre hidráulico y van a gasómetro.

2.- FASE SUPERIOR.-

La fase superior del decantador se envía a un tanque, del cual a través de una válvula reguladora de presión, se envía a un neutralizador y vaporizador a presión

Para esta neutralización se usa una solución de Fenolato de Sodio. La vaporización se realiza mediante una camisa de vapor (80-90 C).

Una vez neutralizado, el gas se envía a un condensador y luego a un refrigerante. Este último se mantiene mediante un sifón constantemente lleno de gas licuado a

fin de conseguir un mejor rendimiento.

Al salir del refrigerante, el gas licuado va a un separador de agua, luego de lo cual, licuado y seco va a un tanque stock de gas pobre, del cual se bombea luego a la Refinería.

3.2. ESQUEMA DEL PROCESO (Ver página siguiente) (16)

3.3. ESTUDIO DE LAS REACCIONES.- (17) (18) (19)

Una evidente existencia muestra que, en general, la reacción primaria de ácido sulfúrico con las monoolefinas más bajas resultan en la formación del correspondiente éster o ácido alquil sulfúrico. Así:

Adición de Markownikoff



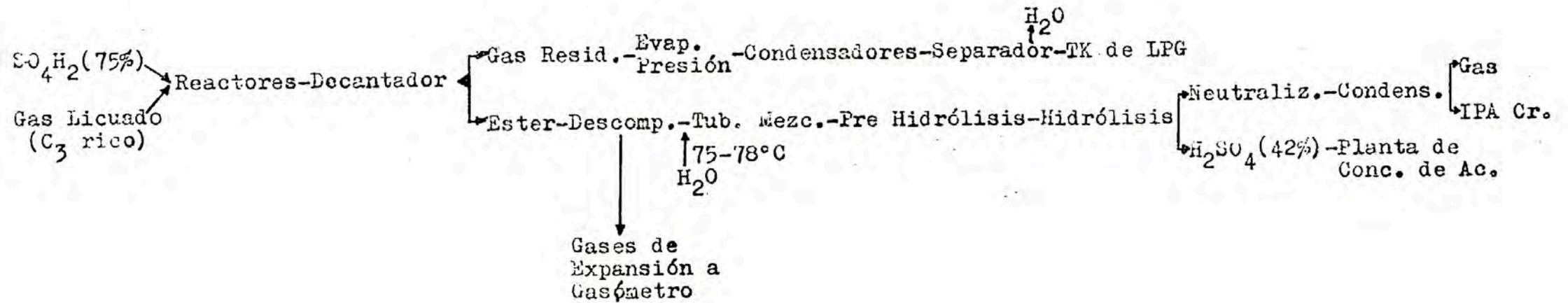
ó más explícitamente:



Sin embargo, el éster puede subsecuentemente reaccionar con otros constituyentes de la mezcla de reacción, el exceso de ácido sulfúrico, la olefina, o agua si está presente, o con este mismo; la dirección y extensión de estas reacciones dependen de condiciones tales como, la constitución, peso molecular y concentración de la olefina, la concentración del ácido y la temperatura.

Las reacciones de las olefinas con ácido sulfúrico juegan un papel importante en la producción industrial de los alcoholes más bajos y sus derivados, polímeros de olefina y alquilatos de fracciones de hidrocarburo resultan-

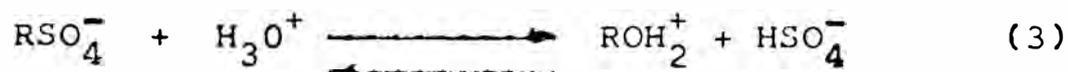
3.2. ESQUEMA DEL PROCESO:



tes de las operaciones de cracking de una Refinería de Petróleo.

Brocks propuso que las olefinas están presentes largamente en el extracto ácido en dos formas, ácido anhídrido alquil sulfúrico (RHSO_4) y ácido hidratado alquil sulfúrico ($\text{RHSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$); el último es posiblemente derivado del monohidrato del ácido sulfúrico. Al éster hidratado fue atribuido la propiedad de hidrólisis fácil, la cual podría dar cuenta para la realización a alcohol del extracto sobre tratamiento con agua en frío.

Las investigaciones realizadas por Smith - Goldschmidt muestran que los iones hidrógeno del ácido catalítico forman complejos con moléculas de alcohol, los cuales están interpretados por la siguiente reacción:

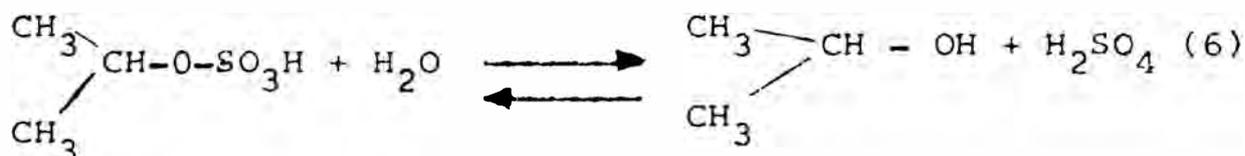
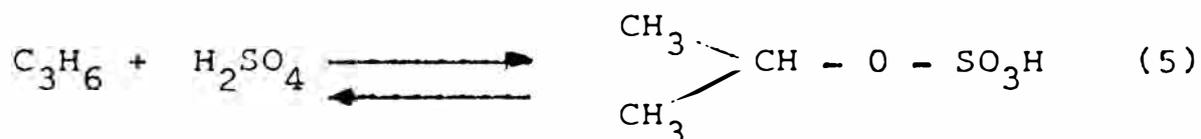


El hecho que el alcohol no es prontamente removido bajo condiciones ordinarias sin dilución del extracto es explicado por la presencia de alcohol en la forma de un ion. El ion alcoxonio es prontamente descompuesto por la adición de agua, sin embargo, libera el alcohol en la reacción de intercambio del protón.



Para el caso del propileno, ácido sulfúrico y agua las posibles reacciones son numerosas y de ahí que han -

sido, con una tendencia general en la literatura de ingeniería, menospreciada por su complejidad. La producción de alcohol está generalmente descrita como consistente de los dos bien definidos pasos mostrados en las siguientes ecuaciones:

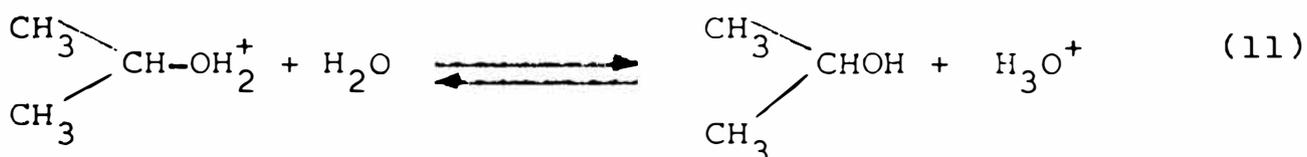
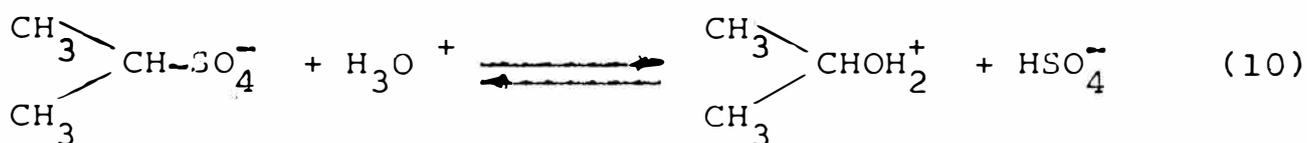
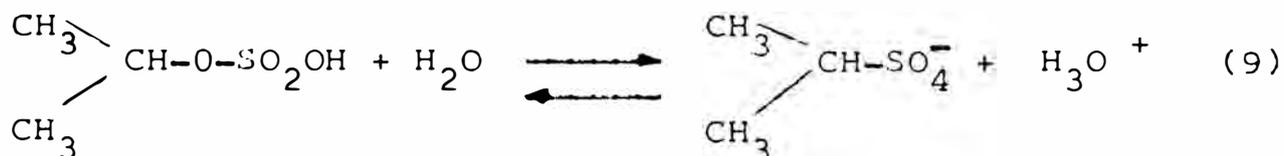


La primera reacción que forma el sulfato de isopropilo es probablemente responsable de la dilución de propileno en ácido sulfúrico. La formación del sulfato de diisopropilo no es posible en la presencia de cualquier cantidad apreciable de agua, ya que inmediatamente se forma el éter respectivo.



La ecuación (6) es una simplificación de una secuencia de una reacción iónica incierta. La hidrólisis de -

acuerdo a la teoría antes explicada puede ser hecha tomando lugar las siguientes etapas:



Si el propileno está presente en ácidos de gran concentración (particularmente si está caliente) hay una tendencia muy notable para reacciones irreversibles que ocurren con la formación de polímeros y otros productos degradantes. En general, industrialmente, las condiciones que causan tales reacciones han sido evitadas, pero aún en ácidos de moderada fuerza ellos ocurren en alguna extensión.

3.4. BALANCE DE MASA (16)

Los balances se establecen para las condiciones estándar dados por la Rheinpreussen.

La reacción de propileno a IPA tiene un 80% de conversión. Por lo tanto, partiendo de un Kg. de propileno obtendremos:

$$1 \text{ Kg. de propileno } \frac{60}{42} \times 0,8 = 1,14 \text{ Kg. de IPA}$$

Nosotros debemos partir de 1500 kg/h lo que es equivalente a la capacidad de la planta: 12000 T/A. Entonces: 1500 Kg. de IPA = 1312 Kg. de propileno por hora para obtener los 1500 Kg/h de IPA.

Para un gas rico en propileno de alimentación al reactor de:

65% de propileno -----	1312 Kg/h
35% de restos -----	708 Kg/h
Total de gas al reactor -----	2020 Kg/h

La distribución de la olefina es la siguiente:

% aprox. de Olefina	Kg/h de Olefina	Kg/h de Productos	Transformado a:
5	65,6	65,6	Propileno no transformado (gas resid.)
2	26,2	26,2	nC ₃ polímero
7	91,8	112,0	Eter crudo
4	52,5	52,5	Pérdidas de propileno
2	26,2	26,2	Gases de desdoblam.
20	262,3	282,5	
80	1049,7	1500,0	IPA
100	1312,0	1782,5	Total

El Balance Total de la Síntesis es la siguiente:

La reacción se efectúa entre el propileno que trae el C₃ rico y el ácido sulfúrico al 75%, en una relación molar de $\frac{1,3}{1}$ (gas/ácido).

Gas al reactor: 2020 kg/h = 4,0 m³/h ($\rho = 0,505$ gr/cm³)

Acido sulfúrico (100%): $\frac{1 \times 98 \times 1312}{1,3 \times 42} = 2355$ Kg/h

Acido sulfúrico (75%): 3140 Kg/h = 1,9 m³/h ($\rho = 1,652$ gr/cm³)

El gas y el ácido reaccionan y nos dan éster mas gas residual de la forma siguiente:

ESTER EN CAPA INFERIOR DEL SEPARADOR.-

C_3H_6 como alcohol (80%) -----	1500 Kg/h	
C_3H_6 como éter (7%) -----	112 Kg/h	
C_3H_6 como gases de desdoblamiento (2%) -----	<u>26,2</u> Kg/h	
C_3H_6 como producto total -----	1638 Kg/h	Producto: 37,8%
SO_4H_2 (100%) -----	2355 Kg/h	Acido: 54,8%
H_2O (785 Kg/h - 470,0 Kg/h) -----	<u>315,0</u> Kg/h	Agua: 7,4%
Ester concentrado -----	4308 Kg/h = 3,24 m ³ /h	

GAS RESIDUAL EN CAPA SUPERIOR.-

C_3H_6 como polímero (2%) -----	26,2 Kg/h	3,4%
C_3H_6 como residual (5%) -----	65,6 Kg/h	8,5%
$C_3H_8 + C_2 + C_4$ -----	<u>680,0</u> Kg/h	88,1%
Gas residual total -----	771,8 Kg/h = 1,5 m ³ /h	
Pérdida de olefina :	52,5 Kg/h	
Pérdida de $C_3H_8 + C_2 + C_4$:	28,0 Kg/h	

El éster concentrado se disuelve con agua hasta un 25-25,5% en producto, aquí se desprenden los gases de disociación.

Gases de Disociación: 26,2 Kg/h

ESTER DILUIDO.-

Agua de Dilución : ($\frac{1500+113}{0,253} - 4281,8$) = 2093,5 Kg/h
Ester concentrado = 4282,0 Kg/h
Ester Diluido : 6375,5 Kg/h =

COMPOSICIÓN DE ESTER DILUIDO.-

Producto ----- 25,3 %

Acido ----- 37 %

Agua ----- 37,7 %

ALCOHOL PRODUCIDO.-

Alimentación a la FeSi ----- 6375,5 Kg/h

{	Producto: 1613 Kg/h
	Acido: 2355 Kg/h
	Agua : 2408,0Kg/h

Salida de la FeSi por cola = SO_4H_2 (42%) ----- 5610 Kg/h

Salida de cabeza de la FeSi como alcohol crudo:

1500,0 Kg/h de IPI. ----- 70,0%

112,0 Kg/h de eter ----- 5,2%

531,4 Kg/h de agua ----- 24,8%

2143,4 Kg/h de alcohol crudo producido

Vapor Directo a FeSi por Cola = 1375 Kg/h

3.5. ESPECIFICACION DE LA MATERIA PRIMA Y PRODUCTO ELABORADO

Corte C_3 : ($\rho = 0,505 \text{ gr/cm}^3$)

C_2 - etano-etileno ----- 1%

C_3 { - Propileno ----- 65%
- Propano (no interesa) ----- 33-34%

C_4	{	- Butilenos	
		e Isobutilenos -----	0,4% máximo
C_5		y polímeros -----	0,0%
SH_2		----- 0% y S -----	0,5% ppm (Máximo 1,5 ppm)

Especificación del Producto Elaborado en la Planta Experimentada:

Alcohol (IPA) crudo : 65-70%

IPA : 60%

Eter : 3-6%

Livianos : 1%

Agua : 35%

Acidez < 5 ppm y alcalinidad < 20 ppm

3.6. PROBLEMAS, CAUSAS, SOLUCIONES EN LA SINTESIS DE IPA (16)

1.- Inconvenientes en el Transporte de Líquidos por las Cañerías.-

Después de un tiempo razonable, comienza a haber unaponamiento en las líneas de éster. Por lo tanto se deben hacer limpiezas preventivas una vez cada 4 a 6 meses de trabajo.

Cuando las incrustaciones en tanques, cañerías, son de sulfatos cristalinos, se deben lavar con soda a 5% y 50°C (no pasar de estos valores en recipientes emplomados). Estos lavados se realizan primero con agua luego soda por recirculación y luego nuevamente agua.

2.- Falta de Refrigeración en Reactores.-

Las causas son incrustaciones en la zona de agua o en la zona de producto. Para que esto no suceda debe realizarse por lo menos dos limpiezas por año del lado del producto con soda como dijimos en lavados de equipos y cañerías. Del lado de agua en nuestro caso debe realizarse por lo menos 4 a 5 veces por año para realizarlo en forma preventiva.

3.- Retorno de Acido en las Cañerías de G₂S.-

Si la bomba de C₃ rico se corta o se llega a parar puede retornar ácido por las cañerías de gas pudiendo llegar el éster hasta los tanques.

El agua existente en los tanques diluye el ácido, lo cual puede corroer los tanques si el ácido es muy diluido.

Por esta razón es necesario evitar en lo posible los retornos de éster. Para lo cual no debemos dejar bajar demasiado el nivel del tanque de gas licuado. Asimismo, hacer lavados periódicos de las bombas de gas licuado cuando comienza a disminuir su eficiencia y control, periódicamente, al cierre de la válvula y su calibración.

4.- Excesos de Presión en Columna de FeSi.- Se deberá a las siguientes causas:

- Demasiado alimento a la columna.

- Formación de espuma debido a la falta de antiespumante al éster diluido.
- Válvula de descarga de ácido no completamente abierta.
- Interferencias en la línea de Gas de Disociación.
- Llenado de Columna Neutralizadora por taponamiento o exceso de caudales de Vapor de Subida.
- Taponamiento de la columna por la formación de barros debido a un tiempo prolongado de funcionamiento.

Las columnas de FeSi se deben lavar cada seis semanas con soda. Si no dan resultados los lavados se deberá limpiar mecánicamente.

Controlar en todos los casos anteriores la acidez de la columna neutralizadora, y verificar mirilla en cabeza de FeSi que no haya espuma.

5.- Exceso de Presión en Columna Neutralizadora.-

Fuede levantar presión por subida de nivel de soda o por exceso de caudal de vapores.

Los siguientes problemas obligan a parar la planta exigiendo el control de ella:

- Parada de Turbina (falta de energía eléctrica y agua).
- Bajada de Presión de Caldera (Usina cierra vapor a planta para mantener turbina).
- Rotura de un sello mecánico con pasaje de acidez al agua de recirculación y éster hacia afuera (cerrar gas y ácido sulfúrico a reactores. Hermetizar el reactor

...co bypaséandolo. Poner en marcha lentamente el otro reactor. Controlar acidez hasta que salga - agua neutra por las purgas).

CAPITULO IV

DISEÑO DEL EQUIPO DE LA SINTESIS DE IPA

4.1. DISEÑO DEL REACTOR (16) (19) (20) (21) (22) (23)

En este proceso para la **síntesis** de IPA se utilizan 2 reactores iguales, la reacción se cumple en los dos reactores, un 85% en el primero y un 15% en el segundo. El pasaje del primer reactor al segundo se realiza por rebalse.

El proceso es continuo, vale decir que continuamente se alimenta materia prima; corte C₃ y ácido sulfúrico 75%.

Ecuaciones de diseño.-

Hemos considerado una reacción homogénea en fase líquida siendo llevada en forma continua en un sistema de recipiente de reacción conectadas en serie, de tal manera que el efluente del primer reactor es la alimentación del segundo tal como se ilustra esquemáticamente en el esquema 1. Cada reactor está equipado con un agitador el cual provee esencialmente una mezcla homogénea, para mantener la concentración de los reactantes uniforme a través de cada reactor. El efluente de algún reactor, entonces, tiene la misma composición como el contenido de ese reactor. Un balance material a través de los n reactores en el sistema, con respecto a un reactante, bajo condi-

ciones de un estado estable, resulta en la siguiente ecuación general de diseño aplicable a alguna reacción.

$$C_{(n-1)}F_{(n-1)} = C_n F_n - \left(\frac{dc}{dt} \right)_n V_n \quad (1)$$

donde:

$C_{(n-1)}$ = concentración molar del reactante en el (n-1) reactor.

C_n = concentración molar del reactante en el enésimo reactor.

$-\left(\frac{dc}{dt} \right)_n$ = velocidad de reacción de este reactante en el enésimo reactor en moles por unidad de volumen y por unidad de tiempo.

F_{n-1} = Velocidad del efluente volumétrico del (n-1) reactor.

F_n = velocidad del efluente volumétrico del enésimo reactor

V_n = Volumen ocupado por el medio de reacción del n reactor.

La ecuación (1), puede ser escrita de la siguiente forma:

$$\frac{C_{n-1}}{C_n} \cdot \frac{F_{n-1}}{F_n} = 1 - \left(\frac{dc}{dt} \right)_n \frac{\theta_n}{C_n} \quad (2)$$

donde: $\theta_n = \frac{V_n}{F_n}$ = tiempo de residencia nominal en el enésimo reactor.

0, desde que la velocidad del flujo volumétrico es inversamente proporcional a la densidad de la corriente, entonces:

$$\frac{C_{n-1}}{C_n} \cdot \frac{F_n}{F_{n-1}} = 1 - \left(\frac{dc}{dt} \right)_n \frac{\theta_n}{C_n} \quad (3)$$

Para usar la ecuación (2) ó (3) para los cálculos de diseño, la relación entre la densidad y la concentración deben por supuesto, ser conocidas para la composición particular de la alimentación a ser usada. Afortunadamente, es el caso general con las reacciones en fase líquida que los cambios de densidad que ocurren son relativamente pequeños, y cuando es esta condición existe la velocidad volumétrica del producto, F , puede ser tomada la misma en todo el sistema e igual a la velocidad de la alimentación para el primer reactor. Las ecuaciones (2) y (3) entonces vienen a ser:

$$\frac{C_{n-1}}{C_n} = 1 - \left(\frac{dc}{dt} \right)_n \frac{\theta_n}{C_n} \quad (4)$$

Para obtener la ecuación de diseño se sustituye la velocidad de reacción, $-\left(\frac{dc}{dt} \right)_n$, expresada como una función de las concentraciones del reactante para el tipo particular de la reacción en cuestión, en la ecuación (4) que es la ecuación general de balance de materia. Así mismo obtenemos la ecuación de diseño por sustitución de la velocidad de reacción en las ecuaciones (2) y (3).

Aplicación de la Ecuación de diseño para n reactores en serie.-

Si el tiempo de residencia θ_n , y la constante de velocidad de reacción K , varía de un reactor al próximo, en un sistema de 2 ó más recipientes operando en serie, entonces la aplicación de la ecuación de diseño debe ser conducida etapa

por etapa. Sin embargo en la práctica las constantes de velocidad de reacción es la misma en todo el sistema, y todos los reactores son de, la misma medida, tal que, bajo las condiciones de la ecuación (4), de cambio de densidad negligible en el medio reactante, el tiempo de resistencia es el mismo en cada uno de los reactores, ejm. $\theta_1 = \theta_2 = \dots = \theta_n = \theta$.

Para las reacciones complejas, las cuales comprenden varias reacciones simultáneas, reversibles, o reacciones consecutivas pueden ser tratadas de la misma manera si los mecanismos y las constantes de velocidad son conocidas para estas reacciones individuales, las cuales determinan la velocidad total.

Para determinar la velocidad de reacción de la síntesis de IPA encontramos las concentraciones de la entrada y salida de los reactores. Para este último utilizamos un método analítico, para determinar los productos químicos presentes en el extracto o fase inferior, que se describe a continuación:

El sulfato monoisopropilo y el H_2SO_4 son titulados con $NaOH$ a la temperatura ambiente, usando fenoltaleína como indicador.



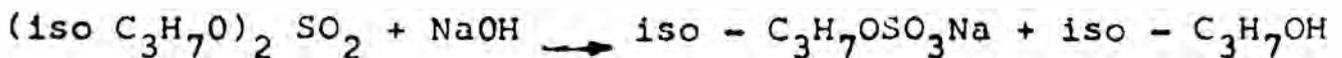
La solución obtenida al final de la titulación es sometida a una nueva titulación en una solución acuosa de cloruro de bario.

Tan pronto como el sulfato de sodio está presente en la solución el ión bario precipita.



La sal de bario del sulfato monoisopropilo disociada casi completamente que el ión bario empieza a estar en la solución cuando todo el sulfato de sodio es consumido. El ión bario es detectado por el cambio de color del sodio presente en el sistema de titulación. La combinación de los 2 procedimientos de titulación determina la cantidad de sulfato monoisopropilo y ácido sulfúrico libre. A la temperatura ambiente el sulfato de diisopropilo no reaccionará con el NaOH.

El sulfato de diisopropilo es hidrolizado a sulfato monoisopropilo de sodio y alcohol isopropílico en una solución alcalina caliente (1N; NaOH; 100°C).



La cantidad de NaOH consumido es equivalente a la del sulfato de diisopropilo presente.

Los resultados obtenidos para nuestro diseño, en base al balance de masa y el método analítico anteriormente descrito, se muestran en las siguientes tablas.

TABLA Nº 4.1

ENTRADA AL PRIMER REACTOR

$$F = 5.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

Reactantes	W (kg/h)	M	n	$\left(\frac{\text{mol-kq}}{\text{h}}\right)$	C	$\left(\frac{\text{mol-kq}}{\text{m}^3}\right)$
C ₃	1312	42		31,24		5,29
C ₃ y restos	708	44		16,04		2,72
H ₂ SO ₄	2355	98		24,03		4,07
H ₂ O	785	18		43,61		7,39

TABLA Nº 4.2

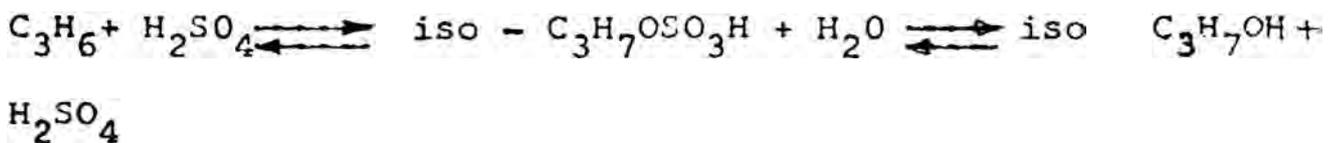
SALIDA DEL SEGUNDO REACTOR

$$F = 5.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

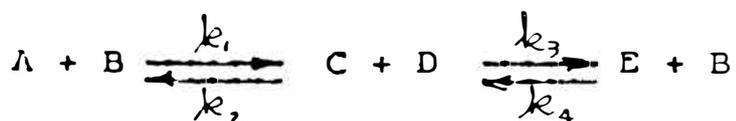
PRODUCTOS	W (Kg/h)	M	n	$\left(\frac{\text{mol-kq}}{\text{h}}\right)$	C	$\left(\frac{\text{mol-kq}}{\text{m}^3}\right)$
IPA	1044,0	60		17,40		2,95
Sulfato Monoisopropilo	1064,0	140		7,60		1,28
ETER	67,0	102		0,66		0,11
Sulfato Diisopropilo	78,0	182		0,43		0,07
H ₂ SO ₄	1567,0	98		16,00		2,71
H ₂ O	461,0	18		25,61		4,52
nC ₃	26,0	n(42)		-----		-----
C ₃	145,0	42		3,45		0,58
C ₃ y otros	708,0	44		16,04		2,72
	5160,0					

El IPA, y no los sulfatos, es el principal producto en el extracto, contrario al concepto generalmente aceptado, ya que una gran porción de propileno en la etapa de absorción es ya convertido en IPA, tal como se muestra en la tabla (4.2), antes de la etapa de hidrólisis.

Una nueva investigación ha revelado que la distribución de los productos es principalmente determinada por la relación de equilibrio entre el IPA, sulfato monoisopropilo, ácido sulfúrico y agua.



Estas reacciones son de la forma:



Asumiendo reacciones elementales, la velocidad de reacción esta expresada por :

$$\frac{dC_c}{dt} = k_1 c_a c_b - k_2 c_c - k_3 c_c c_d + k_4 c_e c_b$$

$$-\frac{dC_a}{dt} = + \frac{dC_c}{dt} = + k_1 c_a c_b - k_2 c_c - k_3 c_c c_d + k_4 c_e c_b$$

Las constantes de velocidad de reacción k_1, k_2, k_3 y k_4 son difíciles de determinar, se deben hallar experimentalmente para cada caso, por consiguiente, la velocidad de reacción no ha sido determinada; de igual manera el tiempo de residencia, ya que ambos están relacionados mediante la ecuación (4).

Luego para determinar el tiempo de residencia encontramos el volumen del reactor en base al volumen del reactor de la síntesis de IPA de la planta de Carboclor utilizando el método escalar.

Planta "CARBOCLOR"

Alimentación	(F)	6,5 m ³ /h	
Volumen del Reactor	(Vr)	5,3 m ³	
Volumen de la Mezcla			
Reactante	(Vm)	4,875 m ³	----- (92% Vr)

Planta de Estudio

Alimentación	(F)	5,9 m ³ /h	
Volumen del Reactor		4,8 m ³	
Volumen de la Mezcla			
Reactante	(Vm)	4,425 m ³	

CALCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA.-

$$\theta = \frac{V_m}{F}$$

$$\theta = \frac{4,425 \text{ m}^3}{5,9 \text{ m}^3/\text{h}}$$

$$\theta = 0,75 \text{ hrs.}$$

DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS DEL REACTOR.-

Para determinar las dimensiones del reactor consideramos la altura del tanque igual a 1,5 veces el diámetro del mismo, en base a las recomendaciones de la Rheinpreussen para este tipo de reactores.

Conociendo el volumen del reactor, tenemos que: (Ver apéndice (I)).

$$D_i = 1,7784 \text{ m}$$

$$H = 2,6676 \text{ m}$$

Estos reactores son recipientes de hierro recubiertos de fundición de plomo (5 mm de espesor). Trabajan a una presión de 22 a 25 kg/cm².

Poseen un agitador de tipo "hélice", que gira a 400-500 rpm. La hélice y el eje del agitador son emplomados. La agitación es muy importante ya que produce un mayor contacto "intermolecular". Para eliminar los remolinos, se emplean anillos difusores, en lugar de placas deflectoras.

Para realizar la reacción son necesarias: temperatura, agitación y tiempo de reacción.

La temperatura en el reactor es de fundamental importancia para la no formación de productos secundarios (éter, polímero).

La temperatura se controla mediante una camisa de refrigeración que posee el reactor realizándose además un enfriamiento por evaporación. Esto es condensar los vapores de la reacción que se desprenden mediante un refrigerante exterior

y volverlos fríos al reactor. La temperatura a mantenerse es de 50 - 55 °C.

Además posee un serpentín alrededor del eje del agitador que sirve para controlar la temperatura y obtener un mejor - mezclado.

Para mantener el cierre del reactor se utiliza un sello mecánico doble que emplea agua desmineralizada a 25 atm.

AGITADOR.-

La relación de forma entre el diámetro del tanque y de la hélice es 2,54, de donde:

$$D_r = 1,7784/2,54 = 0,70 \text{ m.}$$

La relación de forma entre la altura de la hélice sobre el fondo del tanque (E) y el diámetro de la hélice es igual a 1; de donde:

$$E = D_r = 0,70 \text{ m.}$$

La relación de forma entre la altura del anillo difusor (J) y diámetro de la hélice es igual a 0.30 m.; de donde:

$$\frac{J}{0,70} = 0,3 \longrightarrow J = 0,21 \text{ m.}$$

4.2. DISEÑO DE LOS CONDENSADORES DE GAS DE LOS REACTORES (4)

(24) (25) (26)

Los gases que salen del reactor están en su punto de rocío (60°C; 22 kg/cm²). (Ver apéndice III). Para determinar la temperatura de salida del agua aplicamos el balance térmico.

$$\lambda_g m_g = M_w C_p w \Delta t_w = Q$$

DATOS:

	M (#/hr)	Cp ($\frac{\text{Btu}}{\# \text{ } ^\circ\text{F}}$)	λ ($\frac{\text{Btu}}{\#}$)	t ₁ (°F)	t ₂ (°F)
AGUA (w)	13200	0,99978	-----	60	X
GAS (g)	1760	-----	111,5	140	140

$$\lambda_g m_g = Q$$

$$(111,5) (1760) = 196240 \text{ Btu/hr}$$

$$M_w C_p w \Delta t_w = 196240$$

$$\Delta t_w = \frac{196240}{13200 \times 0,99978}$$

$$\Delta t_w = 15^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 75^\circ\text{F}$$

Debido a la localización del condensador vertical de un sólo paso se supone que se usan tubos de 5,25' de largo. Los tubos son de 1,5" DE; 8 BNG, arreglados en un espaciado cuadrado de 1 ⁷/₈" .

CONDENSADOR:

CORAZA

DI = 26"

Espacio de los Defl. = 6"

Pasos = 1

TUBOS

Número y longitud = 94; 5,25'

DE, BWE, paso = 1,5" 8BWG,

1 7/8" en cuadrado

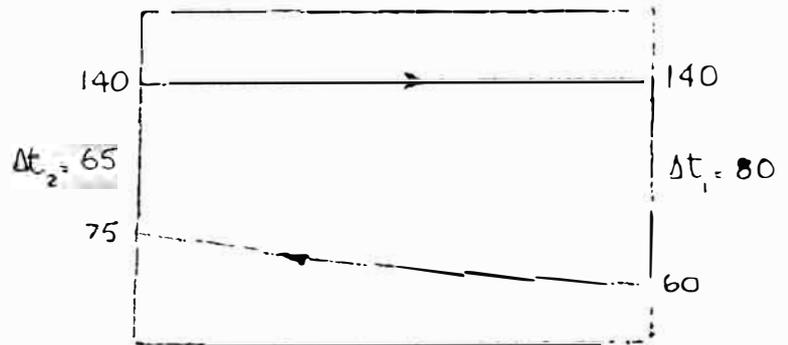
$$\Delta t : \text{LMTD} = \frac{80 - 65}{2,3 \log \frac{80}{65}}$$

Pasos = 1

$$\text{LMTD} = 72,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluido Frío = Coraza, agua

$$\text{Flujo Másico} = G_s = \frac{W}{a_s}$$



$$\text{Area de Flujo Interno} = a_s = \frac{DI \cdot C' \cdot B}{144 P_t} ; \text{ donde:}$$

DI = Diámetro interno de la coraza : 26"

C' = Sección libre entre tubos : 3/8"

B = Espaciado de los deflectores : 6"

P_t = Espaciado de los tubos : 1 7/8"

$$a_s = \frac{26 \times 0,375 \times 6}{144 \times 1,875}$$

$$a_s = 0,217 \text{ ft}^2$$

reemplazando en G_s :

$$G_s = \frac{13200 \text{ \#/hr}}{0,217 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 61000 \frac{\text{\#}}{\text{hr ft}^2}$$

Diámetro interno de la carcaza, $D_s = 2,17 \text{ ft}$

Diámetro equivalente (fig.28, Kern); $D_e = 0,123 \text{ ft}$

Gravedad específica, $S = 1$

Razón de Viscosidad, $\phi_s = 1$

$$\mu_{67,5^\circ\text{F}} = 2,56 \text{ \#/ft hr}$$

Cálculo del factor de Fricción, f .-

$$R_e = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,123 \times 61000}{2,56}$$

$$R_e = 2900$$

Con el N° de Reynolds hallamos en la figura 29,

Kern : $f = 0,00265 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Factor para la transferencia de calor, $J_H = 28,5$ (gráfico 28 Kern)

Conductividad térmica, $k(67,5^\circ\text{F}) = 0,35 \frac{\text{Stu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})}$

(tabla 4 Kern)

$$h_o = J_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{cu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_o = \frac{(28,5)(0,35)}{(0,123)} \left(\frac{1 \times 2,56}{0,35} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 156,5 \frac{\text{Btu}}{\text{hrft}^2 \text{ } \circ\text{F}}$$

FLUIDO CALIENTE : tubos, propano + propileno

Suponiendo $h_{io} = 220$

$$t_w = t_a + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_v - t_a)$$

$$t_w = 67,5 + \frac{220}{220 + 156,5} (140 - 67,5)$$

$$t_w = 109,5 \text{ } \circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{t_v + t_a}{2} = \frac{140 + 109,5}{2} = 125 \text{ } \circ\text{F}$$

$$\mu_f = 0,0800 \times 2,42 = 0,1936 \frac{\text{#}}{\text{ft hr}}$$

$$k_f = 0,055 \frac{\text{Btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2) \text{ } \circ\text{F}/\text{ft}}$$

$$S_f = 0,452$$

$$\rho_f = 0,452 \times 62,5 = 28,25 \text{ #}/\text{ft}^3$$

$$DI = 1,17 \text{ in} = 0,097 \text{ ft}$$

$$G' = \frac{W}{\pi N_t DI} = \frac{1760}{3,14 \times 94 \times 0,097}$$

$$G' = 61,5 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$Re_t = \frac{4 G'}{\mu_f} = \frac{4 \times 61,5}{0,1936} = 1270$$

La película estará en flujo viscoso

$$h \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3} \rho t^2 g \right)^{1/3} = 0,18 \quad (\text{Fig. 12,2 Kern})$$

$$h_i = \bar{h} = 0,18 \left(\frac{k_f^3 \rho t^2 g}{\mu_f^2} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 0,18 \left[\frac{(0,055)^3 (28,25)^2 (1,17 \times 10^8)}{(0,1936)^2} \right]^{1/3}$$

$$h_i = 0,18 \times 1,140 \times 10^3$$

$$h_i = 205,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } \circ\text{F}}$$

$$h_{i0} = 205,2 \frac{DI}{DO} = 205,2 \times \frac{1,17}{1,50}$$

$$\bar{h}_{i0} = 160 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Basado en $\bar{h}_{i0} = 160$ en lugar de la supuesta 220 un nuevo valor de t_w y t_f puede ser obtenido para dar un valor más exacto de \bar{h}_{i0} basado en las propiedades del fluido a valor de t_f más correcto. Esto no es necesario en nuestro caso ya que las propiedades del condensado no cambiarán de una forma radical.

Coeficiente total limpio U_c :

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{160 \times 156,5}{160 + 156,5}$$

$$U_c = 79,1 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coeficiente total de diseño U_D :

$$\text{Sup. total} = 94 \times 5,25 \times 0,3925$$

$$\text{Sup. Total} = 194 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta t}$$

$$U_D = \frac{196240}{194 \times 72,5}$$

$$U_D = 14 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Factor de Obstrucción, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{79,1 - 14}{79,1 \times 14} = \frac{65,1}{1107,4}$$

$$R_d = 0,0587$$

Se notará que se obtiene un factor de obstrucción $R_d = 0,0587$ aún cuando solamente se requieran $R_d = 0,041$ para lograr un período de mantenimiento razonable (Tabla 12, Kern).

CÁLCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN EL LADO DE LA CARCAZA.-

La pérdida de carga está dada por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_S = \frac{144 f G_S^2 D_S (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e S \phi_S} \text{ #/in}^2$$

Nº de CRUCES: $N + 1 = \frac{\text{long del tubo}}{\text{espaciado de los Deft.}}$

$$N + 1 = \frac{63''}{6''}$$

$$N + 1 = 10$$

$N = 9$ deflectores

$$\Delta P_S = \frac{144 \times 0,00265 \times (61000)^2 (2,17) \times 10}{5,22 \times 10^{10} \times 0,123 \times 1 \times 1}$$

$$\Delta P_S = 4,78 \text{ #/in}^2$$

La caída de presión no se ha excedido a los valores dados en la tabla 8, Kern, por lo tanto el condensador es satisfactorio para el servicio.

La caída de presión en el lado de los tubos no se ha calculado por ser negligible, ya que los gases circulan por la presión del reactor.

Como los gases que se condensan son propano y propileno no reaccionado estos cálculos son válidos para los 2 condensadores (3 y 4).

4.3 EVAPORADOR A PRESION (16) (25) (27)

Se utiliza para neutralizar los gases provenientes de la fase superior del separador, para luego, condensados y enfriados, sean devueltos a Refinería.

Este evaporador así como el separador y los tanques 6, 7, y 8 son de hierro y emplomado. El evaporador inertizado inicialmente, se llena con una solución de NaOH al 8% hasta 60-70 cm. de altura del tanque. Esta solución se mantiene a una temperatura de 110- 120 °C mediante una camisa de vapor de agua de 2,5 Kg/cm². El gas entra al evaporador en 3 tuberías de 1" agujereadas en la parte baja y burbujea en la solución de hidróxido de sodio.

Para determinar la capacidad del evaporador a Presión escalamos a partir del evaporador de la planta modelo (Carbo-clor), ya que es sólo función del flujo de entrada. Si para

un flujo de $1,65 \text{ m}^3/\text{hr}$ se utiliza una capacidad de 11 m^3 . Para $1,5 \text{ m}^3/\text{hr}$, la capacidad será de 10 m^3 .

El evaporador es un tanque horizontal con cabezas elípticas. La relación de sus dimensiones es: $\frac{L}{D} = 3,5$

El volumen va a estar dado : $V = \frac{\pi D^2}{4} L + 2 v'$

donde v' = volumen del cabezal elíptico (20)

$$v' = 0,000565 D^3$$

Entonces :

$$D = 1,5 \text{ m.}$$

$$L = 5,25 \text{ m.}$$

Si la altura del NaOH, contenido en el evaporador, alcanza una altura de $0,70 \text{ m.}$; el volumen correspondiente es de $4,542 \text{ m}^3$, obtenido de (27)*. La alimentación al evaporador es el gas residual de la capa superior del separador (Ver balance de masa).

* (Ver apéndice IV-A y IV-B)

BALANCE TERMICO.-

Para determinar el calor transferido por el vapor de agua ($3,5 \text{ Kg/cm}^2$) al gas residual, y mantener la temperatura en el evaporador ($110 - 120 \text{ }^\circ\text{C}$), tenemos:

$$m_v \lambda_v = m_g c_{p_g} \Delta t = Q$$

Datos:

	m (Kg/hr)	t_1 (°C)	t_2 (°C)	λ (138°C) (Kcal/kg)	C_p ($\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}$)
Vapor de agua: 2,5 Kg/cm ²	X	138	138	513,8	-----
Gas residual	772	45	115	-----	0,46

$$(772) (0,46) (115 - 45) = Q$$

$$Q = 24898 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Luego la cantidad de vapor utilizado será:

$$m \lambda = Q$$

$$m = \frac{24898 \text{ Kcal/hr}}{513,8 \text{ Kcal/kg}}$$

$$m = 48,50 \text{ Kg/hr}$$

En la parte superior del evaporador va una pequeña torre deflectora de las gotas de agua o NaOH que atrastra el gas.

4.4. TORRES DE Fe Si (SAFONIFICADOR) Y NEUTRALIZADOR.- (4) (16).

El éster concentrado de la capa inferior del separador 5 se descarga a través de un sifón en el recipiente de

éster concentrado 7, después de haber alcanzado en el separador el nivel fijado por el sifón (aproximadamente un 50% del nivel de vidrio).

Cuando se llena un 50% del recipiente 7 se deja alimentar a través de la regulación de nivel el recipiente 8 de éster concentrado, cuya presión se mantiene regulada a 4 - 5 - Kg/cm² y cuya composición es de 38% de Producto, 55% H₂SO₄ y 7% de agua. Este es impulsado del recipiente 8 al tubo mezclador por su mayor presión donde se mezcla con la cantidad de agua condensada necesaria para lograr una dilución de 25 á 25,5% de producto y 37% de H₂SO₄. La relación de mezcla de éster concentrado y agua elegida es regulado automáticamente.

Así para 4282 Kg/h de éster concentrado se requieren - 2093,4 Kg/h de agua (Ver balance de Materia).

La dilución es de por sí exotérmica por lo que debe vigilarse la temperatura de la dilución y la del agua de dilución, a fin de evitar que ésta se eleve demasiado. La temperatura de salida del éster diluido debe ser de 75 - 78 °C y se controla regulando la temperatura del agua de dilución (60-70°C) a través del intercambiador 12 según la temperatura de salida del éster diluido.

El tubo mezclador 13 es de hierro y está emplomado, posee una serie de medias lunas invertidas a un eje central a los efectos de conseguir un mejor mezclado.

El éster diluido pasa por el presaponificador 15 que es un tanque longitudinal cuyas dimensiones son similares al evaporador de presión ($V = 11 \text{ m}^3$).

El presaponificador posee una serie de tabiques para lograr un mejor contacto entre el éster diluido y el agua para producir la hidrólisis.

El presaponificador es de hierro y está emplomado, poseyendo además un recubrimiento de ladrillos refractarios (antiácidos).

En el extremo superior posee una pequeña torrecita 16 que sirve de lavado a los gases de disociación.

Se utiliza agua condensada fría, 100 a 300 lt/hr. una vez lavados pasan directamente a la columna de neutralización 18.

Una vez que el presaponificador 15 toma nivel se debe alimentar a la columna de Hidrólisis 17 (saponificadora).

BALANCE DE ENERGIA.-

El calor transferido en la torre de Fe Si está dado por:

$$F H_F + V H_V = D H_D + W H_W + \text{Pérdidas.}$$

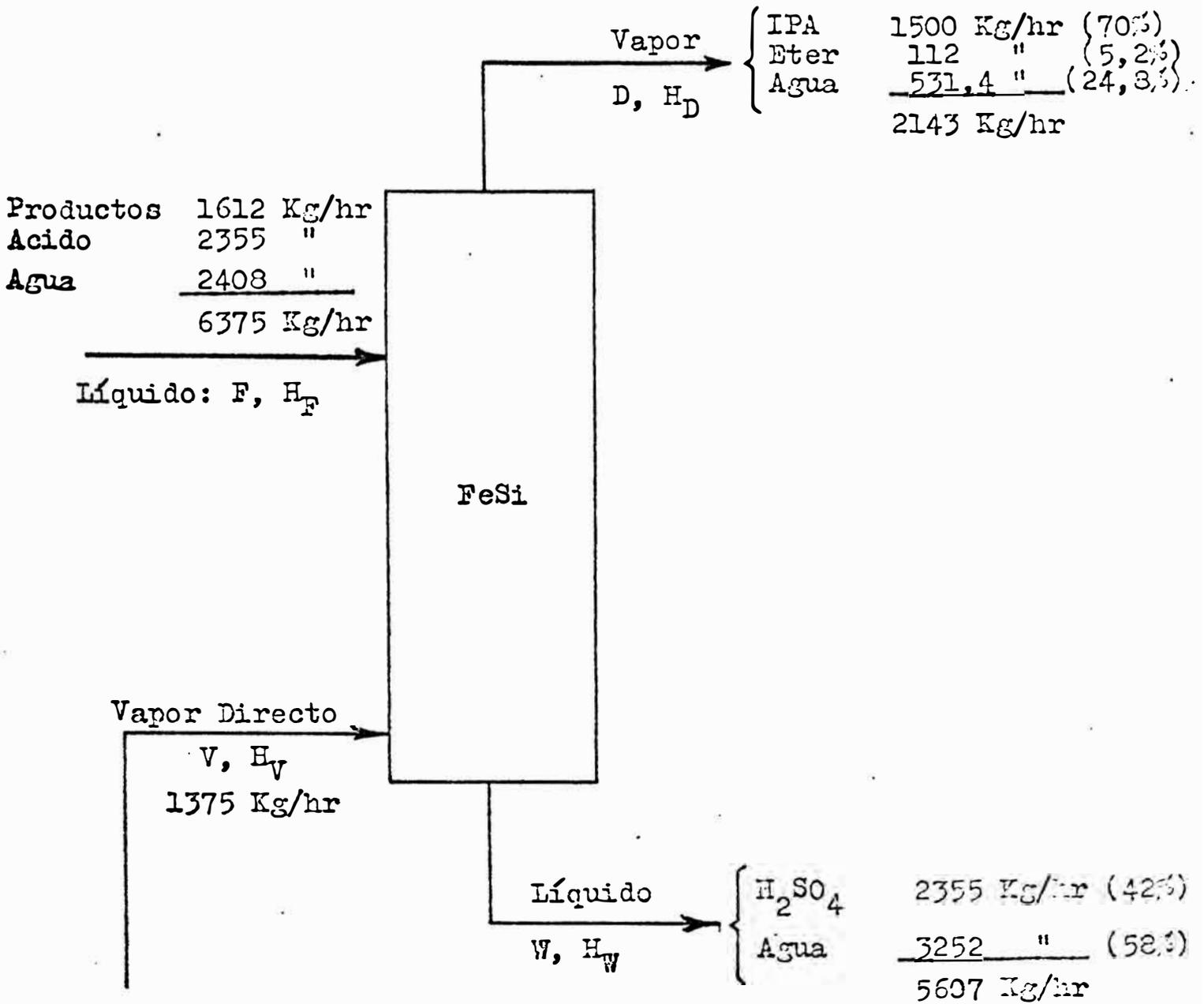
Temperatura de Referencia: $t_P = 77 \text{ }^\circ\text{C}$ (Temperatura a la que entra la alimentación a Fe Si).

ALIMENTACION: F (Fase líquida)

$F = 6375 \text{ Kg/hr}$	{	PRODUCTOS	1612	$(t_F = 77 \text{ } ^\circ\text{C})$
		ACIDO	2355	
		AGUA	2408	

$H_F = 0$

Ver esquema de la pag. sgte.



PRODUCTO DE CABEZA : D (Fase Vapor)

$$D = 2143 \text{ Kg/hr} \left\{ \begin{array}{ll} \text{PRODUCTOS} & 1612 \\ \text{AGUA} & 531 \end{array} \right. \quad (t_D = 100 \text{ } ^\circ\text{C})$$

Temperatura de ebullición de los productos = 82,4 °C

$$D \times H_D = 1612 \left[c_{p80^\circ\text{C}} (82,4 - 77) + \lambda (82,4^\circ\text{C}) + c_{p90^\circ\text{C}} (100 - 82,4) \right] \\ + 531 \left[H_{\text{vapor}} (100^\circ\text{C}) - H_{\text{agua}} (77^\circ\text{C}) \right]$$

Calores específicos
de los productos.

$$\left\{ \begin{array}{ll} \text{IPA} & 1500 \\ \text{ETER} & 112 \end{array} \right\}$$

$$\left\{ \begin{array}{ll} c_{p(80^\circ\text{C})} = 0,752 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \times ^\circ\text{C}} \\ c_{p(90^\circ\text{C})} = 0,783 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \times ^\circ\text{C}} \\ \lambda (82,4^\circ\text{C}) = 160 \text{ Kcal/Kg.} \end{array} \right.$$

$$D \times H_D = 1612 \left[0,752 (5,4) + 160 + 0,783 \times (17,6) \right] + 531 (648,62 - 76,62).$$

$$D \times H_D = 1612 (178) + 531 \times (572)$$

$$D \times H_D = 286936 + 303732$$

$$D \times H_D = 590668 \text{ Kcal/h}$$

PRODUCTO DE FONDO: (W) Fase Líquida.

$$W = 5607 \text{ Kg/hr} \begin{cases} \text{ACIDO} & 2355 \\ \text{AGUA} & 3252 \end{cases} \quad (t_W = 120 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$W \times H_W = 2355 \left[H_{\text{acido}}(120^\circ\text{C}) - H_{\text{acido}}(77^\circ\text{C}) \right] + 3252 \left[H_{\text{agua}}(120^\circ\text{C}) - H_{\text{agua}}(77^\circ\text{C}) \right]$$

$$W \times H_W = 2355 \times 20,8 + 3252 \times 43,66$$

$$W \times H_W = 48984 + 141982,32$$

$$W \times H_W = 190966,32 \text{ Kcal/h}$$

Reemplazando en la Ecuación de Energía :

$$0 + V H_V = 590668 + 190966,32 + \text{Pérdidas}$$

$$V H_V = 781634,32 + \text{Pérdidas}$$

- Sabemos que el vapor que entra por el fondo de la Fe^S_i es vapor de baja de 3,5 atm. absolutas que equivale a 137 °C.

De las tablas de (4), teniendo como referencia la temperatura de entrada, $t_F = 77^\circ\text{C}$

$$V H_V = V \left[H_{\text{vapor}}(137^\circ\text{C}) - H_{\text{agua}}(77^\circ\text{C}) \right] =$$

$$1375 (652,2 - 76,62) = 791422,50 \text{ Kcal/hr}$$

Como se ve, hay una diferencia entre el calor de entrada - del vapor y el calor consumido por los productos de cabeza y fondo.

$$\text{Pérdidas} = 791422,50 - 781634,32 = 9788,18 \text{ Kcal/hr}$$

Son las pérdidas en el medio ambiente, no obstante que la torre está aislada.

CARACTERÍSTICAS Y DIMENSIONES.-

En la columna hidrolizadora ó Saponificadora se termina la hidrólisis del éster diluido bajo la acción de vapor, incrementando así la presión de vapor del alcohol isopropílico debido a la destrucción de la interacción intermolecular con el H_2SO_4 y aumentando el rendimiento de IPA generado.

Para la mejor separación del producto y el ácido sulfúrico diluido esta columna consta de 10 platos con copas de burbujeo, determinados experimentalmente. Esta columna es de una fundición de Fe Si (85% de hierro y 15% de Silicio). Se utiliza este material por el estado altamente corrosivo - del ácido (diluido al 42% y a 120 °C).

El diámetro de la columna varía de 1,30 a 1,50 m. y una altura de 11 a 12 m.

Esta torre de Fe Si es extremadamente frágil por lo que debe tenerse sumo cuidado en su calentamiento, ya que variaciones bruscas o locales de temperatura producirían su requiebrajamiento. Esta torre se calienta a razón de 1 a 2 °C p/hor

Se usan 2 columnas de $F_e S_i$, mientras una está en servicio la otra está siendo lavada con soda, debido a que durante su funcionamiento se forman gomas (polímeros) y residuos sólidos que producen taponamientos en dichas columnas, este lavado se realiza cada 6 semanas.

TORRE NEUTRALIZADORA.-

Los vapores de alcohol que salen de la columna de $F_e S_i$, van a neutralizadora, aquí se neutralizan las porciones de ácido que lleva el alcohol, estas columnas tienen un nivel de soda donde el alcohol burbujea dentro de la masa alcalina, el nivel de soda se mantiene a través de un sifón, igualado a la columna. La temperatura de la columna no debe sobrepasar los 92 - 93 °C, pues de lo contrario se formaría espuma que tiene por efecto un arrastre de soda por el alcohol crudo. - Esto nos produce disturbios en la destilación. La soda 5-7% de la columna debe ser renovada al llegar al 2%.

El gas de disociación que va a la torre neutralizadora, conjuntamente con los vapores de alcohol que vienen de la torre saponificadora ($F_e S_i$) se lavan con lejía que los neutraliza, y de allí van al grupo de intercambiadores de alcohol crudo.

CARACTERISTICAS Y DIMENSIONES.-

La torre neutralizadora posee cuatro platos con copas de burbujeo, dos en su parte superior y dos en la parte más

ancha, a los efectos de lograr un mayor contacto y separación de la soda del alcohol.

Es una torre de Fierro, que tiene un diámetro de 1.16 - 1.20 m. y una altura de 10 m.

4.5..CONDENSADOR (4) (16) (24) (26)

Se dispone de un condensador horizontal 1-2 de flujo dividido cuyas características son las siguientes:

CORAZA (IPA al 70%)		TUBOS (AGUA)	
DI	= X	Longitud	= 8 pies
		Número	= X
		DE, BWG, paso	= 3/4 pulg.
			16 BWG, -
			triangular
			15/16 pulg
Pasos	= 1	Pasos	= 2

BALANCE DE CALOR.-

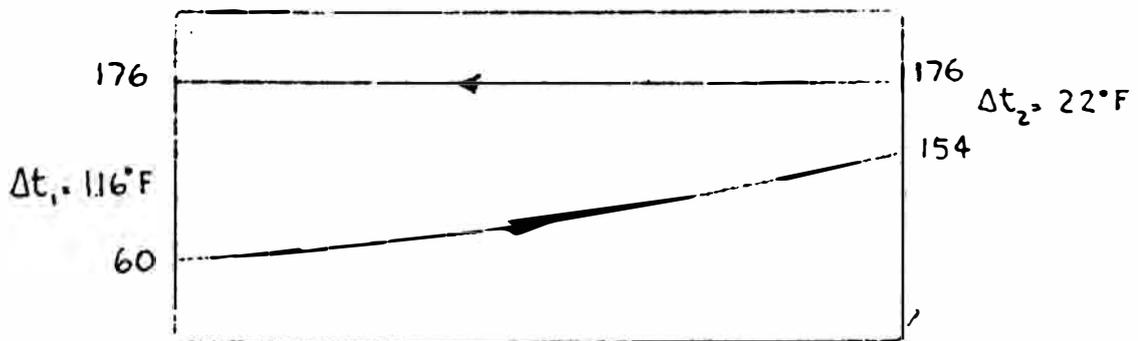
	W (#/hr)	$C_p \left(\frac{\text{Btu}}{\# \text{ } ^\circ\text{F}} \right)$	$\lambda (176^\circ\text{C}) \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \right)$	$t_1 (^\circ\text{F})$	$t_2 (^\circ\text{F})$
AGUA	12540	0,99876	-----	60	X
IPA (70%)	4714,6	-----	250	176	176

$$Q = \lambda \times W_{IPA} = C_p W_{agua} (X - 60)$$

$$Q = 250 \times 4714,6 = 1'178650 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

$$1'178650 = 0,99876 \times 12540 (X - 60)$$

$$X = 154 \text{ } ^\circ\text{F}$$



$$\Delta t = \text{LMTD} = 56 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El intercambiador (condensador) está en contracorriente verdadera, puesto que el fluido del lado de la coraza es isotérmico.

T_c y t_c : La influencia de la temperatura de la pared del tubo se incluye en el coeficiente de película de condensación.

La media $t_a = 107 \text{ } ^\circ\text{F}$ puede usarse para t_c .

Suponiendo un $U_d = 100$: Los coeficientes de la película de condensación generalmente varían de 150 a 300.

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t} = \frac{1'178650}{100 \times 56} = 210,47 \text{ pie}^2$$

$$\text{Número de tubos} = \frac{210,47}{8 \times 0,1963} = 134$$

Como son dos pasos para los tubos:

Del número de tubos (Tabla 9, Kern) : 134, 2 pasos, 3/4 pulg. D.E. en arreglo triangular de 15/16 pulg.

Cantidad más cercana: 114 tubos en una coraza de 13 1/4 pulg. D.I.

Coeficiente corregido U_d :

$$A = 114 \times 8 \times 0,1963$$

$$A = 179 \text{ pie}^2$$

$$U_d = \frac{1'178650}{179 \times 56} = 114$$

Fluido Frío : Tubos , Agua

$$\text{Area de flujo } a'_t = 0,302 \text{ pulg.}^2 \quad [\text{Tabla 10 (Kern)}]$$

$$a_t = N_t a'_t / 144n$$

$$a_t = \frac{144 \times 0,302}{144 \times 2}$$

$$a_t = 0,12 \text{ pie}^2$$

$$G_t = W/a_t$$

$$G_t = \frac{12540}{0,12}$$

$$G_t = 104500 \text{ lb/(hr) (pie}^2)$$

$$\text{Velocidad } V = G_t / 3600$$

$$= \frac{104500}{3600 \times 62,5} = 0,464 \text{ pie/seg.}$$

$$\Delta, \text{ } t_a = 107 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,67 \times 2,42 = 1,6214 \text{ lb/pie} \times \text{hr.}$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517 \text{ pies (Tabla 10) (Kern)}$$

$$R_{et} = DG_t/\mu \quad (\text{para caída de presión solamente})$$

$$= \frac{0,0517 \times 104500}{1,6214} = 3332$$

$$h_i = 250 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie}^2 \text{ } \circ\text{F}} \quad (\text{Fig. 17-11 de Nelson})$$

$$h_{i0} = h_i \times \text{ID/OD}$$

$$(1) \quad h_{i0} = 250 \times 0,62/0,75 = 207 \text{ BTU}/(\text{hr}) (\text{pie}^2) (\circ\text{F})$$

Fluido Caliente : Coraza (IPA al 70%)

Suponga máximo espaciado de los deflectores. Este será 32 1/2; 31; 32 1/2 pulg. igual a 96 pulg. ó 2 deflectores y 3 cruces para flujo de lado a lado.

$$a_s = \text{ID} \times \text{C'B}/144 \text{ PT}$$
$$= \frac{13,25 \times 0,1875 \times 31}{144 \times 0,937}$$

$$a_s = 0,571 \text{ pie}^2$$

$$G_s = W/a_s \quad (\text{para caída de presión solamente})$$

$$= \frac{4714,6}{0,571} = 8256,74 \frac{\text{lb}}{(\text{hr}) (\text{pie}^2)}$$

$$\text{Carga } G'' = W/L(N_t)^{2/3}$$
$$= \frac{4714,6}{8 \times (114)^{2/3}} = 25,1 \text{ (lb)/(h) (pie lin)}$$

$$\text{Suponga } \bar{h} = h_o = 500$$

$$D_e \quad (1) \quad h_{i0} = 207$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{i0} + h_o} (T_v - t_a)$$

$$t_w = 107 + \frac{500}{207 + 500} (176 - 107)$$

$$t_w = 107 + 49.0$$

$$t_w = 156,0 \text{ } \circ\text{F}$$

$$t_f = (176 + 156,0)/2 = 166,0 \text{ } \circ\text{F}$$

$$t_f = 166 \text{ } \circ\text{F}$$

$$K_f = 0,1824 \text{ BTU}/(\text{hr}) (\text{pie}^2) (\circ\text{F}/\text{pie})$$

$$S_f = 0,86$$

$$\mu_f = 0,554$$

De la figura 12,9 de Kern

$$\bar{h} = h_o = 580$$

Un nuevo cálculo de t_w no es necesario debido a que las propiedades del condensador no cambiarán de una forma radical.

Coeficiente total U_c limpio.

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{580 \times 207}{580 + 207} = 152,5 \text{ BTU}/\text{hr}(\text{pie}^2) (\circ\text{F})$$

Factor de obstrucción R_d : $U_D = 114$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{152,5 - 114}{152,5 \times 114}$$

$$R_d = 0,0022 \text{ (h)} (\text{pie}^2) (\circ\text{F}) / \text{BTU}$$

El factor de obstrucción requerido es de 0,0020 (tabla 12 Kern)

CAIDA DE PRESION.-

La caída de presión en el lado coraza es negligible por lo que no se ha calculado.

caida de Presión en los tubos

De (1) para $R_{e_t} = 3332$

$$f = 0,00037 \text{ pie}^2 / \text{pulg}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00037 \times (104500)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 1 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 3,58 \text{ lb/pulg}^2$$

La caída de presión por el cambio de dirección está dada por:

$$\Delta P_r = (4 n/s) (v^2 / 2 g') ; \frac{v^2}{2g'} = 0,0015$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2}{1} \times 0,0015 = 0,012 \text{ Lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 3,592 \text{ lb/pulg}^2$$

4.6. INTERCAMBIADOR (4) (16) (26)

Se dispone para este servicio de un intercambiador 1-2

CORAZA (IPA al 70%)

TUBOS (AGUA)

DI = 21 1/4 pulg

Número y Longitud = 188; 14 pies

Espaciado de los deflectores = 8 pulg.

DE, BWG, paso= 1 pulg, 16 BWG triangular de 1 1/4

PASOS = 1

PASOS = 2

BALANCE DE CALOR:

	W (#/hr)	$C_p = \left(\frac{\text{BTU}}{\# \text{ } ^\circ\text{F}} \right)$	t_1 ($^\circ\text{F}$)	t_2 ($^\circ\text{F}$)
AGUA	12 540	0,99912	60	X
IPA (70%)	4714,6	0,8184	176	86

$$4714,6 \times 0,8184 (176 - 86) = Q$$

$$Q = 347258,57 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$12540 \times 0,99912 (X - 60) = 347258,57$$

$$X = 88 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{176 - 86}{88 - 60}$$

$$S = \frac{88 - 60}{176 - 60}$$

$$R = \frac{90}{28}$$

$$S = \frac{28}{116}$$

$$R = 3,21$$

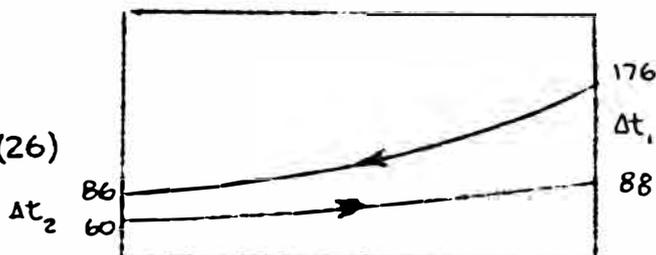
$$S = 0,241$$

$$\text{MLDT} = 51 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_T = 0,80 \text{ (fig 18)(26)}$$

$$\Delta t = F_T \times \text{MLDT}$$

$$\Delta t = 51,0 \times 0,80 = 40,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$



T_c y t_c . Las temperaturas promedio T_a y t_a de 131 y 74 $^\circ\text{F}$ serán satisfactorias.

Fluido Caliente: Coraza Alcohol isopropilico al 70% Wt.

$$a_s = DI \times C' B/144 P_T$$

$$a_s = \frac{21,25 \times 0,25 \times 8}{144 \times 1,25}$$

$$a_s = 0,295 \text{ pies}^2$$

$$G_s = w/a_s = 4714,6/0,295$$

$$G_s = 15981,7 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \times \text{pie}^2}$$

$$A, T_a = 131 \text{ } \circ\text{F}$$

$$\mu = 0,834 \times 2,42 = 2,01828 \text{ lb/pie} \times \text{hr (Fig.14 Kern)}$$

$$D_e = 0,72/12 = 0,06 \text{ pie}$$

$$R_{es} = D_e \times G_s / \mu = 0,06 \times 15981,7 / 2,02$$

$$R_{es} = 474,7$$

$$J_H = 10,5$$

$$A, T_a = 131 \text{ } \circ\text{F}$$

$$k = 0,090 \text{ BTU/hr} \times \text{pie}^2 \times (\text{ } \circ\text{F/pie})$$

$$(c \times \mu / k)^{1/3} = (0,895 \times 2,02 / 0,09)^{1/3} = 2,72$$

$$h_o = J_H \frac{k}{D_e} (c \times \mu / k)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o = 10,5 \times 0,09(2,72) / 0,06$$

$$h_o = 25,7 \text{ BTU / hr} \times \text{pie}^2 \times \text{ } \circ\text{F}$$

tubos, agua

$$a'_t = 0,594 \text{ pulg}^2$$

$$a_t = N_t \times a'_t / 144 \times n = 188 \times 0,594 / 144 \times 2$$

$$a_t = 0,387 \text{ pie}^2$$

$$G_t = w/a_t = 12540/0,387$$

$$G_t = 32403 \text{ lb / hr pie}^2$$

$$V = G_t / 3600\rho = 32403 / 3600 \times 62,5$$

$$V = 0,144 \text{ pies/seg}$$

$$; t_a = 74 \text{ } \circ\text{F}$$

$$\mu = 0,92 \times 2,42 = 2,2264 \text{ lb/pie} \times \text{hr}$$

$$D = 0,87 / 12 = 0,0724 \text{ pie (tabla 10, Kern)}$$

$$R_{et} = D G_t / \mu = 0,0724 \times 32403 / 2,2264$$

$$R_{et} = 1053,7$$

$$L / D = 14 / 0,0724 = 193$$

$$J_H = 3,4$$

$$c = 1,0 \text{ BTU / lb} \times \text{ } \circ\text{F}$$

$$k = 0,35 \text{ BTU / hr} \times \text{pie}^2 \text{ (} \circ\text{F / pie)}$$

$$(c\mu / k)^{2/3} = (1 \times 2,2264 / 0,35)^{2/3} = 1,85$$

$$h_i = J_H (K / D) (c\mu / k)^{1/3} \varnothing_t$$

$$h_i = 3,4 (0,35 / 0,0724)^{1/3} 1,85 = 30,4$$

$$h_{i_o} = h_i \times ID / OD = 30,4 \times 0,87 / 1$$

$$h_{i_o} = 26,4$$

Coefficiente total U_c :

$$U_c = h_{i_o} \times h_o / h_{i_o} + h_o = 26,4 \times 25,7 / 26,4 + 25,7$$

$$U_c = 13,05 \text{ BTU} / \text{hr} \times \text{pie}^2 \times \text{°F}$$

Coefficiente total de diseño U_D :

Superficie externa / pie = a''

$$a'' = 0,2618 \text{ pie}^2 / \text{pie} \text{ (tabla 10, Kern).}$$

$$A = 188 \times 14 \times 0,2618 = 689,0576 \text{ pie}^2$$

$$U_D = Q / A \Delta t = 347258,57 / 689 \times 40,8$$

$$U_D = 12,6 \text{ BTU} / \text{hr} \times \text{pie}^2 \times \text{°F}$$

$$R_d = U_c - U_D / U_c U_D = 13 - 12,6 / 13 \times 12,6$$

$$R_d = 0,00245 \text{ hr} \times \text{pie}^2 \times \text{°F} / \text{BTU}$$

El factor de obstrucción requerido es de 0,002 Tabla 12, Kern)

CAIDA DE PRESION.-

Caída de Presión en la Coraza

Para $Re_s = 474,7$; tenemos:

$$f = 0,0038 \text{ pie}^2 / \text{plg}^2 \text{ (fig.29, Kern)}$$

Nº de Cruces

$$N + 1 = 12 L/B = 12 \times 14 / 8 = 21$$

$$D_s = 21,25 / 12 = 1,77 \text{ pie}$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} x D_e s \phi_t}$$

$$s = 0,86 ; \phi_t = 1$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0038 (15981,7)^2 1,77 \times 21}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,86 \times 1}$$

$$\Delta P_s = 1,93 \text{ lb / pulg}^2$$

Caída de Presión en los tubos

para $Re_t = 1053,7$; tenemos:

$$f = 0,0005 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2 \quad (\text{fig.26, Kern})$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0005 (32403)^2 14 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0724 \times 1 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 0,562 \text{ lb / pulg}^2$$

$$(v^2 62,5) / (2 g' 144) = 0,001 \quad (\text{Fig.27, Kern})$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \frac{v^2}{2g'} \frac{62,5}{144} \quad (\text{lb / pulg}^2)$$

$$\Delta P_r = 4 \times 2 \times 0,001 / 1 = 0,008 \text{ lb / pulg}^2$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 0,562 + 0,008$$

$$\Delta P_T = 0,57 \text{ lb / pulg}^2$$

CAPITULO V : DESTILACION DEL ALCOHOL (16 (28)

5.1. PURIFICADOR DE ALCOHOLES POR DESTILACION

La purificación de alcoholes secundarios, como el alcohol isopropílico (IPA) requiere cuatro etapas de destilación:

- a) Separación de hidrocarburos y éteres
- b) Separación de la mayor parte del agua, obteniéndose el azeótropo binario alcohol-agua.
- c) Deshidratación por formación del azeótropo ternario benceno - alcohol - agua.
- d) Rectificación final.

La secuencia de estas operaciones se ve esquematizada en el esquema Nº 2

SEPARACION DE HIDROCARBUROS Y ETERES.

Ya que el IPA se obtiene a partir de propileno, usándose ácido sulfúrico como catalizador, los cortes crudos resultan saturados en gases como propano y propileno.

Conocemos que la esterificación de olefinas con ácido sulfúrico da en la etapa de hidrólisis como principal sub-producto los éteres, en este caso : diisopropiléter. Tanto los hidrocarburos como los éteres deben ser separados totalmente de los alcoholes, pues de lo contrario afectarán seriamente las propiedades organolépticas del producto final.

La separación de hidrocarburos y éteres -

resulta facilitada si se somete el alcohol crudo a una gran dilución con agua antes de destilarlo. El método se basa en que la gran dilución con agua produce un significativo aumento de la volatilidad relativa de los éteres e hidrocarburos, respecto de los alcoholes y el agua misma. Este aumento de volatilidad se debe fundamentalmente a que los éteres e hidrocarburos son muy insolubles en agua, sufriendo un aumento de fugacidad en presencia de ella.

Por otra parte los éteres forman con el agua y los alcoholes un azeótropo ternario de ebullición mínima.

Eter diisopropílico (IPE)	90,3%	(68,5 °C)
Alcohol isopropílico (IPA)	9,6%	(82,3 °C)
Agua	3,1%	(100 °C)
Punto de Ebullición		61,8 °C

Para lograr una adecuada concentración de éteres en la cabeza de la columna de destilación, se requiere relaciones de reflujo relativamente altas. En la purificación del IPA la composición típica de cabeza es la siguiente:

Eter diisopropílico (IPE)	30-35%
Alcohol isopropílico (IPA)	35-45%
Hidrocarburos (HHCC)	1-3%
Agua	5-10%
Otras impurezas	5-10%

Considerando la composición del azeótropo ternario IPE - IPA - Agua, esto demuestra que el destilado contiene - también una gran proporción del azeótropo binario IPA - Agua (87% IPA + 13% Agua).

El éter crudo así obtenido se procesa luego en un extractor en contracorriente con agua. En esta operación el agua actúa como agente extractor del alcohol, reciclándose - el agua alcohólica resultante al corte de crudo. Puede verse entonces que, cuanto más alcohol contiene el destilado, de - la columna separadora de éteres, tanto mayor resulta el reciclo de alcohol.

Como las operaciones de reciclaje resultan sumamente antieconómicas, se ha desarrollado un método de operación que las minimiza.

Experimentalmente se tiene que mezclando íntimamente un volumen de destilado con tres volúmenes de agua, se - formaba un sistema de dos fases, donde la fase superior contenía arriba de 70% de éter, mientras que la fase inferior contenía fundamentalmente alcohol acuoso y sólo vestigios de éter.

En base a este hecho se sometió al destilado a un lavado con tres volúmenes de agua, dejando que se separaren las fases en el tanque de reflujo. La fase superior muy rica en éteres, se hace rebalsar al extractor de éteres, mientras que la fase inferior, formada por alcohol acuoso prácticamente libre de éteres, se refluja a la columna. Se tienen las siguientes ventajas:

a) Toda la columna va a recibir la dilución con agua a partir del reflujo, de esta manera queda aumentada la volatilidad relativa del éter en todos los platos de la columna, resultando una separación mucho más efectiva. No se observó escapes de éter por cola, debido a que la sección rectificadora de la columna se ha transformado en sección de destilación extractiva.

b) Como el éter es separado en el tanque de reflujo, todo éter que haya salido por cabeza en el destilado, no vuelve más a la columna, lográndose así una concentración de éter mucho menor en toda la columna lo cual facilita enormemente su separación.

c) Como los tres volúmenes de agua que se agregan al tanque de reflujo por unidad de volumen destilado son reflujaos luego a la columna, la relación de reflujo definida como Kg. de reflujo/kg. de destilado, resulta tan grande que la eficiencia de separación de cada plato es aumentada significativamente.

d) El caudal de destilado necesario para la total separación del éter, resulta pequeño y esto hace que el vapor de cola que se necesite sea también pequeño.

Proceso de Deshidratación de Alcoholes.-

Es conocido que los alcoholes que forman con el agua un azeótropo binario de una sola fase homogénea, deben ser deshidratados por agregado de benceno para formar un

azeótropo ternario que al condensar se separa en dos fases.

El azeótropo ternario con benceno está dado:

COMPONENTES		AZEOTROPO			
Compuesto	T. eb.	Composic. en % peso			
		T. eb.	Vapor	F. Sup.	F. Inf.
C_6H_6	80.1 °C		72,0	77,5	0.5
IPA	82,3 °C	67,5°C	19,8	20,2	14,4
Agua	100 °C		8,2	2,3	85,1

Como se ve, la fase superior contiene fundamentalmente benceno, mientras que la inferior agua.

La fase superior se devuelve a la columna en forma de reflujo, restituyéndose así el benceno al sistema. La fase inferior generalmente se recicla al alcohol crudo.

En la práctica se deben destilar aproximadamente 15 Kg. de azeótropo ternario para eliminar 1 kg. de agua. Esto hace que la columna deshidratadora deba soportar una elevada carga por unidad de alcohol anhidro obtenido, por esta razón, la columna deshidratadora resulta la más grande de la línea.

Experimentalmente se tiene que mezclando el azeótropo binario IPA-agua con un volumen igual de benceno (fase superior del azeótropo ternario), resultaba un sistema heterogéneo de dos fases, separándose agua en la inferior. De esta manera se podía entonces separar por decantación el 50% del agua contenida en el azeótropo binario alcohol-

Agua, antes de alimentar la columna deshidratadora. La modificación consiste en desviar una parte de la corriente de benceno, que normalmente se usa en su totalidad como reflujo, hacia un tanque donde se mezcla con el azeótropo binario IPA (87%) - Agua (13%). Luego se separa la fase inferior que contiene 88% de agua y 13% de IPA, se alimenta a la columna la fase superior que contiene 48% de benceno, 44% de IPA y 8% de agua. Se obtiene las siguientes ventajas:

a) Al reducir a la mitad la cantidad de agua alimentada a la columna por unidad de alcohol procesado, se duplica automáticamente la capacidad de la misma, reduciéndose simultáneamente el consumo de vapor.

b) El hecho de que la columna reciba benceno en el plato de alimentación da una mayor estabilidad térmica a la misma evitándose tener que llevar el benceno a la zona adecuada de la columna con sucesivas modificaciones de calefacción y reflujo.

5.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El alcohol crudo proveniente de síntesis (65% IPA) es diluido al principio con agua fresca para que alcance una concentración de alcohol del 20%. Más tarde se realiza esta dilución con el agua de lavado de éter proveniente del extractor 209, con agua alcohólica condensada que proviene de la cola de la columna 216 y con la fase inferior que se forma en el separador de benceno 230; almacenados todos en el tanque 200. La dilución se lleva a cabo en el tubo mezclador

201. De aquí es bombeado pasando por el filtro 202, al intercambiador 115, elevando su temperatura de 20 °C a 30 °C para luego ingresar a la 203.

Columna Prepurificadora 203

La alimentación en esta columna se realiza en el plato 35, donde se separa el éter del alcohol crudo.

Cuando comienza a llenarse la cola de la columna 203 con el alcohol crudo al 20% se procede al suministro de vapor, de tal manera que la temperatura de la cola sea aproximadamente 92 °C. Los productos de cola, exentos de éter, son bombeados mediante la bomba 271 a la columna Predehidratadora 216.

Los vapores desprendidos en la cabeza de la columna 203 pasan al condensador 206 y refrigerantes 205 y 207 y se dirigen al tanque 208 que actúa como decantador.

La relación de reflujo se regula a mano de tal manera que la temperatura de la cabeza de la columna 203 sea aproximadamente de 72 °C.

Cuando el decantador 208 se haya llenado hasta un 60 - 70% se pone en marcha el extractor 209.

Tanto el destilado proveniente de la columna 203, principalmente éter isopropílico, como la parte que se extrae entre los platos 9 y 22 de la columna 216, principalmente aceites de fússel, contienen una cantidad apreciable de alcohol isopropílico. Siendo el éter isopropílico y los aceites de

fussel (alcoholes pesados) productos insolubles en agua, se aprovecha esta propiedad para extraer los 2 últimos en el extractor 209 mediante agua.

La temperatura del agua alcohólica que se alimenta en contracorriente al extractor 209, debe oscilar en 35 y 40 °C.

El procesamiento del éter y los aceites de fússel se llevan a cabo en los tanques 210 - 211 - 217, donde se separan del agua que han podido arrastrar por decantación.

Si el éter no cumple con las especificaciones de tener por lo menos un 96 a 97% de insolubles en agua, se lo envía al tanque 217 de aceites de fússel para ser reprocesado en el extractor 209.

Debe tenerse especial cuidado de que el agua alcohólica que se manda en contracorriente al extractor no tenga carácter alcalino (pH 10) pues en estas condiciones podrían formarse emulsiones que impidan la separación de fases.

Durante la destilación continua de la columna 203 deben observarse aproximadamente las siguientes condiciones:

Temperatura en la cabeza de la columna	72 °C
Temperatura de cola de la columna	92 °C
Presión en la cola de la columna	1.2 - 1.25 atms.

COLUMNA FREDESHIDR. T. DOR. 216.-

El alcohol isopropílico crudo 20% que proviene de la colada la columna prepurificadora 203 (libre de éter

isopropílico) se bombea mediante la bomba 271 al plato 19 ó 15 de la columna predeshidratadora 216.

Una vez alcanzado el nivel del líquido en la cola de la columna 216, se comienza con el suministro de vapor - tal que se logre una temperatura de 106°C en dicho lugar.

Si la columna 216 opera perfectamente, el líquido - que rebalsa en la cola debe estar libre de alcoholes. Es enviado el intercambiador 215 para precalentar el alcohol crudo 20% y ser bombeado al distribuidor de agua o al canal de desagüe según las necesidades.

En la cabeza de la columna predeshidratadora 216 se obtiene alcohol isopropílico azeótropo cuya composición es : 87% de IPA. y 13% de agua. El punto de ebullición constante a una atmósfera de presión absoluta es de 80.4°C. Este destilado va al conjunto de refrigerantes 218, 219, 220; pasando el condensado al tanque 221 que actúa como pulmón de reflujo.

La cantidad que se refluja debe ser el doble de la cantidad que se manda al pre-decantador 222 ó 223 que sirven como almacenamiento de alcohol isopropílico azeótropo binario.

Debe tenerse presente que el nivel en el tanque 221 debe ser mantenido en una altura de alrededor de 2 m. Existe para ello una alarma de nivel alto.

Cuando la columna 216 está en régimen y funciona normalmente, deben darse las siguientes condiciones:

Temp. de cabeza de columna	80 °C
Temp. de la cola de la columna	106 °C
Presión en la cola de la columna	1,2 á 1,3 atm.

En la columna 216 se van acumulando durante la destilación, cantidades variables de aceite de fússel en los platos 9 á 23. Estos aceites pueden ser polímeros ó alcoholes superiores. El caudal de los aceites de fússel que se envían al tanque 217 deben ser de 400 á 500 lt/hr, cuya composición es de 50 á 60 % IPA y 30-40% de agua. Esta mezcla es enviada luego desde el tanque 217 al extractor 209 mediante la bomba 261.

COLUMNA DE ABSOLUTACION 225.-

Aprovechando la propiedad del benceno de formar con el alcohol isopropílico y el agua una mezcla azeotrópica ternaria, se logra en la columna de absolutación 225 eliminar parte del agua del azeótropo binario alcohol-agua, formado en la cabeza de la columna 216.

La composición del azeótropo ternario es la siguiente:

19,8% de IPA

72 % de Benceno

8,2% de agua

Punto de ebullición de 65,7°C a presión atmosférica.

Antes de poner en marcha esta columna se llena con benceno la cámara menor del tanque 230; desde aquí se bombea el benceno mediante la bomba 274 a la cabeza de la columna 225, hasta que el benceno ocupa aproximadamente la mitad

en el nivel de la cola de dicha columna. Se pone a funcionar el calderín 224, debiéndose comenzar también con la alimentación del azeótropo binario a la columna 225 en el plato 46.

Por la cabeza de la columna destila el azeótropo ternario que es condensado en el grupo de refrigerantes 227, 228, 229 y pasa a la cámara mayor del decantador 230.

Luego de la condensación el azeótropo ternario forma 2 capas de la siguiente composición:

	CAPA SUPERIOR	CAPA INFERIOR
% en volumen	93,6	6,4
% en peso	92,8	7,2
Densidad 20/20	0,855	0,966
IPA % en peso	20,2	14,4
Benceno % en peso	77,5	0,5
Agua % en peso	2,3	85,1

Para lograr una mejor separación de fases, se agrega al tanque 230 en su cámara mayor 600lt/hr de agua alcohólica mediante la bomba 270. La capa inferior por tratarse de alcohol acuoso, se envía directamente al tanque 200.

La capa superior rebalsa pasando al compartimento menor del decantador 230.

En cuanto comienza a subir el nivel en el compartimiento menor, se comienza con el reflujo que es regulado por la temperatura observada en el plato 31 de 72°C a 73°C. Una

parte de este reflujo se mezcla con el azeótropo binario IPA-agua, de la alimentación que va del 221 al predecantador 222-223, alimentándose a la columna lo que pasa al 223 y lo del 222 se manda al tanque 200.

Cuando la columna 225 ha alcanzado su estado de régimen, debe darse las siguientes condiciones:

Temp. de cabeza	67°C
Temp. de cola	89°C
Presión en la cola de la columna	1,2 á 1,3 atm.

El nivel en la cola de la columna 225 debe ser aproximadamente 70 á 80 cm. El alcohol anhidro allí contenido es enviado luego a la columna separadora de livianos 232, habiéndose comprobado al producto libre de agua y benceno.

COLUMNA SEPARADORA DE LIVIANOS 232.-

En la columna 232 se sacan los últimos vestigios de componentes livianos, como ser benceno, agua, etc.

La alimentación en el plato 36 y así se empieza el llenado de la columna. En cuanto se observe la separación del líquido en el nivel de la cola de la columna 232, se comienza con la calefacción.

El comienzo de la destilación en la cabeza de la columna se reconoce en la mirilla que está ubicada encima del tanque 237.

Una vez que el nivel del líquido en la cola de la columna 232 sea superior al 50% se abre la válvula de descarg

ga y se conecta la bomba 237 para bombear el producto de cola a la columna separadora de pesados 240.

El producto de cabeza pasa por el conjunto de refrigerantes 234, 235 y 236 y de allí al tanque de 237 que actúa como pulmón de reflujo.

Cuando la columna está en régimen, debe observarse las siguientes condiciones:

El suministro de vapor debe ser tal que la parte que se manda al tanque 238 sea aproximadamente un 5% de la alimentación de la columna 232 y a su vez la quinta parte de lo que se refluja.

Temperatura de cabeza	82,5 °C á 83 °C
Temperatura de cola	85 °C á 86 °C
Presión en la cola	1,2 á 1,3 atm.

Una vez lleno el tanque 238 se pone en funcionamiento la bomba 278 y se bombea el alcohol a la playa de tanques, al tanque de IFA de segunda calidad.

COLUMNA SEPARADORA DE PESADOS 240.-

En esta se logra la separación de componentes pesados como son polímeros y alcoholes superiores, mediante la destilación de isopropanol. La alimentación es en el plato 19 y se inicia con el llenado de la columna. Cuando haya alcanzado una altura del 30% puede comenzarse con la calefacción mediante el calderín 239. El vapor se regula de tal manera que la temperatura de la cola de la columna sea de 86 á

87 °C, debiéndose destilar entonces por la cabeza de la columna, aproximadamente el 95% de la alimentación; pasándose por el conjunto de intercambiadores 243, 244 y 245, llegando al tanque 246 que actúa como pulmón de reflujo.

Cuando el tanque 245 haya alcanzado un nivel de 50 cm. se bombean 500 lt/hr de reflujo. Cuando el tanque 246 alcanza una altura de 2 mt. se abre la línea que conecta la bomba 279 con el tanque 247 ó 248, comenzándose así con la recolección del alcohol puro anhidro. El caudal del producto puro recolectado debe ser la cuarta parte del producto, debiéndose tener cuidado que el tanque 248 no suba demasiado su nivel.

El producto de cola de la columna 240 (5% de la alimentación) llega así al tanque 242 que es el depósito para alcohol con impurezas pesadas y es bombeado desde allí al tanque de I.P. de segunda calidad o reciclado para volver a ser reprocesado.

Cuando la columna 240 haya alcanzado su estado de régimen, deben establecerse las siguientes condiciones:

Temperatura de cabeza	82 a 83 °C
Temperatura de cola	86 a 87 °C
Presión de cola	1,2 a 1,3 atm.

El alcohol sale con 99,5 de pureza.

5.3. BALANCE DE MATERIA EN LAS COLUMNAS DE DESTILACION.-

COLUMNA PREPURIFICADORA 203.-

ALIMENTACION : 8143 Kg/hr { IPA crudo (70%): 2143 Kg/hr
Agua al mezclador = 6000 kg/hr

COMPOSICION.-

IPA	21,2 %
Fusel	0,11%
Eter	1,52%
Acetona	0,11%
Benceno	0,06%
Agua	77,0%

REFLUJO: 994 Kg/hr { $\frac{L}{D} = 7$

COMPOSICION.-

IPA	34,4 %
Eter	53,8%
Acetona	4,2 %
Benceno	2,3 %
Agua	5,3 %

PRODUCTO DE CABEZA: 1136 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA	34,4 %
Eter	53,8 %
Acetona	4,2 %
Benceno	2,3 %
Agua	5,3 %

VAPOR DIRECTO: 665 Kg/hr

PRODUCTO DE COLA: 8643 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA	19,2 %
Fusel	0,1 %
Agua	80,7 %

- COLUMNA. PREDESHIDRATADORA. 216.-

ALIMENTACION: 8643 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA	19,2 %
Fusel	0,1 %
Agua	80,7 %

REFLUJO: 3540 Kg/hr $\left\{ \frac{L}{D} = 2 \right.$

COMPOSICION.-

IPA	87,0 %
Agua	13,0 %

PRODUCTO DE CABEZA: 5310 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA	87,0 %
Agua	13,0 %

PRODUCTO DE COLA: 8630 Kg/hr (Aguas alcohólicas)

CORTE LATERAL: 193 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA	60,0 %
Agua	35,0 %
Fusel	5,0 %

VAPOR DIRECTO : 1950 Kg/hr

- COLUMNA ABSOLUTADORA 225.-

ALIMENTACION: 1770 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA 87,0%

Agua 13,0%

REFLUJO: 3510 Kg/hr $\left\{ \frac{L}{D} = 13 \right.$

COMPOSICION.-

IPA 20,2%

Benceno 77,0%

Agua 2,3%

PRODUCTO DE CABEZA: 3780 Kg/hr

COMPOSICION.-

IPA 19,8%

Benceno 72,0%

Agua 8,2 %

PRODUCTO DE COLA: 1500 Kg/hr (IPA casi puro)

- COLUMNA SEPARADORA DE LIVIANOS 232.-

ALIMENTACION: 1500 Kg/hr

REFLUJO: 375 Kg/hr $\left\{ \frac{L}{D} = 5 \right.$

PRODUCTO DE CABEZA: 450 Kg/hr

PRODUCTO DE COLA: 1425 Kg/hr

- COLUMNA SEPARADORA DE PESADOS 140.-

ALIMENTACION:	1425 Kg/hr
REFLUJO :	5400 Kg/hr
PRODUCTO DE CABEZA:	6750 Kg/hr
PRODUCTO DE COLA :	75 Kg/hr

De esta última columna se obtiene 1350 Kg/hr de IPA puro anhidro. De las columnas separadoras de livianos y pesados se obtiene 150 Kg/hr de IPA de Segunda Calidad; obteniéndose así los 1500 Kg/hr de IPA requeridos.

5.4. MEDIDAS A TOMAR PARA SUBSANAR POSIBLES FALLAS EN LA DESTILACION DE IPA.-

Durante el funcionamiento de la destilación de IPA puede ocurrir fundamentalmente dos clases de defectos:

- a.- Defectos de material que originan una parada para reparaciones.
- b.- Defectos en el proceso propiamente dicho, cuyas causas y modos de subsanarlos se mencionan a continuación:

- 1.- Bajo caudal de producto y aumento de presión en las líneas correspondientes.-

CAUSAS:

Si la bomba y la posición de las válvulas de la línea correspondiente están completamente

en orden, puede deberse al taponamiento de algún filtro. Este detalle resulta muy importante durante el primer arranque de la sección destilación, dada la presencia de óxido suelto en tanques y cañerías que no es posible eliminar por completo previamente.

REMEDIOS:

Controlar el o los filtros en dicha línea y en tal caso limpiarlos.

2.- Variación en la temperatura de cola de la Columna Prepurificadora 203.-

La temperatura normal de cola de la columna 203 es de aproximadamente 96°C. Si este valor alcanzara 100 á 105°C, puede deberse a las siguientes causas:

1.- La concentración de alcohol en la alimentación es demasiado baja, esto puede reconocerse en el registro de densidad ubicado en la descarga de la cola de la columna 203; hay que hacer un análisis.

2.- Si aparte del aumento de temperatura se reconoce también un aumento de presión, en la cola de la columna, esto puede ser debido a lo siguiente:

a.- Formación de espuma provocado por un carácter alcalino del alcohol crudo.

Esto ocurre a veces cuando se agrega soda cáustica para neutralizar un alcohol crudo eventualmente ácido, proveniente de la síntesis.

b.- Taponamiento de la línea de descarga del refrigerante de gases 205 al gasómetro.

REMEDIO:

Para 1.- Aumentar el caudal de alcohol crudo 85% o reducir la cantidad de agua de dilución a tubo mezclador 202.

Para 2a- Reducir el suministro de vapor y reducir la alimentación hasta tanto se hayan normalizado las condiciones de trabajo.

Para 2b- Controlar las válvulas y decantadores en la línea de gas de disociación.

3.- Fallas en el Extractor 209.-

El éter crudo que sale del extractor 209 debe contener por lo menos un 97% de componentes insolubles en agua. Si llegara a aumentar el contenido en componentes solubles en agua, el extractor trabaja defectuosamente.

CAUSAS:

1.- Se ha acumulado alcohol en la última cámara.

2.- El agua alcohólica alimentada se alcalina por lo tanto se ha producido emulsión que dificulta la separación.

REMEDIOS:

Para 1.- Se inunda la cámara inferior del extractor cerrando la válvula de descarga de la bomba 268/4 y se manda tanta agua alcohólica a la cámara inferior hasta que rebalse agua alcohólica en la descarga de éter crudo.

Luego se vuelve a abrir la válvula de la bomba 268/4.

Es conveniente realizar esta operación una vez por día.

Para 2.- Mandar temporariamente condensado al extractor en lugar de agua alcohólica.

4.- Variaciones de Temperatura en la Columna Absolutadora 225.-

Si varían las temperaturas en los platos 21 (86°C) y 31 (72°C) de la columna 225, esto puede deberse a distintas causas, a saber:

CAUSAS:

1.- El alcohol azeotrópico alimentado contiene demasiada agua (superior al 13%), es necesario hacer una verificación mediante un análisis.

2.- La columna contiene demasiado benceno. En este caso cae la temperatura del plato 21 manteniéndose la temperatura del plato 31.

- 3.- Ha llegado agua hasta los platos inferiores de la columna o incluso ha alcanzado la cola de la columna. En este caso cae primero la temperatura del plato 31 y luego va cayendo la temperatura del plato 21.
- 4.- La columna contiene muy poco benceno. En este caso aumenta la temperatura del plato 31 y se mantiene constante la temperatura del plato 21.

REMEDIO:

- Para 1.- Se reduce la alimentación de la columna de tal manera que las temperaturas logren un nivel normal.
- Para 2.- Se reduce el reflujo o se aumenta el suministro de vapor. Para este último hay que controlar la presión en la columna.
- Para 3.- Se reduce la alimentación de alcohol azeotrópico en el caso de haberse comprobado un porcentaje de agua muy elevado en la alimentación. De no ser así puede aumentarse el suministro de vapor y aumentarse paralelamente el reflujo. Hay que controlar la presión de columna.
- Para 4.- **Aumentar** el reflujo hasta que la temperatura del plato 31 alcance 72 a 73°C.

CAPITULO VI:

A C E T O N A

Es por hoy, el producto más importante de las cetonas, hasta 1927 se preparó por destilación destructiva del acetato cálcico preparando éste a partir de la destilación seca de madera.

También se obtiene como sub-producto a partir del alcohol butílico fermentado de carbohidratos, este proceso actualmente en desuso se desarrolló con mucho auge durante la 1ª. guerra mundial como medida de suplir, las cada vez mayores necesidades de "cordita" o comunmente llamada pólvora sin humo.

Actualmente se fabrica a partir de IPA en un proceso de deshidrogenación endotérmica, es por este proceso que se fabrica el 90% de la producción total de acetona.

6.1 PROPIEDADES Y USOS PRINCIPALES.- (4) (6) (7) (11) (29) (30)

La acetona es un líquido incoloro, de olor etéreo, sabor ardiente y muy volátil e inflamable. Es soluble en agua, alcohol y éter en todas proporciones. Disuelve el acetileno, alconfor, ceras y resinas, aceites y grasas. Arde con llama azulada luminosa.

- Fórmula : $\text{CH}_3\text{-CO-CH}_3$

- Peso Molecular: 58.08

PROPIEDADES FISICAS.-

Temperatura de Ignición	500°C
Punto de inflamación	- 15 °C
Punto de ebullición a 760 mmHg.....	56,1 - 56,9 °C
Su gravedad específica a 20°C referida a la del agua a 4 ° C.....	0,792
Punto de Fusión	- 94,9 °C
Temperatura Crítica	234,4 ° C
Presión Crítica	47 atm.
A 20°C tiene una presión de vapor de ..	180,3 mmHg.
A 20°C tiene un calor específico de....	0,5176 Cal/gr °C
Densidad Crítica	0,268 gr/cm ³
Su viscosidad a 15°C es de	0,00337 unid. c.g.s.
Calor de Combustión	427 $\frac{\text{Kcal.}}{\text{mol.}}$
Calor latente de vaporización a 56,3°C.	125,28 cal/Kg.
Calor de disolución	10,5 cal/mol.
Acidez (como ácido Acético).....	0,002 % max
Agua	0,5 max.

PROPIEDADES QUÍMICAS.- Presenta las típicas propiedades de la cetona, así: no reduce el reactivo Fehling, ni la solución de plata amoniacal.

- Forma compuestos cristalizados con los bisulfitos alcalinos:



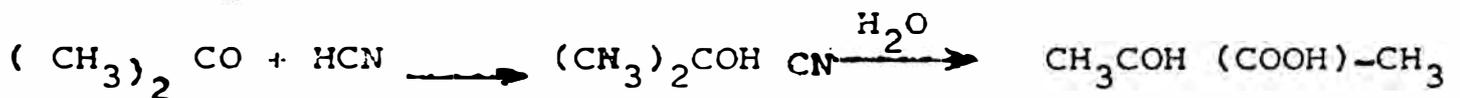
Compuesto bisulfítico

Esta reacción se emplea en la purificación de la acetona .

- Reacción con el H C N :

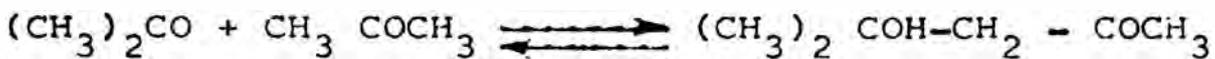
Esta reacción se emplea en la purificación de la acetona.

- Reacción con el H C N:



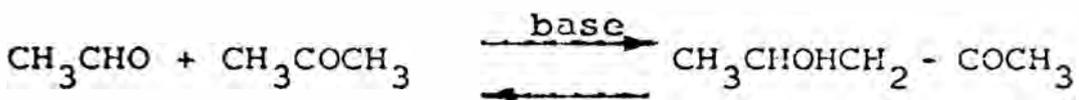
La segunda etapa, es una hidrólisis, del primer producto formado, dando lugar a la formación de un hidroxiaácido.

- Formación de diacetona - alcohol:



Ba(OH)₂ Diacetona - alcohol

- Condensación de la acetona con acetaldehído:



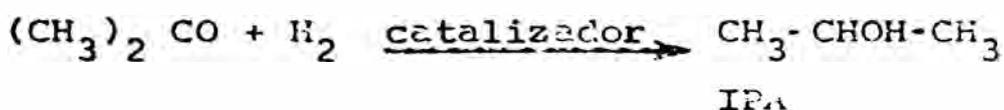
exeso

4 hidroxí-2pentanona

Aquí la autocondensación de la acetona es despreciable.

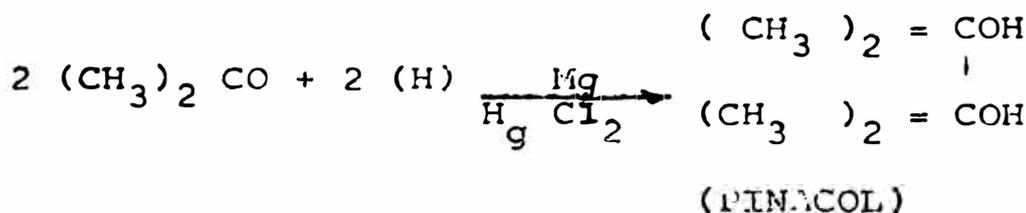
Como todas las cetonas, la acetona no polimeriza bajo la acción de los ácidos minerales diluidos.

- Hidrogenación:

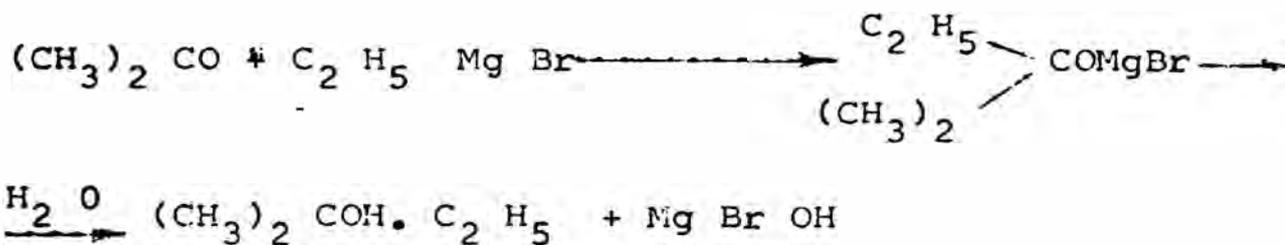


A la temperatura ordinaria la reacción es casi completa, ocurriendo la reacción inversa por encima de los 200 °C.

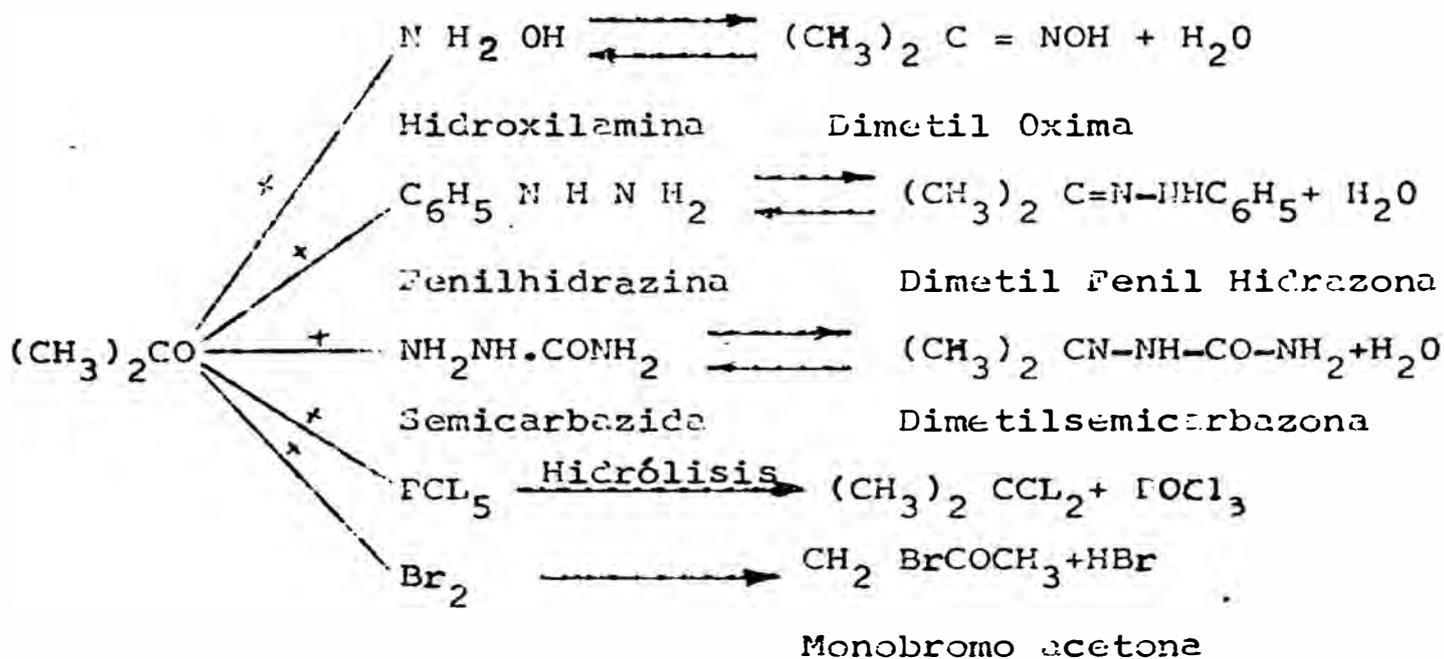
- Formación de Pinacol: esto ocurre por reducción "di-molecular" empleándose metales en disolución alcalina o en me-dios anhidros, siendo efectivo una amalgama de magnesio:

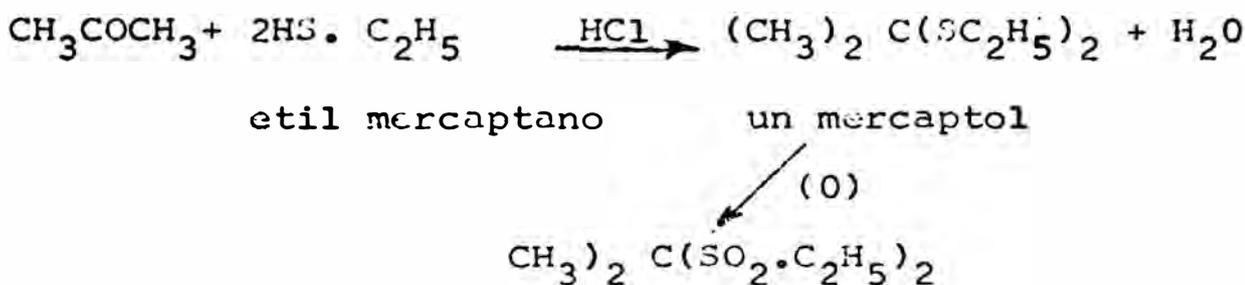
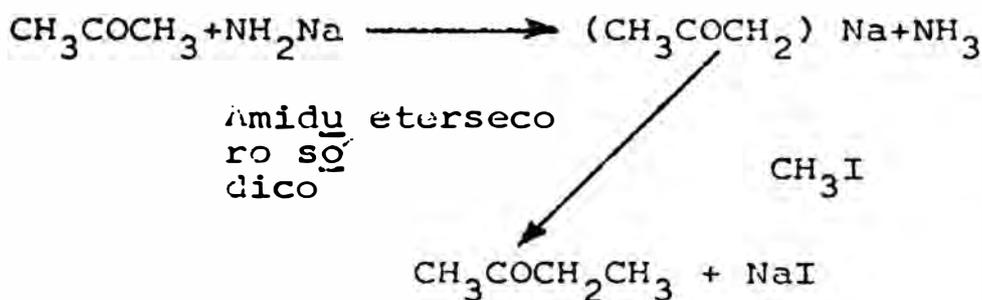
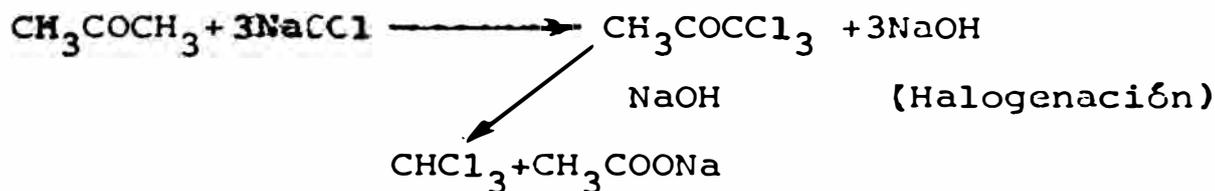


Reacción con el reactivo de Grignard.



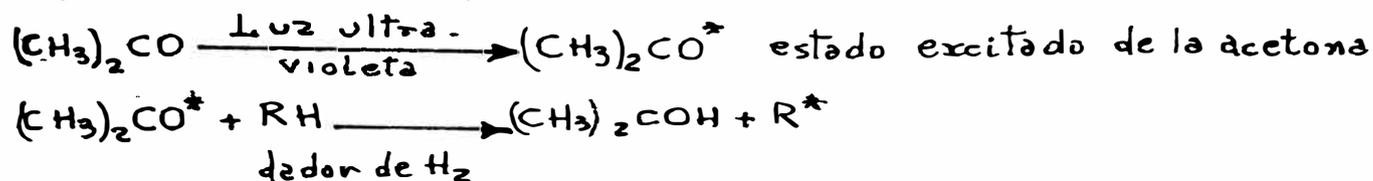
OTRAS REACCIONES.-





El mercaptol da sulfonal por oxidación con KMnO_4 .

Por último resulta importante mencionar el papel que la acetona puede desempeñar en la polimerización, estando en pequeñas cantidades, denominándose en este caso "foto sensibilizador", ya que por absorción de luz, se descompone o reacciona con otras moléculas dando radicales libres, de básica importancia en las polimerizaciones vinílicas:



Los radicales libres son extra-ordinariamente reactivos y de corta vida, mostrándose en algunas reacciones, gran selectividad, en cuanto se refiere al lugar o sentido en que la adición pueda efectuarse.

USOS.-

La acetona tiene múltiples usos, entre ellos se puede citar:

- Como solvente: La acetona es solvente del acetato de celulosa, mediante una hidrólisis parcial del acetato y por evaporación, el acetato puede obtenerse en láminas o hilos - resistentes, disuelve además: La nitrocelulosa (películas, cementos, cuero artificial, etc.), acetileno (se satura el absorbente de los cilindros en que se transporta el acetileno, evitándose así la presión excesiva), pinturas, lacas, barnices y otros.

- Síntesis de sus derivados: monocloroacetona, dicloroacetona, bromoacetona (los tres son lacrimógenos), ácido alfa-hidróxiiso-butírico (materia prima del ácido metil acrílico, base de importantes plásticos), bisfenol A, metil isobutil - carbinol, cloroformo, iodoformo, sulfonal (un narcótico).

- Como desnaturalizante del alcohol industrial (etílico).

6.2 PROCESOS DE FABRICACION: DISCUSION Y SELECCION DEL PROCESO
SO.- (3) (8) (9) (10)

La manufactura de acetona ofrece gran variedad de alternativas tal como se puede apreciar en el siguiente cuadro:

CUADRO No 6.1

RUTAS PARA ACETONA A PARTIR DEL PROPILENO		
PROCESO	INTERMEDIARIOS	COPRODUCTOS
1) WACKER, oxidación directa y en fase líquida usando catalizador de paladio.	-----	-----
2) SOHIO, en fase vapor sobre catalizador de fosfomolibdato de bismuto.	-----	-----
3) Hidratación y Oxida.	Isopropanol	-----
4) Hidrat. y Oxida. por el proceso SHELL	Isopropanol	Peróxido de hidrógeno
5) Oxida. e Hidrat. seguida de Condensación.	Isopropanol y Acroleína	Alcohol Alílico
6) Proceso de Cumenofenol	Hidroperóxido de Cumeno	Fenol

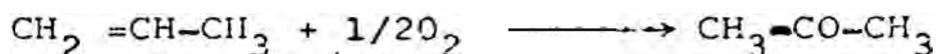
Los procesos que nos interesan son los tres primeros, por que involucran el uso de propileno o isopropanol sin otro intermedio.

El cuarto proceso que involucra la coproducción de peróxido de hidrógeno, no interesa mayormente debido a que la acetona no se recupera como tal sino que es hidrogenada, para convertirla nuevamente en isopropanol, y reciclada. El quinto proceso requiere, además de isopropanol, acroleína como materia prima. El sexto proceso, es usado esencialmente para la producción de fenol obteniéndose acetona como co-producto, y usa cumeno como materia prima.

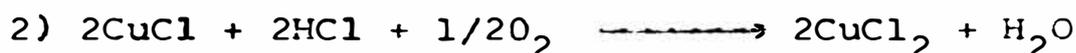
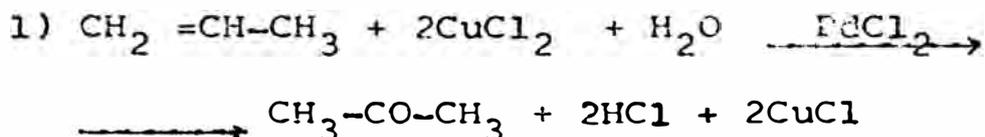
OXIDACION DIRECTA DE PROPILENO.-

a) Principio Teórico.-

En este caso describiremos el proceso UCKLER. La reacción es como sigue:



Esta reacción puede ser dividida en dos etapas:



En la parte (1) el cloruro de paladio es reducido a paladio elemental y el ácido clorhídrico es oxidado por el cloruro cúprico. En la parte (2) el cloruro cuproso es reoxidado.

b) Descripción del Proceso.-

El propileno y la solución de catalizador se pasan a través de un reactor continuo, donde prácticamente todo el propileno es convertido en acetona en una sola etapa. La reacción se lleva a cabo a moderadas presiones y temperaturas.

Después de reducir la presión, la acetona es destilada de la solución, la cual a su vez es tratada con aire y reciclada. La acetona cruda obtenida se purifica por destilaciones sucesivas.

El aire usado para la oxidación es liberado casi totalmente de oxígeno, de modo que el gas de salida puede ser usado como gas inerte.

c) Especificaciones de Materia Prima.-

Mezclas de propileno - propano pueden ser oxidadas en este proceso.

El agua debe ser desmineralizada.

d) CONDICIONES DEL PROCESO.-

La temperatura puede variar entre 100 - 200 °C.

y la presión puede estar en el rango de 1 - 10 atm.

Se han propuesto varios tipos de catalizadores, entre los que se encuentran: una solución que contiene paladio y cobre, fosfomolibdato de bismuto, una mezcla de rutenio-hierro, etc. Se obtienen rendimientos de 93%.

c) Disponibilidad Comercial.-

Existen varias firmas que ofrecen licencia sobre este proceso:

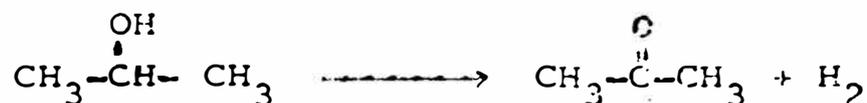
- Farbwerke Hoechst
- Standard Oil Co. de Ohio (SOHIO)
- Dow Chemical Co.
- Consortium für Elektrochem Ind., etc.

DEHIDROGENACION DE ISOPROPANOL.-

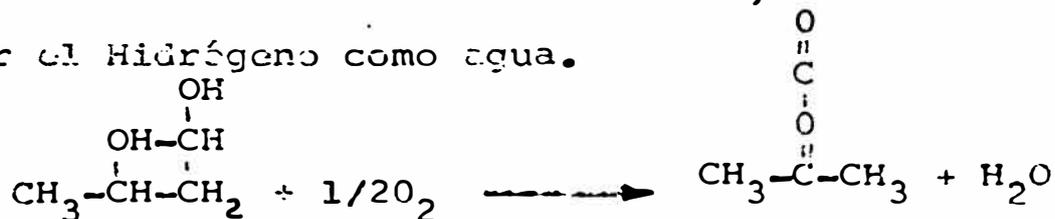
Existen procesos que se llevan a cabo en fase vapor y en fase líquida.

a) Principio Teórico.-

La de hidrogenación de isopropanol para obtener acetona se lleva a cabo en una sola reacción.



Puede alimentarse aire a la reacción, si se desea extraer el Hidrógeno como agua.



b) Descripción del Proceso.-

El alcohol isopropílico es vaporizado y alimentado a un reactor multitubular, que tiene un catalizador de lecho fijo, en donde se lleva a cabo la dehidrogenación endotérmica.

Los productos pasan a una torre de absorción y luego a una torre de arrastre con vapor.

Posteriormente se purifica la acetona por destilación.

c) Especificaciones de Materia Prima.-

Este proceso puede aceptar alcohol isopropílico impuro y húmedo (azeotrópico de 87%) el cual puede ser alimentado directamente a la unidad de dehidrogenación sin ser purificado. Además ofrece la ventaja que la producción de alcohol isopropílico y acetona puede ser integrada.

d) Condiciones del Proceso.-

La temperatura puede variar entre 400 °C para procesos en fase vapor y 150 °C para procesos en fase líquida.

La presión tanto en el proceso de fase vapor como el de fase líquida, es esencialmente la presión atmosférica, pero es deseable incrementar la presión de operación para reducir la tendencia a formar azeótropos durante la destilación.

El catalizador usado en el proceso de fase vapor puede ser óxido de zinc en la deshidratación directa; y cuando se añade aire para efectuar la deshidratación oxidativa se puede utilizar catalizadores de cobre, plata, níquel. Cuando se usa el proceso en fase líquida, se puede usar el níquel Raney ó el cobre Raney como catalizador.

e) Disponibilidad Comercial.-

La British Petroleum Chemical Ltd. ofrece una licencia para el proceso en fase vapor.

El proceso en fase líquida ha sido desarrollado por el Instituto Francés de Petróleo. En este proceso se obtienen rendimientos de 90.5% (contra 97.5% del proceso de fase vapor), y los costos de producción se reducen debido a la menor temperatura de reacción requerida. Este proceso puede además ser usado con pequeñas modificaciones, para la fabricación de metiletilcetona (MEK) o ciclohexanona a partir de alcohol butílico secundario o ciclohexanol respectivamente.

COMPARACION ENTRE AMBOS PROCESOS.-

DEHIDROGENACION
DE ISOPROPANOL

VENTAJAS

-
- 1) Puede aceptar Isopropanol azeotrópico (89%) como materia prima, lo cual permite su integración con la planta Isopropanol.
 - 2) Mayor flexibilidad, ya que se puede producir Metiletilcetona en la misma unidad.

DESVENTAJAS

-
- 1) Sus costos de producción son ligeramente mayores que en el otro proceso.
-

	<hr/>
VENTAJAS	1) Sus costos de producción son menores.
OXIDACION DIRECTA	<hr/>
DESVENTAJAS	1) Debido a que requiere de propileno como materia prima, no permite su integración con la planta de Isopropanol. 2) No se conocen plantas comerciales con capacidad de 5000 T/A.
	<hr/>

SELECCION.-

Dehidrogenación de isopropanol en fase vapor o fase líquida.

6.3. ESTUDIO DE MERCADO.- (13) (14) (15)

6.3.1 Mercado Peruano.- Proyecciones

El Perú no produce acetona. La demanda del mercado es cubierta por las importaciones.

Así como para el IPA, utilizando las mismas fuentes de información, obtenemos las importaciones de 1966 - 1971 y que son mostradas en el cuadro siguiente:

CONSUMO HISTORICO

ACETONA

CUADRO Nº 6.2

<u>AÑO</u>	<u>CANTIDAD (TON)</u>	<u>VALOR</u>
1966	614,0	2'690281
1967	772,3	5'027325
1968	607,6	4'606992
1969	874,3	6'634159
1970	1038,1	7'877103
1971	1268,7	9'642120

PRECIOS:

En el Perú se comercializa a pedido directo y stock. El pedido directo es en tambores y a granel. Los efectúa Holanda-Perú. Las ventas de stock las efectúan Petro-Perú y Shell del Perú.

CIF Conchán : U \$ 180 TM (Tambores 55 glns.)

CIF Callao : U \$ 226 TM (Stock).

USUARIOS.-

Finturas y barnices 72%

Rayón viscosa 13 %

Acetileno 6 %

Farmacia 1 %

Poliuretanos 3 %

Pegamentos y adhesivos 5 %

Las principales compañías que utilizan la acetona para la elaboración de sus productos son:

- Química Vencedor S.A.	}	Pinturas Y Barnices		
- Tecno-Química S.A.				
- Pinturas Deka S.A.				
- C P P S.A.				
- Titana				
- Pinturas Fast S.A.				
- Rayón y Celanese Peruana S.A.			- Rayón Viscosa	
- Cía. AGA del Perú S.A.			- Acetileno	
- Droguería Kahan S.A.			}	Distribuidor de Farmacias
- Liquid Carbonic del Perú				
- Tecno-Química S.A. - Poliuretanos	}	Pegamentos y Adhesivos		
- Industrias Químicas Bicolor S.A.				
- Teroson Peruana S.A.				

PROYECCION DE LA DEMANDA.-

- Proyección del Consumo de acuerdo a la Demanda Histórica.-

Utilizamos, igual que para el IPA, el método de Regresión lineal suponiendo que la demanda seguirá a la tendencia Histórica al no haber cambio en la situación Económica Política; se tiene:

$$Y' = a + bX ; \text{ donde:}$$

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

$$a = \frac{\sum Y - b \sum X}{n}$$

CUADRO Nº 6.3.

<u>AÑO</u>	<u>X</u>	<u>Y (TON)</u>	<u>X²</u>	<u>XY</u>	<u>Y'</u>
66	-3	614,0	9	-1842	552,8
67	-2	772,3	4	-1544,6	676,7
68	-1	607,6	1	- 607,6	800,6
69	0	872,3	0	0	924,5
70	1	1038,1	1	1038,1	1048,3
71	2	1268,4	4	2536,8	1172,2
Σ	-3	5174,7	19	-419,3	

Reemplazando en las ecuaciones anteriores tenemos:

$$Y' = 924,5 + 123,9X$$

En base a esta ecuación obtenemos la proyección al año 1980, tal como se muestra en el cuadro 6,4.

CUADRO Nº 6.4

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA.

AÑO	<u>X</u>	<u>Y^t</u> (TON)
1972	3	1296,2
1973	4	1420,1
1974	5	1544,0
1975	6	1666,1
1976	7	1971,8
1977	8	1915,7
1978	9	2039,6
1979	10	2163,5
1980	11	2287,4

CONSUMO PROBABLE DE ACETONA.

1.- Metil Metracrilato.-

Ecuador tiene un proyecto de producción de 5,000 TM/año de Metil metacrilato que probablemente empiece a producir en 1974. Esta planta consumiría:

Acetona	$5000 \times 0,66 = 3300$ TM/año
Acido Cianídrico	$5000 \times 0,30 = 1500$ "
Metanol	$5000 \times 0,35 = 1750$ "

A esta planta podríamos abastecer de Acetona con el excedente de nuestra producción.

2.- ETOXIQUINA.-

A utilizarse como antioxidante de la harina de pescado. Se utiliza 700 Ton de etoxiquina por millón de toneladas de harina de pescado.

La producción actual de harina de pescado es alrededor de 1'800000 TM/año luego se producirá 1400 TM/año de etoxiquina.

PROYECCION DE LA DEMANDA BASADAS EN LA TASA DE CRECIMIENTO

Debido a que la proyección de consumo de acuerdo a la demanda histórica es válida sólo para cinco años hacemos la proyección de la demanda basadas en la tasa de crecimiento ya que considera una serie de variables que influyen en la proyección, las cuales son las mismas consideradas para el IP.

ADICION PORCENTUAL DE CRITERIO.-

A Perú se le asigna 10% como tasa de crecimiento, donde: 8% es la tasa de crecimiento del Sector Químico; 2 %, apreciación del consultor.

Para el mayor ajuste en la proyección, consideramos 2 tasas de crecimiento del consumo estimado.

Período 1971 - 1976 : 10 %

Período 1977 1980 : 9 %

PROYECCIONES BASADAS EN LAS TASAS DE LA HIPOTESIS (TM/año)

Para hacer esta proyección utilizamos la siguiente fórmula:

$$P_f = P_i (1 + r)^t \quad \text{donde:}$$

P_f = Producción Final

P_i = Producción inicial

r = Tasa de crecimiento

t = Nº de años

Según la ecuación anterior se tiene el siguiente cuadro:

CUADRO Nº 6.5

<u>1972</u>	<u>1973</u>	<u>1974</u>	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>
1395,2	1534,7	1688,2	1857,0	2042,8	2226,6	2427,0
		<u>1979</u>	<u>1980</u>			
		2645,4	2883,5			

6.3.2 MERCADO EXTERNO.-

Producción y consumo de los Países del Grupo Andino
(68-71) .-

Bolivia, Colombia y Ecuador no producen acetona . La demanda de sus mercados son cubiertos por las importaciones.

Chile produce acetona. La empresa productora es - la Sintex S.A. Su capacidad de diseño es de 500 TM/año. Empezó su producción en 1968 con 21 TM/año; aumentó en 1971 a

180TM/año. Sintex S.A. limita su producción debido a la existencia de importación enmascarada. Su planta se estima en \$ 200000.

Al igual que para el IPA, utilizando las mismas fuentes de información, mostramos en el cuadro siguiente las importaciones (1968 - 1971) de los Países del GRAN.

CONSUMO HISTORICO

CUADRO Nº6.6

ACETONA (TM/ año)

<u>PAISES</u>	<u>1968</u>	<u>1969</u>	<u>1970</u>	<u>1971</u>
BOLIVIA	19,7	34,8	38,1	43,3
COLOMBIA	613,0	832,0	1511,0	1872,0
CHILE	147,0	103,0	168,0	201,0
ECUADOR	73,2	79,6	109,3	152,7

PRECIOS.-

BOLIVIA (1971)	CIF Frontera : US \$ 393,57 TM
	CIF Frontera : US \$ 280,23 TM
	CIF Barranquilla: US \$ 180,00 TM
COLOMBIA (1971):	CIF Barranquilla: US \$ 185,26 TM
	CIF Barranquilla: US \$ 210,00 TM
CHILE (1971)	: US \$ 300 TM.
ECUADOR (1971)	: FOB US \$ 177,35
	CIF US \$ 188,95

Ecuador pretende que se le asigne este producto dentro de las próximas negociaciones del Grupo Andino.

PROYECCION DEL CONSUMO DE LOS PAISES DEL GRUPO ANDINO.-

Utilizando los mismos métodos para hacer la proyección del mercado interno hacemos las diferentes proyecciones del consumo de los países del Grupo Andino, las que se muestran en el cuadro siguiente:

(Ver Apéndice I)

PROYECCION HISTORICA DEL CONSUMO.-

CUADRO Nº 6.7

DEMANDA INTERNA (TM/año)

<u>AÑO</u>	<u>BOLIVIA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>CHILE</u>	<u>ECUADOR</u>
72	52,5	1926,5	211,5	170,7
73	59,9	2196,2	234,2	197,5
74	67,3	2465,9	256,9	224,3
75	74,7	2735,6	279,6	251,1
76	82,1	3005,3	302,3	278,0
77	89,5	3275,0	325,0	304,8
78	96,9	3544,7	347,7	331,4
79	104,3	3814,4	370,4	358,4
80	111,7	4084,1	393,1	385,2

PROYECCION DE LA DEMANDA BASADA EN LA TASA DE CRECIMIENTO

Cálculo de la tasa de Crecimiento.- Adición Porcentual de Criterios.

CUADRO N° 6.8

<u>ACETONA</u>	<u>BOLIVIA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>CHILE</u>	<u>ECUADOR</u>
	8+2+2	8+2	8	8+2+2

A. Bolivia y Ecuador se les asigna con 12%; a la base 8% se le suma 2% por sustitución y 2% por apreciación del Consultor.

B. Colombia se le asigna 10%; 8% como base y 2% apreciación del Consultor.

C. Chile por los "Virgillios" parece que no se incrementa a más de 8%.

Para el mejor ajuste en la proyección basada en la tasa de la hipótesis consideramos 2 tasas de crecimiento del consumo estimado, la que se muestra en el cuadro siguiente:

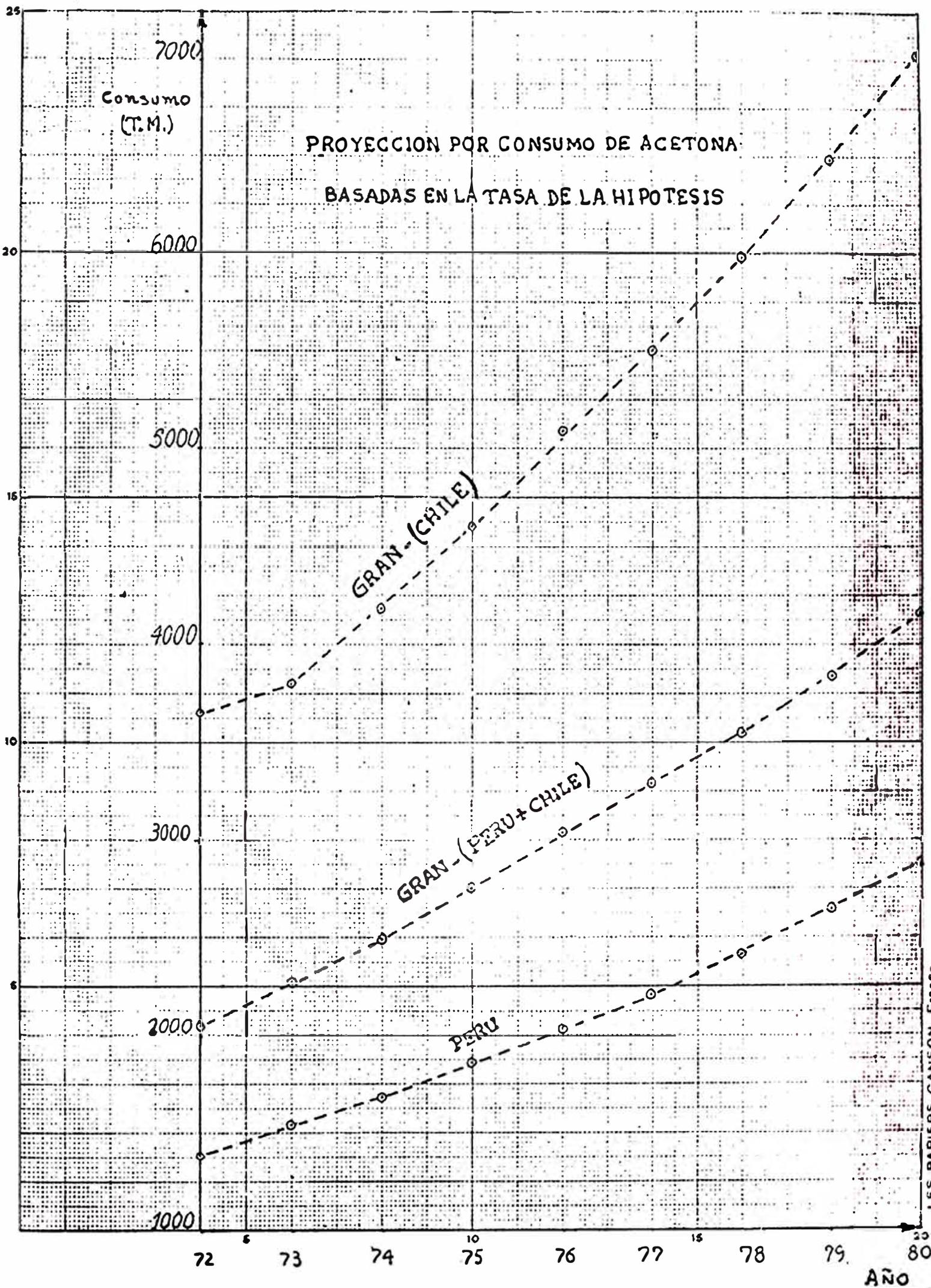
CUADRO N° 6.9

	<u>1971 - 1976</u>	<u>1977 - 1980</u>
BOLIVIA	12	10
COLOMBIA	10	8
CHILE	8	8
ECUADOR	12	10

El cuadro refleja el producto no incorporado.

PROYECCION BASADA EN LA TASA DE LA HIPOTESIS (TM/año)

Según la ec. : $P_f = P_i (1+r)^t$ se tiene:



CUADRO No 6.10

Acetona (TM/año)

<u>AÑO</u>	<u>BOLIVIA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>CHILE</u>	<u>ECUADOR</u>
72	48,5	1836,0	217,0	171,0
73	54,3	2019,5	234,4	191,5
74	60,8	2221,0	253,2	214,5
75	63,1	2443,6	273,4	240,2
76	70,2	2687,9	295,3	269,1
77	83,9	2902,9	318,9	296,0
78	92,3	3135,2	344,4	325,6
79	101,6	3386,0	372,0	358,1
80	111,7	3655,0	401,8	394,0

6.4. DESHIDROGENACION DE IPA. EN FASE VAPORES (16)

Descripción del proceso utilizado por la Rheinpreussen.

De la playa de tanques se bombea IPA al evaporador 100 a una temperatura de 20-30°C. y a una presión de 2 a 3 atmósferas. Al evaporador se inyecta vapor a 35 atm. de presión. El IPA vaporizado pasa por los intercambiadores de calor (103) para elevar su temperatura de 94°C a 240°C., para luego ingresar al reactor multitubular (120) con catalizador dentro de los tubos en lecho fijo. En este reactor se lleva a cabo la deshidrogenación catalítica endotérmica, para lo cual se utiliza aceite líquido calentado en un horno hasta 310°C. que circula por el exterior de los tubos del reactor y sirve para controlar la temperatura de reacción.

Las condiciones de operación a mantenerse en la reacción son:

280°C. y presión atmosférica.

Los productos de la reacción pasan por los intercambiadores 103 para calentar el IPI que sale del evaporador y luego pasa al enfriador 104 y así ser condensados en los condensadores 105, donde se separa gran parte de la acetona del hidrógeno.

La parte no condensable pasa a la torre lavadora de absorción 106 que utiliza acetona a menor temperatura para separar la acetona del hidrógeno.

Esta solución sale por la cola de la torre de lavado y se une a la línea de acetona condensada en 105 para luego pasar por un filtro separador y ser enviados a la playa de tanques para su posterior purificación.

Por el tope de la torre lavadora 106 sale el H_2 con arrastre de acetona y pasa por los condensadores 111 y 112 los cuales utilizan amoníaco para bajar la temperatura a -50°C. para luego ingresar a otra torre lavadora con agua a ir a gasómetro de hidrógeno libre de acetona.

* El catalizador ZnO en piedra pómez (preparado de piedra pómez, remojada en una solución de acetato de Zinc, secado y calcinado a 500°C) demostró buen rendimiento a mayor temperatura, la proporción fué de 7-8% de óxido de Zinc.

6.5 DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA.-

Ver Capitulo II, Acápite 2.3

6.6 BALANCE DE MATERIA.- (16)

IPA	Azeótropo
87%	IFA
13 %	AGUA

De la determinación de la capacidad de la planta se obtiene que la producción de acetona es de 5500 Ton/año, lo que es equivalente a 750 Kg/hr., lo cual será la base para el balance de materias; sabemos que el peso molecular de la acetona es 58, la producción de acetona será de $12,93 \frac{\text{mol} \cdot \text{kg}}{\text{hr}}$.

De acuerdo con la relación estequiométrica en la reacción de deshidrogenación deben haber al comienzo del proceso $12,93 \text{ mol} \cdot \text{kg/hr}$ de IPA, sin embargo considerando un rendimiento del orden del 97,5% para este proceso, se deberá tener al principio $12,93/0,975=13,18 \frac{\text{mol} \cdot \text{kg}}{\text{hr}}$ de IPA, que equivale a 790,8 Kg/hr de IPA.

El azeótropo con el que comienza el proceso, es de punto de ebullición de 80,42C, con 87% peso de IPA y 13% de agua, según esto al principio del proceso se deberá -

disponer de $709,8 \times (100)/87 = 908,9$ Kg/hr de azeótropo, de los cuales: $908,9 - 790,8 = 118,1 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$ serán de agua.

En el reactor (120) tenemos:

ENTRADA

Azeótropo (Vapor)..... 908,9 Kg/hr

SALIDA

IPA (V)..... 45,00 Kg/hr

Acetona (V)..... 750,0 kg.hr

H₂ (g)..... 25,8

agua (V)..... 118,1

908,9 kg/hr.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- El alcohol Isopropílico, producto preasignado al Ecuador y de importancia particular como insumo en la obtención de la Acetona. Importante, asimismo, como solvente intermedio de varias industrias, tales como la manufactura de lacas y tintas para la imprenta.

Su insumo principal es el propileno que, al proceder de la unidad futura de craqueo catalítico en Talara, tendría a su vez una mayor demanda que justifique su inmediata instalación.

Para determinar, la demanda real de IPA, por la razón antes expuesta, es necesario sumar a la demanda de isopropanol como tal, la demanda de acetona, para estimar su capacidad aparente. El Isopropanol se usa en cantidades importantes en el proceso de ciclo cerrado para la obtención de "Proteínas de pescado" proyecto que en la actualidad está siendo estudiado en el Ministerio de Pesquería.

Por razones de estar íntimamente ligada a su producción a la acetona daremos en el siguiente ítem nuestra recomendación al respecto.

2.- La Acetona, producto también preasignado al Ecuador. Sus posibilidades como componente de diluyente o mezclas de solventes son significativas, sobre todo en la fabricación de poliuretanos, de los cuales el Perú es exportador en el tipo de aplicaciones para el acabado del cuero. La acetona se usa

también en la fabricación de lacas para pinturas y adhesivos de neopreno y en algunas industrias como la de antioxidantes para harina de pescado en cantidades apreciables.

Nuestra recomendación sobre la puesta en marcha de un Complejo Isopropanol-acetona, será hacerlo de inmediato, con el fin de aprovechar el estado estacionario actual de nuestros vecinos del norte en la producción que nos ocupa y, sobre todo para asegurarnos una industria petroquímica básica fortalecida por la mayor demanda de propileno.

Sin embargo es necesario una política muy clara para evitar que se importen al país o a los otros países integrantes del GRIN, productos sustitutorios de estos items tales como metil isobutil cetona, metil etil cetona, metil isobutil carbinol u otra acetona.

3.- En lo que respecta a la evaluación económica de este estudio preliminar, mostramos en el cuadro siguiente el que llevó a cabo Japan Gasoline Company en 1970.

CUADRO Nº I

	Capacidad TM/A	Monto de la Inversión en US \$ x 1000 (M)	Rentabili- dad %
Isopropanol	10000	3290	12,9
Acetona	5000	1630	14,9
(M) Total:		4920	

* Límite de Baterías.

El precio de entrega para las ventas domésticas fué fijado en:

Isopropanol	US\$ 230/TM
Acetona	US\$ 350/TM

Debido a que durante este lapso, se han producido cambios en los costos y en los pronósticos de mercado, el Departamento de Petroquímica de Petroperú está elaborando un nuevo estudio económico que se presentará con posterioridad.

Para nuestra capacidad, 12000 T/A, el Monto de Inversión será:

$$C_A = C_B \left(\frac{P_A}{P_B} \right)^{0,6} ; \text{ donde:}$$

C_A = Costo buscado de la planta de 12000 T/A.

C_B = Costo conocido de la planta de 10000 T/A.

P_A = Capacidad de la planta A.

P_B = Capacidad de la planta B.

Reemplazando valores en la ecuación obtenemos:

Isopropanol	3672 US\$ x 1000
Acetona	1725 US\$ x 1000
Total	5397 US\$ x 1000

4.- Recomendaciones en el diseño del proceso.

En la síntesis de IPA se recomienda hacer variar el flujo en serie en los 2 reactores, a un flujo en contra-corriente tal como se muestra en los esquemas del

apéndice V.

Esta variación se recomienda ya que su funcionamiento en la Planta de CARBOCLOR dio buenos resultados tales como: Mayor alimentación de gas para la misma cantidad alimentada de ácido y una mayor conversión. Esta modificación requiere una relación molar de gas/ácido = 1.5/1.0, además en su diseño de equipo requiere de un tanque que sirve como decantador, todo el resto del equipo permanece igual.

-Se recomienda el nuevo método de gas de separación - (Ref. 19). En este nuevo método se usa una columna de multiples etapas en lugar de la columna de Fe-Si. El extracto con una pequeña cantidad de agua entra cerca del tope de dicha columna y la mezcla vaporizada de agua-alcohol es separada por el gas en contracorriente introducido en el fondo de la columna.

El ácido sulfúrico sale del fondo de la columna a 70% de concentración de ácido. Como resultado de este nuevo proceso se tiene la ventaja en la reducción de los costos de inversión, operación y mantenimiento.

5.- En la separación de Hidrocarburos y Eteres en la Destilación de IPA, el método de operación utilizado trae interesantes ventajas técnicas en cuanto a la calidad del producto resultante, acompañadas de una significativa ventaja económica por el gran ahorro de vapor.

Esta nueva modalidad operativa se aplica en gran escala en la purificación de los alcoholes isopropílicos y butílicos secundarios, pudiendo encontrar también aplicación en la purificación de éter dietílico y en todos aquellos procesos de destilación donde se desee separar componentes insolubles arrastrables por agua.

-Para disminuir los costos de inversión las torres de destilación del alcohol isopropílico se pueden utilizar para destilar la acetona cruda.

6.- En el Plan Nacional de Desarrollo 1971-1975 (Aprob. por D.S. 015-71 PM del 28-6-71) publicado por el Inst. Nac. de Planificación, en lo que respecta a la P.Q. se presenta un estudio de factibilidad que demuestra las posibilidades y fases de implantación de un Complejo Petroquímico de Solventes cuyas principales características son:

- A Instalarse en Talara
- Integrado técnica y económicamente
- Materia prima: gases de la unidad de craqueo catalítico.
- Rentabilidad promedio: 14% anual
- Inversión aproximada: 220 millones de soles
- Fecha de instalación: 1973.

Habiéndose aprobado el contrato que hará factible la instalación del Complejo de Craqueo Catalítico en la Refinería de Talara (Octubre, 1972) y que su puesta en marcha será 23 -

meses después, se debe acelerar la realización del complejo de solventes para así aprovechar de inmediato el exceso del corte C_3 a obtenerse del Complejo de Craqueo Catalítico antes mencionado.

APENDICE I

Las ecuaciones encontradas para la proyección histórica del consumo de Isopropanol y acetona para los países del GRAN-PERU, son las siguientes:

ISOPROPANOL

CHILE	$Y' = 901 + 463,5X$
BOLIVIA	$Y' = 4,04 + 1,43X$
ECUADOR	$Y' = 165,44 + 24,43X$
COLOMBIA	$Y' = 1429,8 + 445,6X$

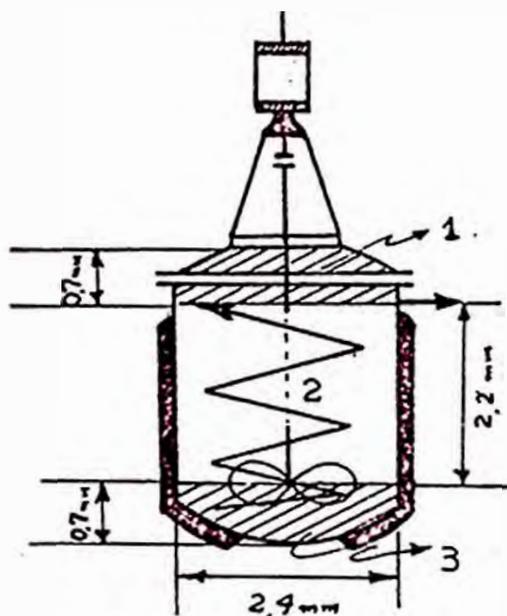
Con estas ecuaciones encontramos el cuadro N^o 2,7

ACETONA

CHILE	$Y' = 166,1 + 22,7X$
BOLIVIA	$Y' = 37,68 + 7,41X$
ECUADOR	$Y' = 117,1 + 26,8X$
COLOMBIA	$Y' = 1387,1 + 269,7X$

Con estas ecuaciones encontramos el cuadro N^o 6,6

APENDICE II



Para determinar las dimensiones del reactor utilizamos el método escalar en base al esquema en escala del reactor de la Planta de Carboclor.

Datos:

$$V_R = 4,8 \text{ m}^3, \text{ (volumen del reactor)}$$

$$V_{MR} = 4,425 \text{ m}^3, \text{ (volumen de la mezcla reactante)}$$

$$V_1 = V_R - V_{MR} = 0,375 \text{ m}^3$$

Asumiendo: $V_1 = V_3$; tenemos:

$$V_2 = V_{MR} - V_3 = 4,050 \text{ m}^3$$

$$V_2 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H = \frac{\pi (2,4X)^2}{4} \cdot (2,2X) = 4,050 \text{ m}^3$$

∴ $X = 0,741 \text{ m}$; factor que determina las dimensiones del reactor.

$$\rightarrow D = (2,4)(0,741) = 1,7784 \text{ m}$$

$$H = (2,2)(0,741) + (0,7)(0,741)(2) = 2,6676 \text{ m.}$$

APENDICE III

	W(Kg/h)	M	n	X
C ₃	708	44	16,1	0,88
C ₃ ^a	92	42	2,18	0,12
Σ	800		18,28	1,00

$$P = 22 \text{ Kg/cm}^2, \quad T = 140^{\circ}\text{F} = 60^{\circ}\text{C}$$

Punto de rocío: $\sum \left(\frac{Y}{K} \right) = 1 ; \frac{0,88}{0,977} + \frac{0,12}{1,2} = 1$

De la fig. 15.4 (ref. 24)

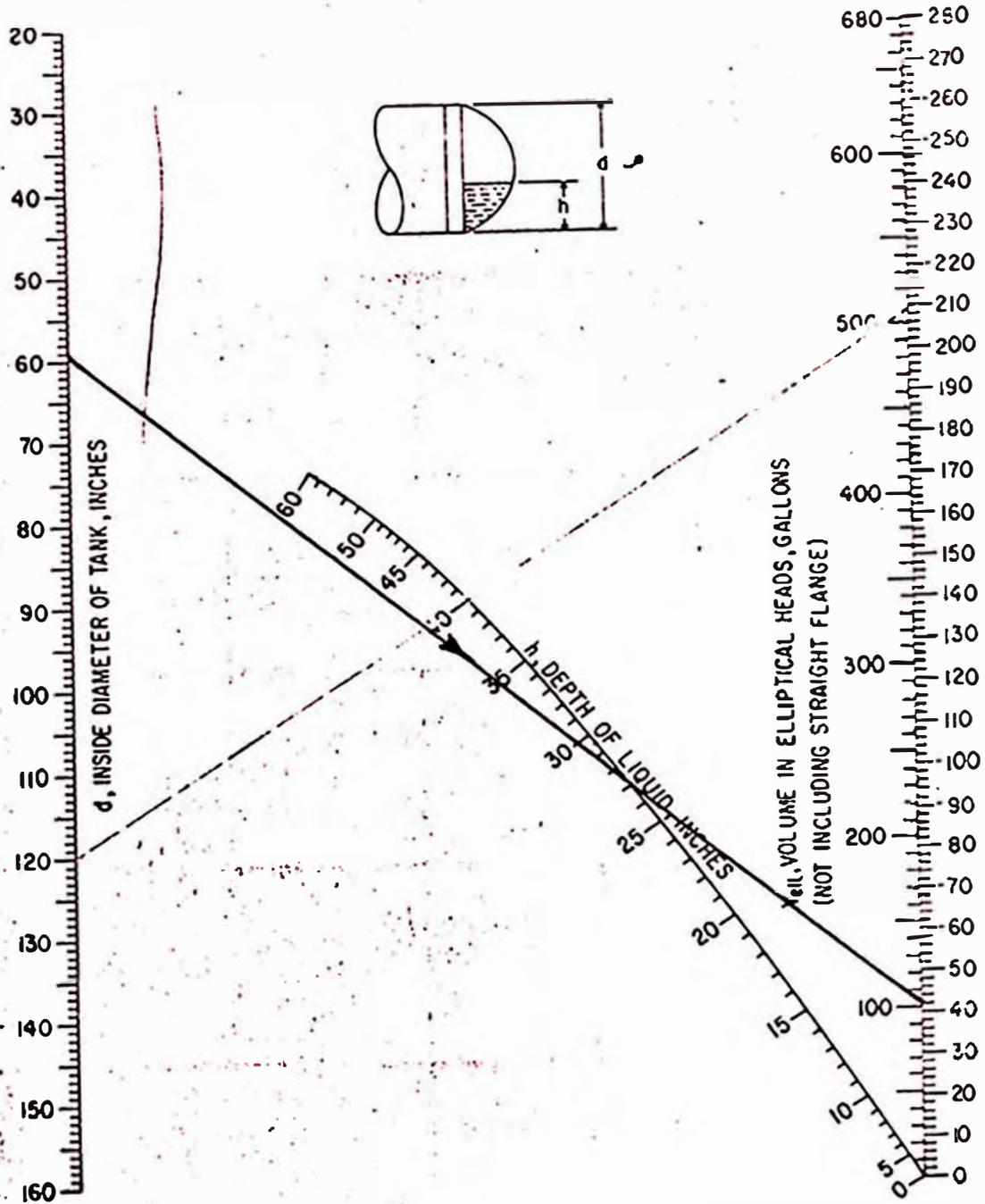
Punto de burbuja: $\sum (K \cdot X) = 1$

$$P = 22 \text{ Kg/cm}^2$$

$$T = 140^{\circ}\text{F} ; (0,88)(0,977) + (0,12)(1,2) = 1,0037 = 1$$

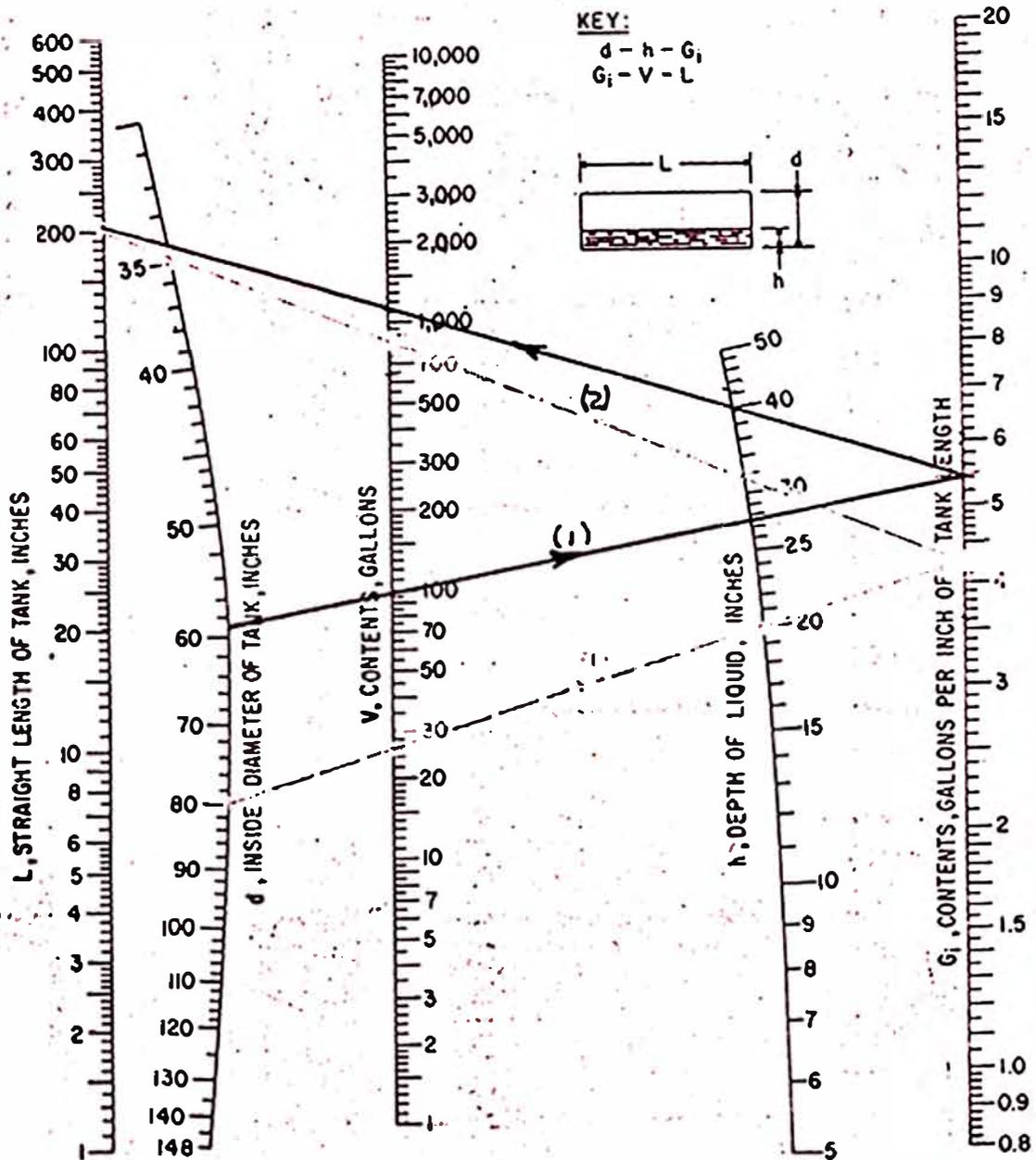
Por lo que la mezcla se puede considerar como si fuese todo propano, sin mucho error.

APENDICE IV-A



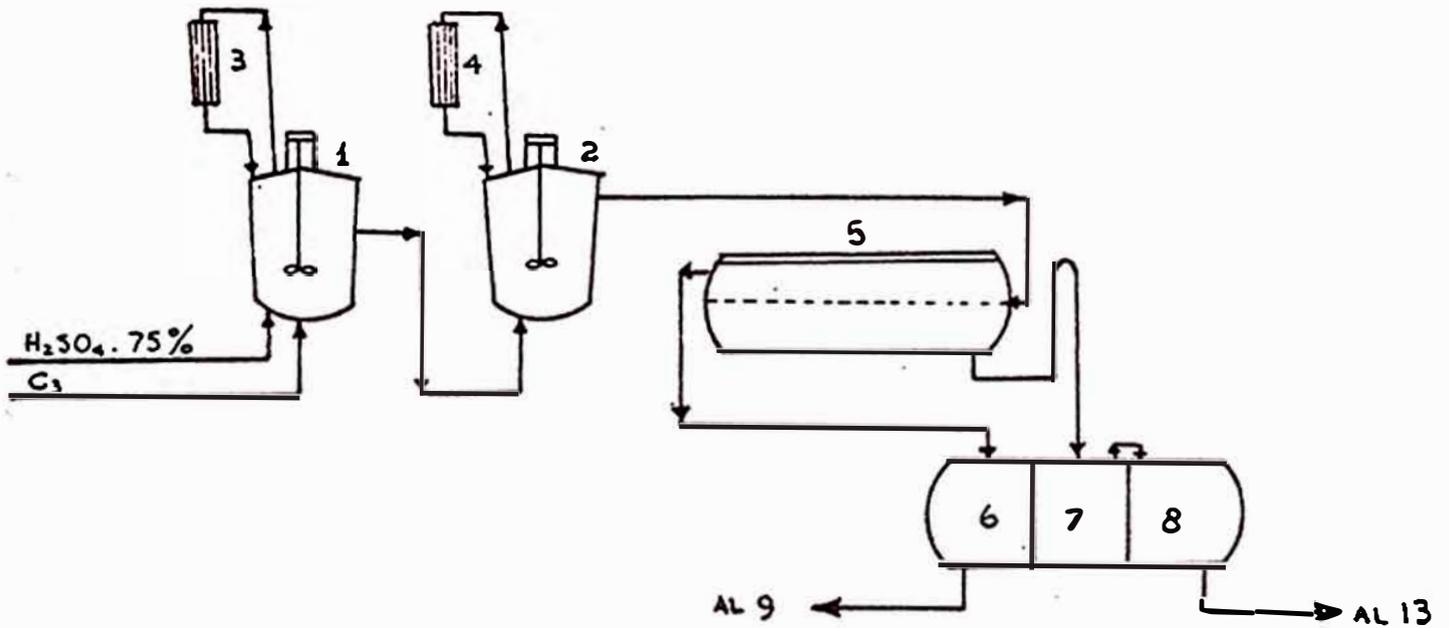
NOMOGRAMA PARA CUBICAR TANQUES.- Parte esférica o elíptica

APENDICE IV-B

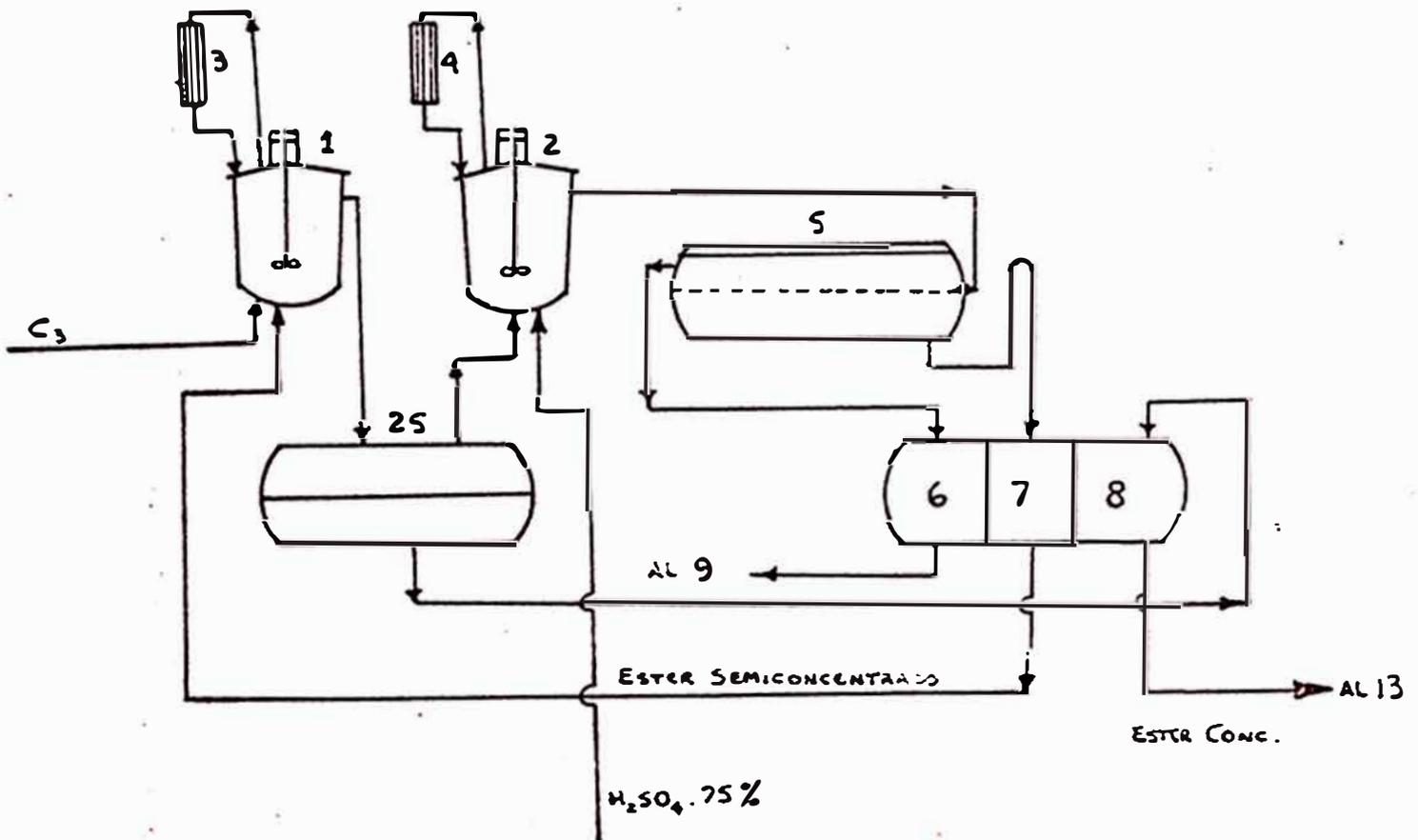


NOMOGRAMA PARA CUBICAR TANQUES.- Parte cilíndrica.

APENDICE V



FLUJO EN SERIE

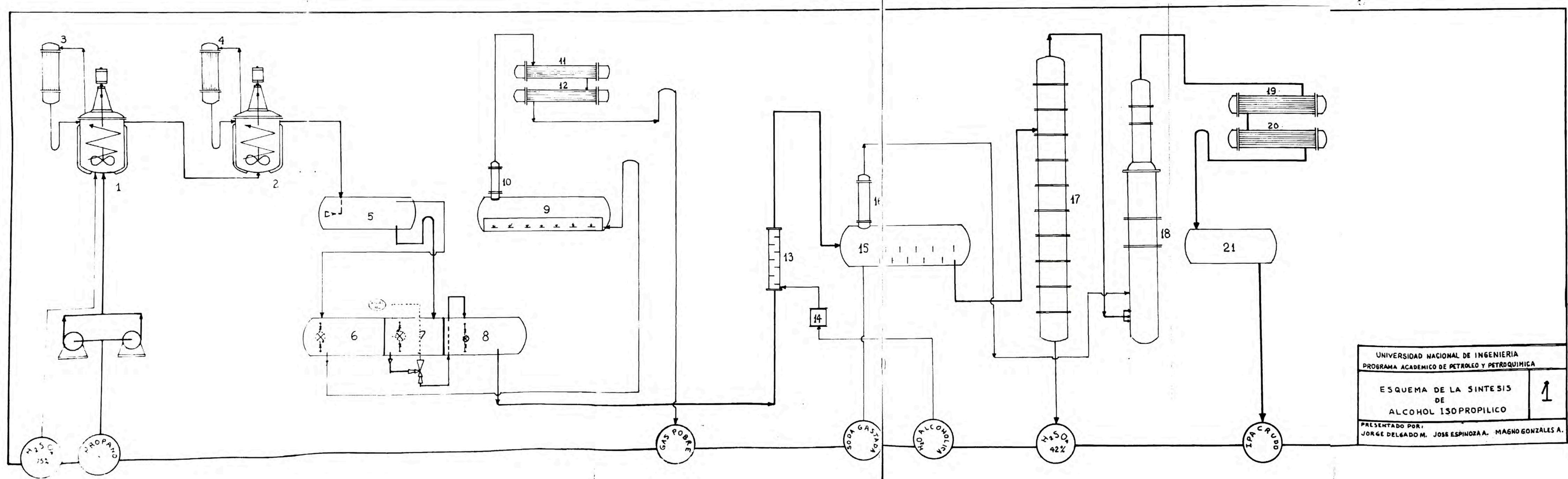


FLUJO EN CONTRACORRIENTE

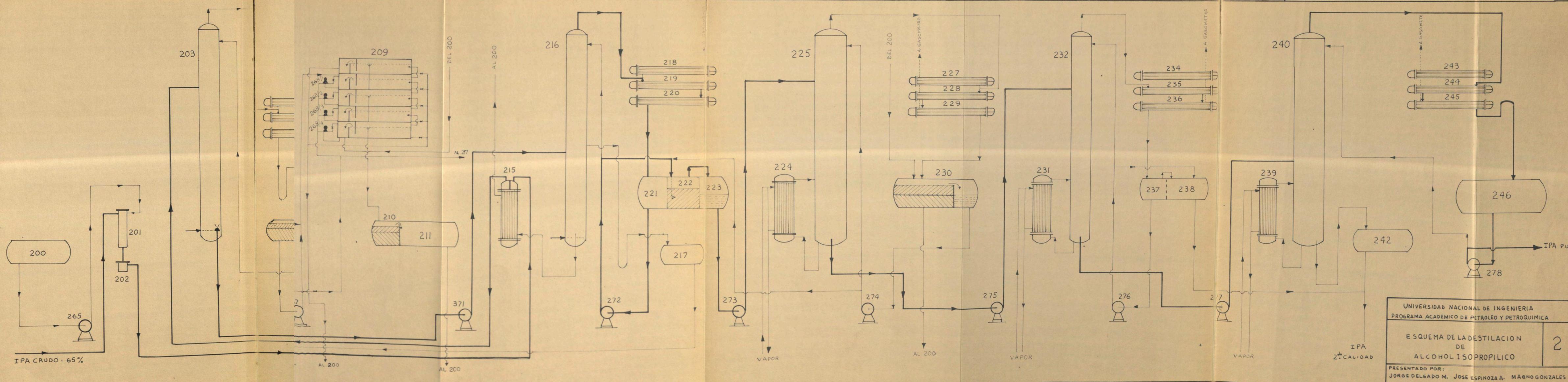
B I B L I O G R A F I A

- (1) ISOPROPYL ALCOHOL, Lewis F. Hatch
McGraw-Hill, 1961
- (2) ENCICLOPEDIA DE LA TECNOLOGIA QUIMICA, Tomo VIII
- (3) COMPLEJO DE SOLVENTES: ISOPROPANOL - ACETONA
Proyecto N° 3, Petroperú, 1971
- (4) CHEMICAL ENGINEERING'S HANDBOOK, Perry John
4th Edición, 1963
- (5) INTERNACIONAL CRITICAL TABLE
- (6) THE CHEMISTRY OF PETROLEUM DERIVATIVES, Carleton Ellis
Reinhold Publishinh Corporation, 1937
- (7) QUIMICA ORGANICA, I.L. Finar, Vol. I
Editorial Alhambra, 2ª Edición, 1966
- (8) THE PETROQUIMICAL INDUSTRY, Albert V. G. Hahn
McGraw-Hill, 1970
- (9) HYDROCARBON PROCESSING, Noviembre 1969
- (10) HYDRICARBON PROCESSING, Noviembre 1971
- (11) PETROLEUM PRODUCTS HANDBOOK, Virgil B. Guthrie
MacGraw-Hill, 1960
- (12) 2ª CONGRESO NACIONAL DE PETROQUIMICA DE ARGENTINA, Tomo I
Dr. T. Krenkel-Dr. R.A.F.V. Haring
- (13) ANUARIO DEL COMERCIO INTERIOR Y EXTERIOR
- (14) CONSULTORES ANDINOS
- (15) ESTADISTICA, Murray R. Spiegel
MacGraw-Hill, 1969
- (16) INFORMACION OBTENIDA DURANTE LAS PRACTICAS REALIZADAS
EN LA PLANTA DE CARBOCLOR, INDUSTRIAS QUIMICAS S.A.I.C.,
Campana, Buenos Aires, Argentina, 1971
- (17) INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY, Richard F. Robey
Agosto 1941

- (18) INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY, Robert W. Schrage and Erwin H. Amick Jr., Diciembre 1950
- (19) AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, Tatsuo Horie, Masao Inaizumi and Yasuo Fujiwara, Diciembre 1969
- (20) JOURNAL AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, Vol 52, Harold S. Davis and Reuben Schuler, Febrero 1930
- (21) INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY, VOL 52, Nº 11 Liang-Tseng Fan, Noviembre 1960
- (22) CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS, John W. Eldridge and Edgar L. Piret, June 1950
- (23) OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUIMICA, Mc Cabe Smith Editorial Reverté 1968
- (24) PETROLEUM REFINERY ENGINEERING, Nelson MacGraw-Hill, 4ª Edición
- (25) HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING, Katz MacGraw-Hill, 1959
- (26) PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, D.Q.Kern Compañía Editorial Continental S.A., 1ª Edición
- (27) HYDROCARBON PROCESSING, Nomograph Handbook F. Caplan, Kaiser Engineering, Oakland, California
- (28) 2ª CONGRESO NACIONAL DE PETROQUIMICA DE ARGENTINA, Tomo II Dr. G.F. Lange, 1970
- (29) QUIMICA DE LOS COMPUESTOS ORGANICOS, Conant - Elatt Editorial Aguilar, 2ª Edición, 1963
- (30) QUIMICA ORGANICA, Hammond Cram MacGraw-Hill, 1963



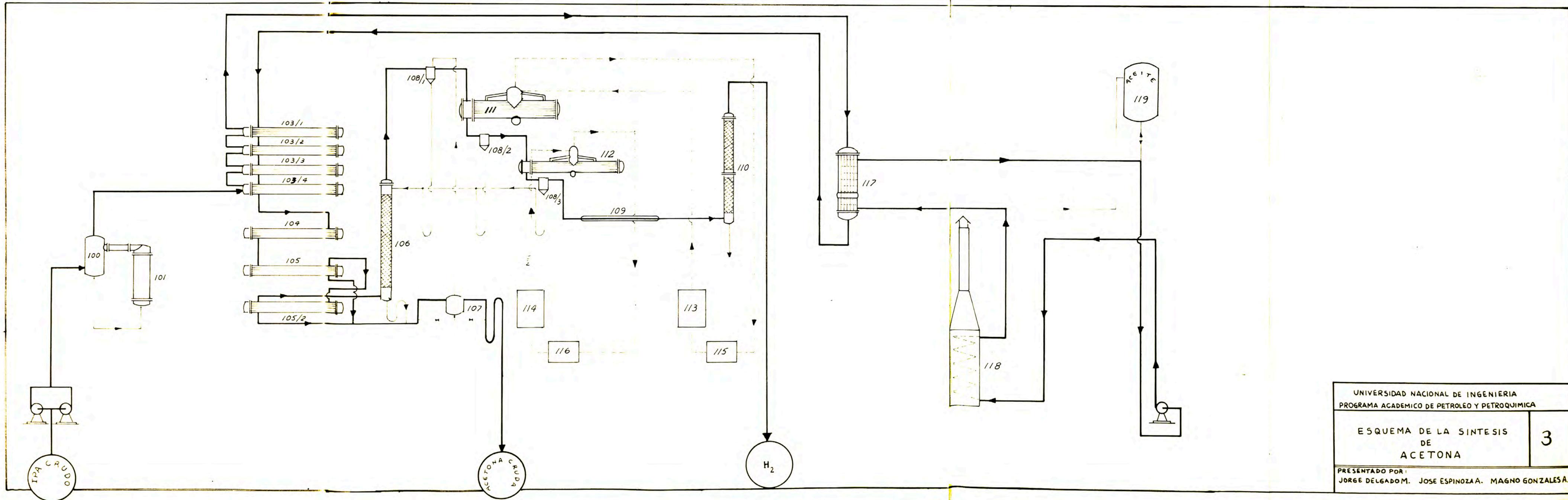
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA PROGRAMA ACADÉMICO DE PETRÓLEO Y PETROQUÍMICA	
ESQUEMA DE LA SÍNTESIS DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO	
PRESENTADO POR: JORGE DELGADO M. JOSÉ ESPINOZA A. MAGNO GONZALES A.	



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 PROGRAMA ACADÉMICO DE PETRÓLEO Y PETROQUIMICA

ESQUEMA DE LA DESTILACION
 DE
 ALCOHOL ISOPROPILICO

PRESENTADO POR:
 JORGE DELGADO M. JOSE ESPINOZA A. MAGNO GONZALES A.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA PROGRAMA ACADÉMICO DE PETRÓLEO Y PETROQUÍMICA	
ESQUEMA DE LA SÍNTESIS DE ACETONA	3
PRESENTADO POR: JORGE DELGADO M. JOSE ESPINOZA A. MAGNO GONZALEZ A.	