

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



**“Estudio Técnico y de Innovaciones Tecnológicas en los Procesos
de Obtención de Acetileno”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

ORLANDO RODRIGUEZ BALTODANO



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Teis 1974

LAB _____

NO. M-278 282 276

PCNA _____

PROG _____

S _____



QUINICA

Presidente	Eduardo Rojo y de Regil
Vocal	Fernando Iturbe Hermann
Secretario	Antonio Frias Mendoza
1er. Suplente	Arturo Lopez Torres
2do. Suplente	Mario Ramirez y Otero

Sitio donde se desarrolló el tema: Biblioteca de la Fac. de Química

Sustentante: Orlando Rodríguez Baltodano

Asesor del tema: Antonio Frias Mendoza

A MIS PADRES, QUIENES HAN FORJADO MI EDUCACION A BASE
DE LUCHA CONSTANTE.

A MI PADRE -HOMBRE Y AMIGO-, POR SU CONFIANZA Y APOYO

A LA MEMORIA DE MI MADRE
A QUIEN TODO DEBO
PORQUE TODO ME LO DIO

A MIS HERMANOS: JUAN, DANILO Y CLAUDIO
PORQUE SIEMPRE HAN COMPARTIDO CON CARÍÑO
NUESTROS EXITOS Y FRACASOS

A TI CHINA
QUE CON TU ALEGRIA
TU PASIENCIA Y TU CARIÑO
SUPISTES BRINDARME LA
PAZ Y EL SOSIEGO.

MI AGRADECIMIENTO
AL INGENIERO ANTONIO FRIAS MENDOZA
ASESOR DE ESTE TRABAJO,
MAESTRO Y AMIGO

C O N T E N I D O

	Pág.
INTRCDUCCION	1
CAPITULO I.- PROCESOS EXISTENTES	
1.- PROCESOS DE ARCO ELECTRICO	4
✓ PROCESO HULS	6
PROCESO EDIGER-TATARINOV	12
PROCESO SCHOCH	14
2.- PROCESOS DE PIROLISIS TERMICA	18
PROCESO WULFF ✓	19
PROCESO KOPPER - HASCHE	23
PROCESO FISCHER - RUHRCHEMIE	24
PROCESO HOECHST	25
PROCESO EASTMAN	28
PROCESO HAPPEL-KRAMER-OTHEMER	31
PROCESO CHIYODA	34
3.- PROCESOS DE COMBUSTION PARCIAL	37
✓ PROCESO SACHSSE (B.A.S.F.)	38
PROCESO KELLOG (S.B.A.)	42
PROCESO FAUSER - MONTECATINI	46
PROCESO PHILLIPS	49
PROCESO DELHI - TAYLOR	54
4.- ✓ PROCESO POR CARBURO DE CALCIO	57
GASIFICADOR EN HUMEDO	58
GASIFICADOR EN SECO	60
GASIFICADOR DE "CARBURO EN AGUA"	63
PROCESO A.G.A.	66
CAPITULO II.- FACTORES LIMITANTES	70
CAPITULO III.- CAPACIDAD DE FABRICACION Y MERCADO	97
CAPITULO IV.- INNOVACIONES TECNOLOGICAS	108
CAPITULO V.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	119
 BIBLIOGRAFIA	 124

I N T R O D U C C I O N

Los países como México que están en vía de su desarrollo industrial, se ven precisados a depender sistemáticamente de la tecnología proporcionada por los países desarrollados. La obtención de tecnología se logra mediante:

La adquisición y adaptación, en tanto se carece de los recursos y conocimientos necesarios e indispensables para lograr una tecnología propia que evite cuantiosas sangrías económicas.

En cualquier país para la instalación de una industria química, se necesita saber el proceso a seguir y las condiciones óptimas del mismo, para la manufactura de un producto. Por lo que es necesario el estudio de los procesos existentes y de las innovaciones tecnológicas que han sufrido, para obtener la información necesaria de éstos y seleccionar el proceso más idóneo para un país como México que depende aún en gran parte de la tecnología extranjera.

El objeto de esta tesis es analizar y evaluar en forma concisa y clara los diferentes procesos y factores que influyen en la obtención del acetileno mediante:

1).- Descripción y análisis de los procesos existentes para la producción de acetileno desde 1950 a la fecha.

a).- Procesos de Arco Eléctrico

Proceso Hüls
Proceso Ediguer-Tatarinov
Proceso Schoch

b).- Procesos de Pirólisis Térmica

Proceso Wulff
Proceso Kopper-Hasche
Proceso Fischer

Proceso Hoechst
Proceso Eastman
Proceso Happel-Kramer-Othmer
Proceso Chiyoda

c).- Procesos de Combustión Parcial

✓ Proceso Sachsse - B.A.S.F.
Proceso Kellogg - S.B.A.
Proceso Fauser - Montecatini
Proceso Phillips
Proceso Delhi - Taylor

d).- Procesos por Carburo de Calcio

✓ Proceso de gasificador en humedo
Proceso de gasificador en seco
Proceso de gasificador de carburo en agua
Proceso A.G.A.

2).- Análisis de los factores limitantes en cada uno de estos procesos.

- a).- Factores limitantes generales
- b).- Factores limitantes específicos
- c).- Factores limitantes especiales

3).- Futuro de la producción y mercado del acetileno desde el punto de vista tecnológico en base a los Estados Unidos de Norteamérica donde se obtiene suficiente información de la que se carece en México.

4).- Mediante la información recopilada, obtener las causas que han motivado las innovaciones tecnológicas habidas en los procesos para la obtención del acetileno.

CAPITULO I

PROCESOS EXISTENTES

1.- PROCESOS DE ARCO ELECTRICO. (1)

Estos procesos se sirven de la disipación de la energía eléctrica para suministrar rápidamente energía a los hidrocarburos. El arco eléctrico es un medio excelente para suministrar energía con una densidad de flujo extraordinariamente alta, de modo que el tiempo requerido para calentar el hidrocarburo sea mínimo.

El mayor problema de estos procesos es, el enfriamiento rápido de los gases calientes hasta una temperatura en que cese la reacción, con el fin de preservar el acetileno formado y reducir al mínimo las reacciones secundarias. Entre los medios para conseguir esto, figuran el enfriamiento de los gases del arco por grandes cantidades de gas circundante más frío, la inmersión del arco en un hidrocarburo líquido y el enfriamiento de los gases del arco con baño de agua.

¶ Como por lo general la energía eléctrica es cara, normalmente un proceso de este tipo no puede soportar la incorporación de grandes cantidades de productos adicionales en la corriente de gases para reducir las reacciones secundarias, pues los productos diluyentes deben de calentarse también a la temperatura de reacción, lo que requiere de una cantidad adicional de energía eléctrica.

Los procesos eléctricos tienen la ventaja de que la conversión de los hidrocarburos en acetileno es sensiblemente mayor que en los procesos de pirolisis térmica y de combustión parcial. Los requisitos de energía son aproximadamente de 4.5 - 5 Kwh/lb de acetileno (9.92 11.02 Kwh/Kg) cuando se usa metano como materia prima: el uso de hidrocarburos mayores disminuye la demanda de energía. La alta conversión de los hidrocarburos compensa el alto costo de energía, particularmente cuando la electricidad para el arco se genera de fuentes de combustibles más baratas que los hidrocarburos. Una posibilidad es el uso de gas que sale -

del proceso, después de separado el acetileno, como combustible para suministrar la electricidad al proceso. Sin embargo, son los factores económicos los que a última instancia determinan si se utilizan estos gases de salida como combustible o, debido a que son ricos en hidrógeno, se destinan para producción química.

Aún cuando para el personal que labora en este tipo de procesos existe el riesgo potencial del equipo con voltaje moderadamente alto, este puede evitarse mediante el empleo de un diseño adecuado.

PROCESO HULS (3)

Este proceso se utilizó industrialmente poco después del comienzo de la segunda guerra mundial, con una capacidad de 60,000 toneladas anuales de acetileno.

APLICACION

Obtención de acetileno, etileno, hidrogeno y negro de humo.

ALIMENTACION

Una mezcla de gas natural-nafta en la composición elegida (con un punto de ebullición de 200 C).

PRODUCTOS

Acetileno 98 % de pureza, etileno de 99.9 %, hidrogeno de 98 % (a 16 atm. abs. de presión) y negro de humo.

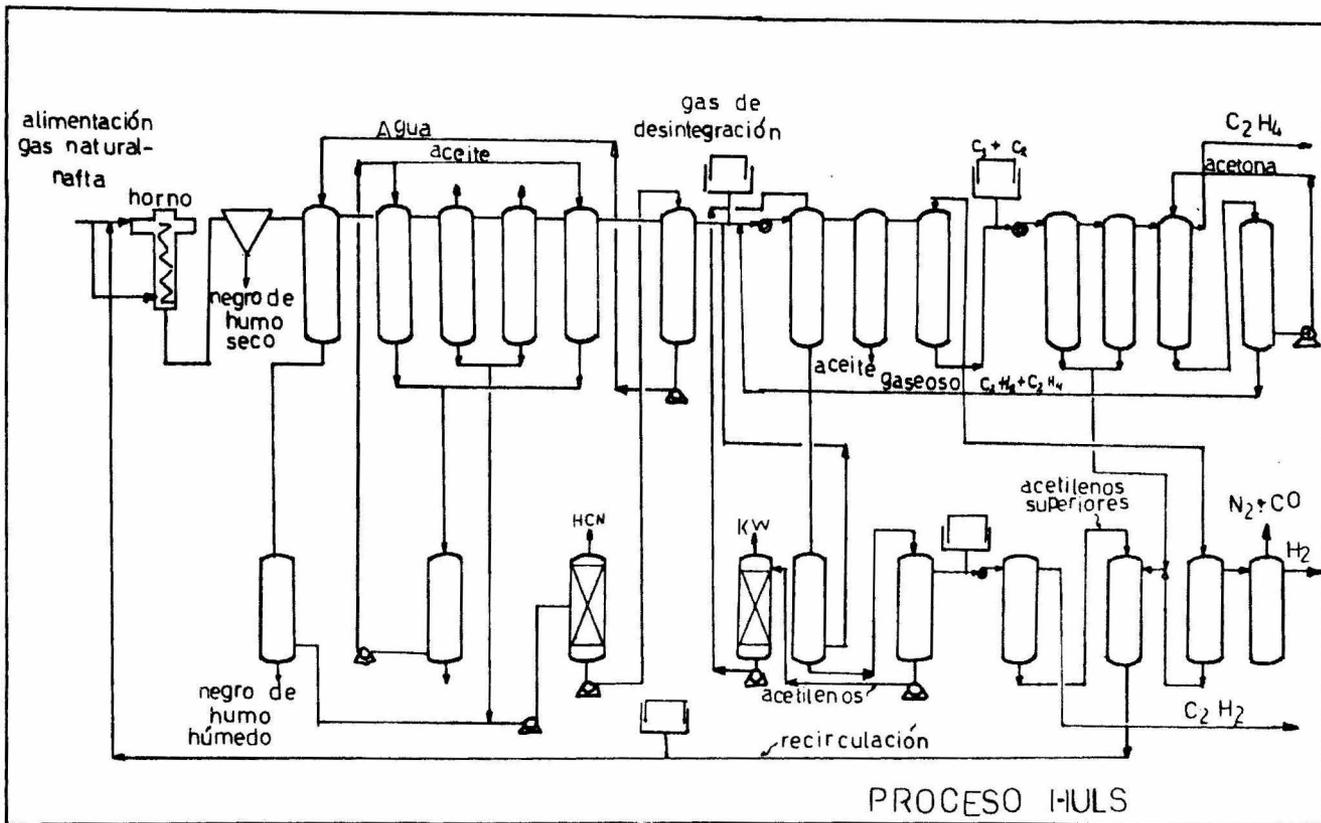
DESCRIPCION

Consiste de un arco voltaico de C.D., en un flujo turbulento de gas estabilizado. Con una capacidad de 8.200 Kw (7,200 volts, 1,150 amperes,) y una longitud de aproximadamente 1 ^{0.8 - 1.5 m} m.

Los hidrocarburos gaseosos se queman entre dos electrodos huecos de cobre, estos hidrocarburos son derivados de parafínicos de naturaleza olefínica. Entran al horno tangencialmente a través de un codo de 70 cm. de diametro, directamente entre los electrodos.

La cubierta de hierro del cátodo esta conectada a una línea de alto voltaje, el ánodo esta conectado a tierra en un tubo de 150 cm de longitud y 10 cm. de diametro.

El primer paso consiste en hacer pasar los hidrocarburos en linea-paralela al arco eléctrico, a traves del tubo anódico con una velocidad de 1000 m/seg. Durante este proceso se llevan hasta la temperatura de reacción (aproximadamente 1,400 C) y son fraccionados.



En el segundo paso se inyectan los hidrocarburos gaseosos o líquidos dentro de los gases fraccionados calientes, a través de varias gargantas con el objeto de intensificar la turbulencia.

Parte del contenido calórico de los gases fraccionados en el primer paso se utilizan para convertir los hidrocarburos agregados en el segundo paso en etileno.

Al final del ánodo los gases fraccionados del primer y segundo pasos son enfriados con agua hasta una temperatura de 200°C evitando así cualquier alteración en ellos.

Los procesos que tiene lugar en el horno pueden formularse de la siguiente manera :

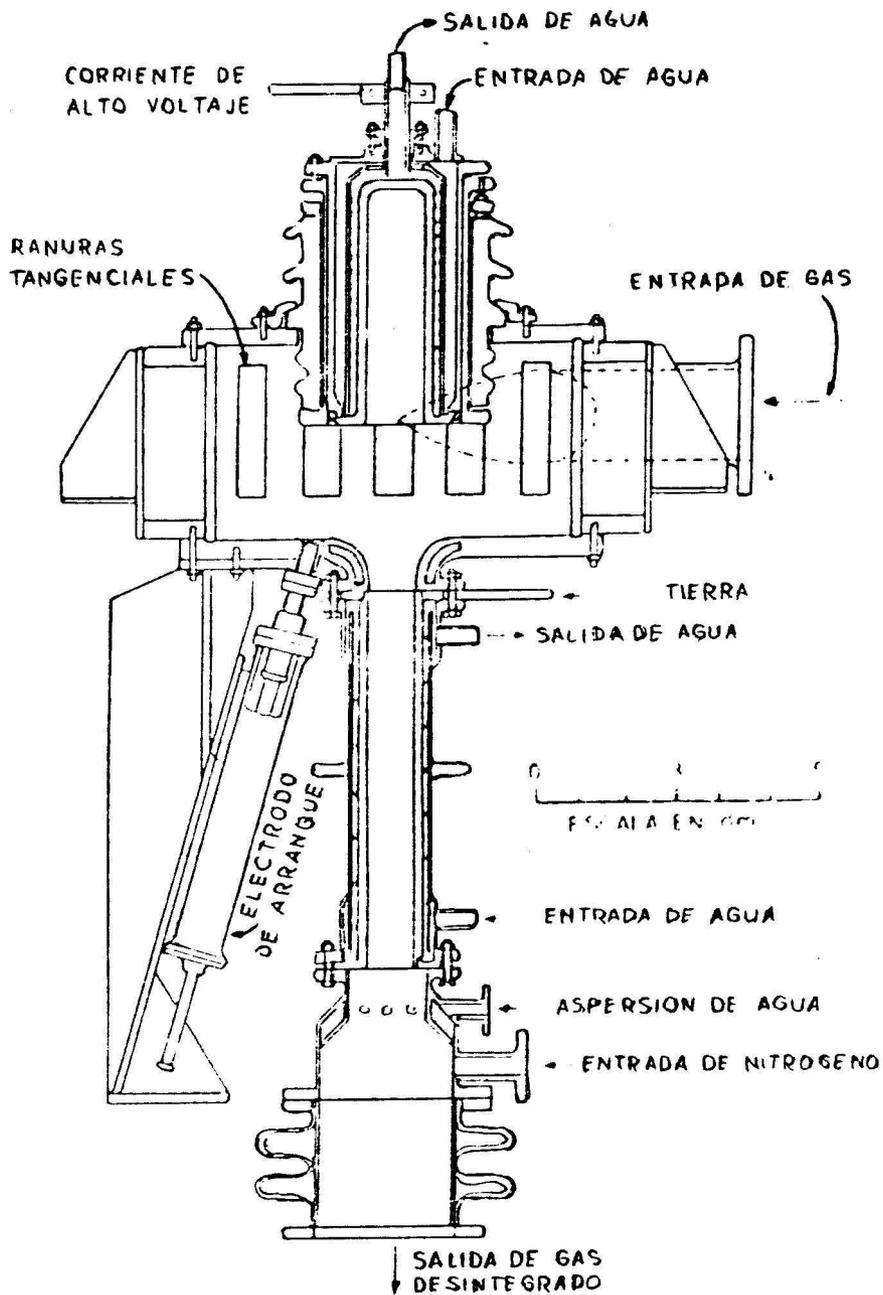


Una ventaja especial de este proceso es la flexibilidad para fraccionar se de los hidrocarburos. Se pueden emplear mezclas de varios componentes sin embargo, los rendimientos óptimos de acetileno y de etileno se obtienen cuando se alimentan mezclas de hidrocarburos de cadenas muy cortas (como máximo 2 carbonos) en el primer paso, e hidrocarburos parafínicos de cadena lineal de 2 o más carbonos en el segundo paso.

El 70% del negro de humo producido por el arco eléctrico, se elimina por medio de ciclones como negro de humo seco y el 30% restante se remueve como negro de humo húmedo en una torre de espreado de agua.

La purificación final se lleva a cabo en un sistema combinado de lavado con agua-aceite. Al mismo tiempo el naftaleno y los productos fácilmente polimerizables son lavados de los residuos gaseosos por medio de un aceite aromático.

El gas deja la sección de purificación con un contenido de negro de humo de 3mg/Na. El gas fraccionado limpio es lavado nuevamente con agua pa



ARCO DE HULS (60)

PROCESO EDIGER - TATARINOV .- (62)

Este proceso fue desarrollado en Rusia. Difiere del proceso Húls en el hecho de que los arcos intermitentes se establecen en el seno del hidrocarburo líquido mediante corriente alterna, y el efecto del enfriado por mezclado directo de la reacción se obtiene principalmente por el enfriamiento de la carga líquida del hidrocarburo.

El reactor esta formado por un tanque que tiene una multitud de electrodos de barra fijados horizontalmente, los cuales están aislados entre sí por dieléctricos sólidos en una forma tal que constituyen una especie de piso falso en el tanque. En este piso de electrodos - se encuentra una capa de pequeños gránulos de carbón, los cuales efectúan el contacto eléctrico con los electrodos de barra fijos. El hidrocarburo líquido circula a través del tanque hacia un enfriador de agua, luego pasa al filtro de carbón, y de nuevo hacia el tanque. La corriente eléctrica pasa a través del lecho de gránulos, los cuales se mantienen en movimiento por medio de los gases desprendidos de la alimentación líquida, con lo que el movimiento de los gránulos causa pequeños arcos que continuamente se forman y se extinguen. Se utiliza la corriente alterna y la formación del arco se efectúa con 1000 V aproximadamente. El consumo de potencial es cercano a 12,000 Kwh/ton de acetileno.

El negro de humo se forma como subproducto, y este - se encuentra finamente disperso en el seno del hidrocarburo líquido. En la escala superior, la filtración de este carbón y la forma de disponer - de la torta del filtro, la cual está formada por un lodo del negro de humo y de aceite, puede ser un problema difícil. El rendimiento en peso, - tomado en cuenta la pérdida de aceite en el lodo, es aproximadamente de - 30 kg de acetileno por 100 kg de aceite.

Parece ser que el proceso Ediger no ha sido adoptado

por ninguna planta en escala industrial. Antes de la Segunda Guerra Mundial una planta piloto operó con este proceso en Baku. El gas impuro de esta planta piloto parece ser que se utilizaba en parte como combustible para soldar, y no se sabe si se trabajó con un proceso adecuado para la separación del acetileno puro. Una modificación de este proceso, conocido con el nombre de proceso Griffin, se trabajó en Inglaterra con una planta piloto de demostración en el año de 1951.

PROCESO SCHOCH.- (4)

Este proceso fue desarrollado en la Universidad de Austin Texas, y se ha estado operando en este lugar en la escala de una pequeña planta piloto hasta hace poco en que el personal del departamento de la Industria Química de dicha Universidad desarrolló el proceso en escala comercial.

APLICACION.-

Obtención de acetileno, negro de humo, hidrógeno y productos gaseosos (de acuerdo a la alimentación)

ALIMENTACION.-

Hidrocarburo gaseoso o vaporizado; o bien una mezcla de gas natural.

PRODUCTOS:

Acetileno de 97 % de pureza, hidrógeno de 98.9 % de pureza, negro de humo y productos gaseosos fácilmente separables.

DESCRIPCION:

La sección de pirólisis está formada por una cámara que tiene un fuelle circular giratorio, el cual forma un electrodo y difunde el gas hacia una placa colocada entre el electrodo estacionario y el electrodo móvil. Se utiliza corriente alterna trifásica de 60 ciclos, la cuál suministra 8,000 V, y las condiciones que se obtienen permiten que la descarga sea del tipo silencioso y que la parte principal del gas se caliente relativamente poco, hasta que alcanza una temperatura de únicamente 500°C aproximadamente.

Se obtiene una transformación baja de acetileno, y es necesario utilizar varias unidades de descarga colocadas en serie para lograr una concentración adecuada de acetileno. La corriente de cada descarga debe de controlarse por separado.

La planta para el proceso Schoch está compuesta de cuatro partes principales; suministro y regulación de energía eléctrica, reacción del

gas por la descarga, separación de C_3 e hidrocarburos pesados y concentración de la fracción de acetileno.

Este proceso es continuo; controlado automáticamente y no requiere de tanques o gasómetros para el almacenaje del acetileno.

La sección de descarga eléctrica es lo que podríamos llamar, la parte medular del proceso; en la cámara de descarga eléctrica debe producirse un mínimo de tres descargas o bien en una serie de tres cámaras - producir una descarga en cada una de las cámaras.

El gas entra a la cámara de descarga eléctrica donde se produce la reacción con un contenido de negro de humo el cual se remueve de la corriente de gas de reacción, mediante el uso de filtros y de un separador de ciclón. Cada enfriador está arreglado de tal forma que la superficie de agua de enfriado esté constantemente cambiándose para evitar que se contamine de negro de humo. Este negro de humo es recolectado y descargado -- fuera de la planta.

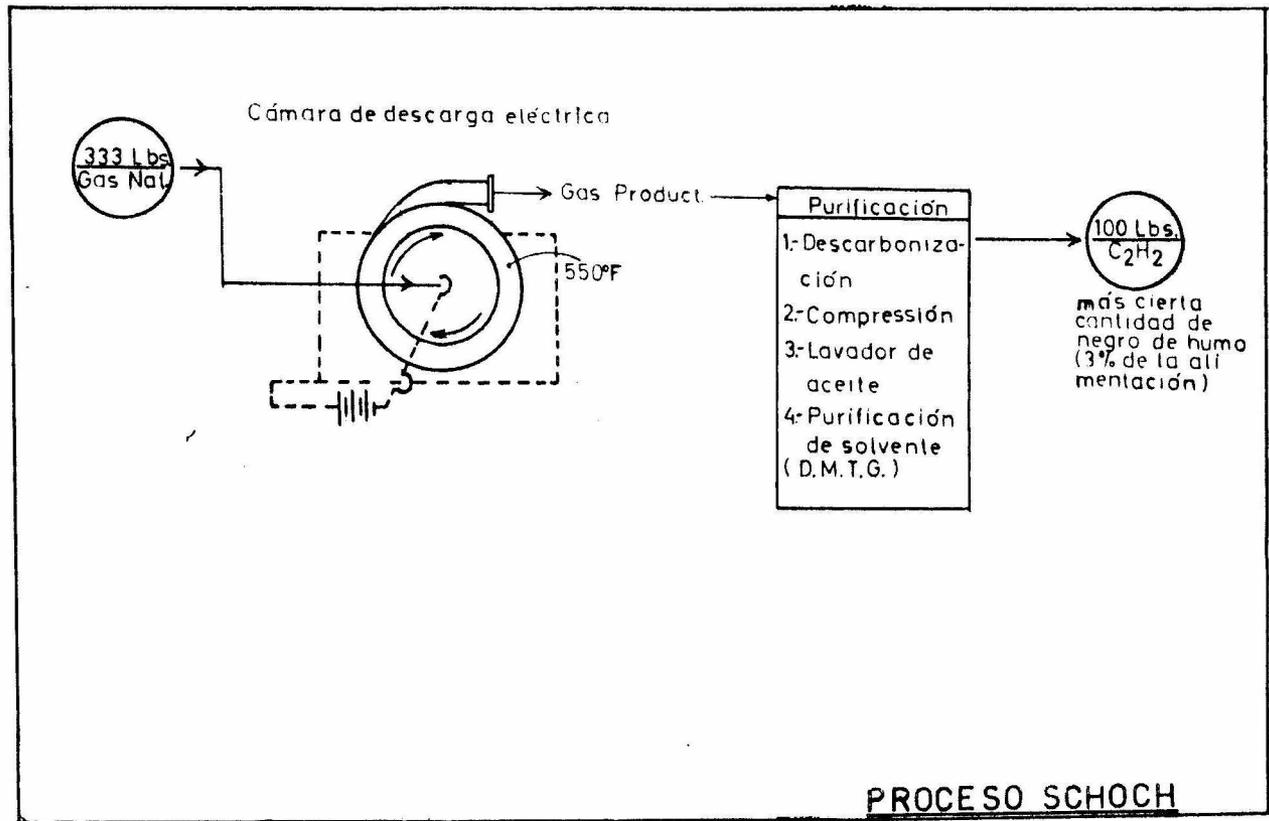
La separación del C_3 e hidrocarburos pesados del acetileno y gases ligeros, se lleva a cabo en una sección de absorción convencional. Una torre de absorción, usando aceite delgado se emplea para remover el C_3 y los hidrocarburos pesados.

El gas absorbido contiene el acetileno, el cual es pasado a través de un absorbedor con carbón para remover las trazas existentes de aceite. Este gas es pasado a través de otro sistema de absorción selectiva en dimetoxitetraetilenglicol (DMTG).

Este solvente absorbe el acetileno junto con otros gases y permite desalojar el gas residual conteniendo hidrógeno, metano y pequeñas cantidades de etano y etileno que salen de la planta como gas de salida.

La mezcla de gases-solvente, rica en aceite es sometida a una destilación "flash" a una presión cercana a la atmosférica.

Los gases "flasheados" son recirculados a la sección de reacción, y los flujos líquidos llevados a una columna de purificación donde las cantidades rematantes de metano, etano y etileno se remueven por desorción - con acetileno. El líquido sobrante es calentado para que se desprenda el acetileno absorbido.



2.- PROCESOS DE PIROLISIS-TÉRMICA .(60)

Los procesos de pirólisis térmica (horno regenerativo) suministran la energía para la producción de acetileno por intercambio de calor a alta temperatura con una masa refractaria sólida. Como el refractario se cubre poco a poco con coque o alquitranes, que disminuyen la transmisión de calor; no pueden usarse normalmente tubos calentados continuamente desde el exterior. Antes bien, se emplea una operación cíclica en la cual el material refractario calienta el hidrocarburo durante un tiempo y luego se calienta en una atmósfera oxidante durante otro período. Así, - el refractario ha de resistir las atmósferas oxidante y reductora a temperaturas del orden de 1,400 °C. Además, debe transmitirse calor a gran velocidad desde el interior a la superficie del refractario. Como el refractario está sometido a frecuente calentamiento y enfriamiento, debe resistir los choques térmicos sin descantillarse.

Para los hornos patentados que emplean lecho móvil de guijarros, la resistencia a la abrasión es otra propiedad importante. Por consiguiente, el refractario adecuado debe de satisfacer condiciones rigurosas. Hasta la fecha, se ha hallado que la alúmina densa muy pura es el material más satisfactorio para esta aplicación.

PROCESO WULFF .(5)

Este proceso se utilizó en un principio en escala piloto por la Wulff Process Co. en Los Angeles, Estados Unidos.

Aplicación:

Obtención de acetileno y etileno de alta pureza.

Alimentación:

Puede variar de etano a gas oil.

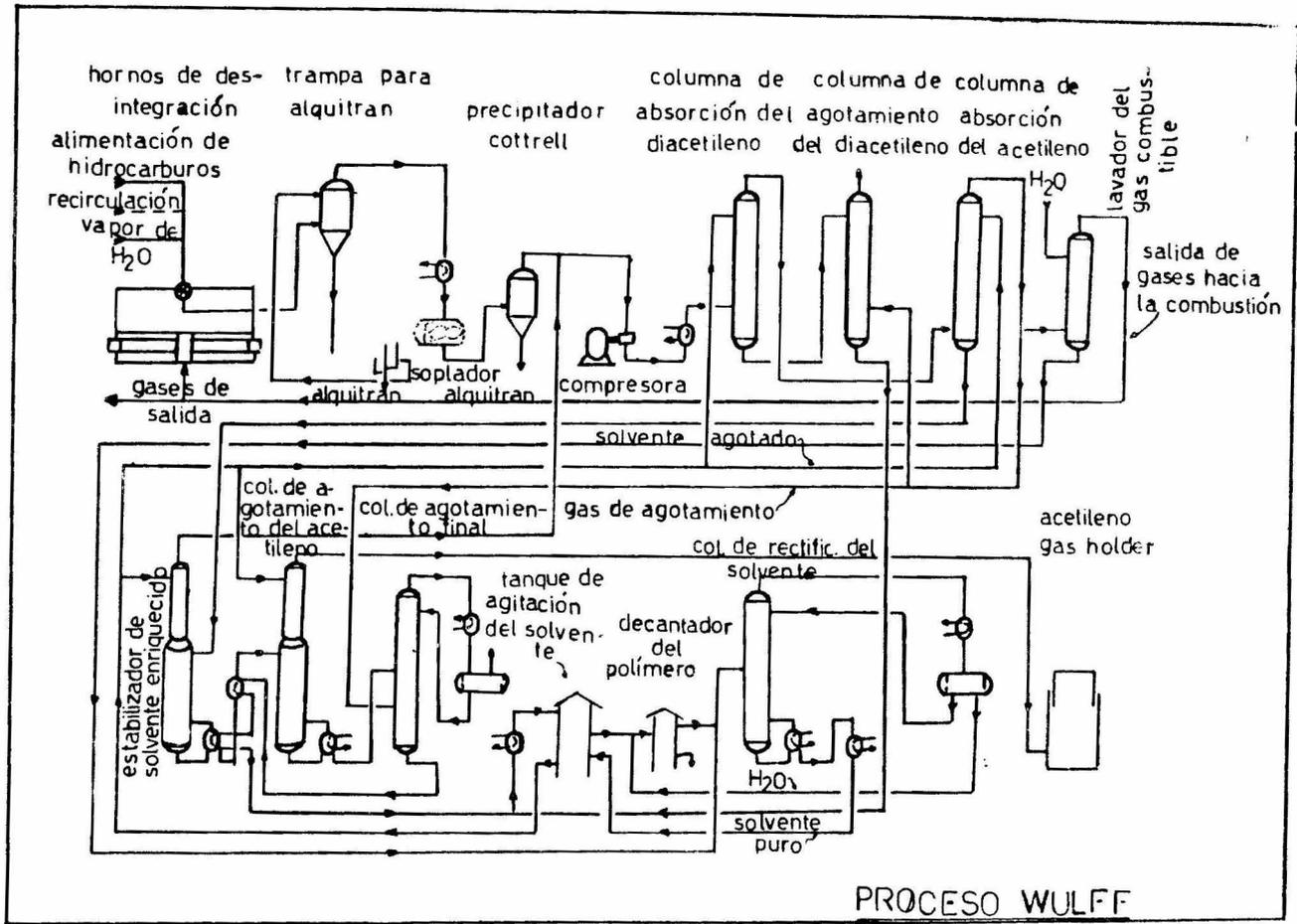
Productos:

Acetileno de alta pureza; etileno de alta pureza que puede recuperarse si se desea. Los subproductos incluyen una fracción destilada aromática e hidrógeno libre de gases.

Descripción:

Los hidrocarburos alimentados se mezclan con una dilución de vapor a baja presión y se hacen reaccionar en hornos regenerativos a alta temperatura aproximadamente 1,400°C y a una presión cercana a 0.5 atm. La permanencia del gas en la sección de reacción es de casi 0.1 seg., con únicamente 0.030 segundos a la temperatura máxima.

Se colocan en los hornos unos verificadores de cerámica que primero se calientan a altas temperaturas por la combustión del gas combustible con el aire; cuando el horno ha alcanzado la temperatura de operación, se detiene la combustión y se alimenta vapor de hidrocarburo, el que se vaya a emplear ya que el proceso es adecuado para alimentaciones de hidrocarburos en estado gaseoso o vaporizados, incluyendo desde el metano hasta el gas oil junto con una dilución de vapor, produciéndose un gas fraccionado que contiene acetileno y etileno. La composición del gas fraccionado es una función de las condiciones de operación en los hornos Wulff, las cuales pueden variarse a voluntad para obtener proporciones deseadas de cada componente. El análisis típico de los gases de entrada y de salida, cuando se opera con metano o con propano, es



el siguiente:

	Metano		Propano	
	Entrada % en Vol.	Salida % en Vol.	Entrada % en Vol.	Salida % en Vol.
Hidrógeno	=	49.1	-	54.4
Nitrógeno	0.60	4.1	-	5.4
Oxígeno	-	-	-	-
C O	-	8.0	-	7.0
CO ₂	-	1.4	-	1.2
CH ₄ y sat.	99.0	29.0	99.0	17.9
Acetileno	-	7.0	-	10.0
Olefinas	-	1.0	-	3.0
Alquinos Sup.	-	0.6	-	0.9

El gas de pirólisis proveniente del horno se enfría inmediatamente mediante un pulverizador de agua o aceite y agua, en donde se elimina el negro de humo y el alquitrán, y finalmente se limpia pasándolo a través de los precipitadores de Cottrel; a continuación el gas se comprime y el acetileno se separa por absorción selectiva.

En una de las primeras versiones del proceso Wulff, se utilizó la acetilacetona como disolvente selectivo, aunque más recientemente se ha adoptado a la acetona y especialmente a la dimetilformamida (D.M.F.).

* El gas que no se absorbe, compuesto de hidrógeno, monóxido de carbono e hidrógeno, se utiliza en parte como combustible para el calentamiento del horno y el resto constituye un subproducto.*

Antes de pasar al principal aparato de absorción de acetileno, el-

gas de pirólisis se lava con una pequeña cantidad de dimetilformamida para eliminar los hidrocarburos alquínicos superiores, pasando el solvente del fondo de esta columna de absorción hacia una columna agotadora, en donde los hidrocarburos superiores se separan mediante una corriente de gas residual, y se mandan al horno como combustible. La corriente principal de gases pasa hacia la columna de absorción del acetileno y se lava con dimetilformamida para disolver el acetileno. El gas residual no disuelto se circula en parte hacia el agotador de diacetileno, en donde la masa se lava con agua para recuperar el solvente y pasa al gasómetro para ser utilizado como combustible en el horno. El solvente que contiene el acetileno, proveniente de la columna principal de absorción, se manda hacia la columna estabilizadora, en donde los componentes menos solubles (etileno, bióxido de carbono, etc.) se eliminan, y posteriormente a la torre de agotamiento en la cual se recupera el acetileno y el solvente.

* En este proceso de 30-40 % del carbón en la carga de alimentación aparece como acetileno en el producto, dependiendo del tipo de la carga de alimentación y del método de operación. El rendimiento en peso es de 40 Kg de acetileno por 100 Kg de propano alimentado; o 26 Kg de acetileno por 100 Kg de metano alimentado.

PROCESO KOPFER-HASCHE.⁶²⁾

El principio de este proceso es muy semejante al procedimiento Wulff.

Este proceso parece no ha sido utilizado por ninguna planta en escala industrial para la producción de acetileno (o al me nos no hay información de ello) , pero el principio generativo del horno de este proceso ha sido aplicado en diversas plantas de gran escala - para la transformación de los hidrocarburos parafínicos en gas doméstico.

PROCESO FISCHER (RUHRCHEMIE) (62)

Este proceso fue desarrollado, y se trabajó con él en una planta - piloto, en la Ruhchemie A.G. de Alemania, antes de la Segunda Guerra Mundial.

El proceso es semejante en principio al procedimiento Wulff. El reactor de pirólisis consta de un horno empacado con material refractario, y la operación se efectúa con etapas alternadas de calentamiento y de desintegración. No se utilizó el vapor de agua como diluyente, pero la etapa de pirólisis era efectuada a la presión reducida de 0.1 atm aproximadamente. Cuando se utilizó el metano como carga de alimentación, la composición del gas de salida del horno fue como se indica a continuación:

	% en Volumen
Hidrógeno	70.7
Metano	15.7
Acetileno	9.8
Alquinos Sup.	0.3
Nitrógeno	3.5

El acetileno se recuperó del gas de desintegración por absorción - en agua a presión.

PROCESO HOECHST.⁽¹²⁾

Proceso de pirólisis térmica a alta temperatura .

Aplicación:

Obtención de acetileno y etileno a partir de hidrocarburos.

Alimentación:

Desde naftas ligeras hasta parcialmente destiladas.

Productos:

Acetileno de 99.9 % de pureza y etileno de 99.9 %

Descripción:

Este proceso da un alto rendimiento de acetileno y etileno a partir de hidrocarburos. Las altas temperaturas que se requieren para el fraccionamiento de los hidrocarburos se obtienen de la combustión de combustibles líquidos o gaseosos con oxígeno en un horno desarrollado recientemente, aunque en principio semejante al horno de Wulff. La combustión con oxígeno minimiza los volúmenes gaseosos y permite el uso de gases residuales como combustible en el quemador. La capacidad calorífica en el horno es superior a 10^8 Btu/ft³ hr. Su gran capacidad y construcción totalmente metálica minimiza el tamaño y peso del quemador. La ausencia de cualquier pieza de cerámica permite arranques y paradas rápidas. El quemador se enfría con agua, y por tanto las pérdidas de calor son despreciables.

La alimentación se inyecta en el seno de los gases de combustión calientes. La mezcla entra a una zona de reacción donde por contacto directo se le transfiere el calor necesario para formar el acetileno y el etileno, con un tiempo de reacción de aproximadamente 0.002 de segundo.

Un buen proceso de enfriamiento evita la formación de hollín y coke. La corriente gaseosa que sale del reactor se enfría en -

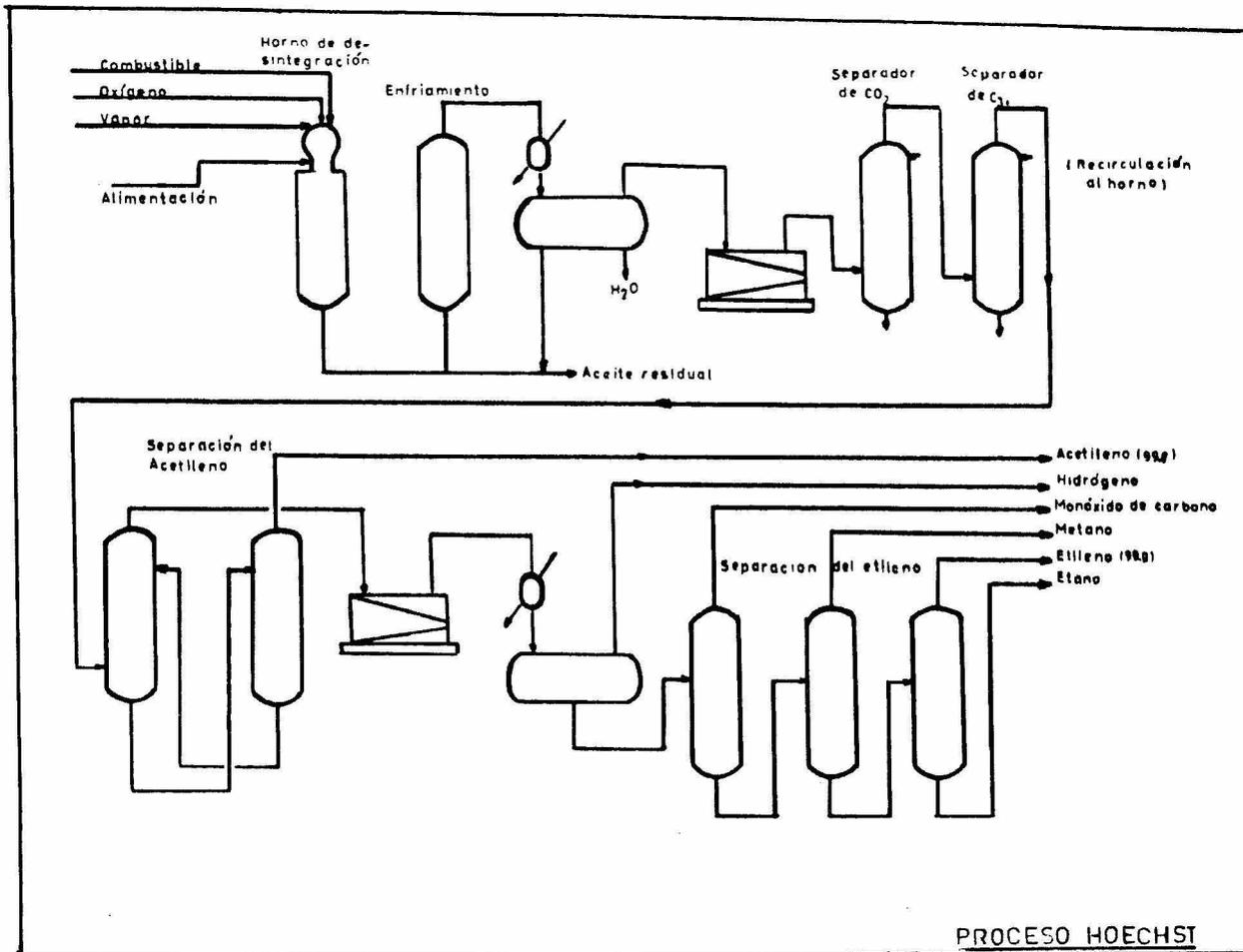
un equipo generador de vapor.

Los hidrocarburos condensados se separan y el gas primario se comprime a una presión moderada. Sus contenidos de CO_2 y H_2S se remueven por contacto con un agente de absorción, que tiene las cualidades de ser químicamente estable, fácilmente regenerable con bajas temperaturas y no corrosivo.

El gas se enfría y se seca, los acetilenos e hidrocarburos pesados, incluyendo los acetilenos superiores, se separan y recirculan al reactor. En el paso siguiente se emplea un solvente para absorber el acetileno, el cual se recupera como producto de 99.9 % de pureza. Se emplea un solvente de alta selectividad y gran potencia de absorción; este solvente es barato de fácil obtención y no corrosivo. La regeneración es simple, económica y las pérdidas del mismo son bajas. Se obtiene etileno de alta pureza del gas residual empleando un proceso de baja temperatura. Este gas residual es además rico en hidrógeno que puede utilizarse como combustible. Sin embargo si se obtiene otro combustible de otras fuentes es mejor emplearlo y usar el hidrógeno para síntesis de amoníaco o metanol.

Rendimientos:

De 50-54 % de acetileno y etileno en peso obtenidos a partir de "virgen nafta cuts." A partir de metano se obtiene un rendimiento de 40 % en peso de acetileno. Estos rendimientos son netos, contando las pérdidas de proceso. La proporción de acetileno a etileno que se obtiene en el reactor puede variar desde 30:70 y 50:50 cambiando las condiciones de operación y la composición de la alimentación.



PROCESO HOECHST

PROCESO EASTMAN^{1) 2)}

Es un proceso de pirólisis térmica, de corto tiempo.

APLICACION:

Proceso para la producción simultánea de acetileno y etileno.

ALIMENTACION:

Etano, propano, butano y naftas ligeras.

PRODUCTOS:

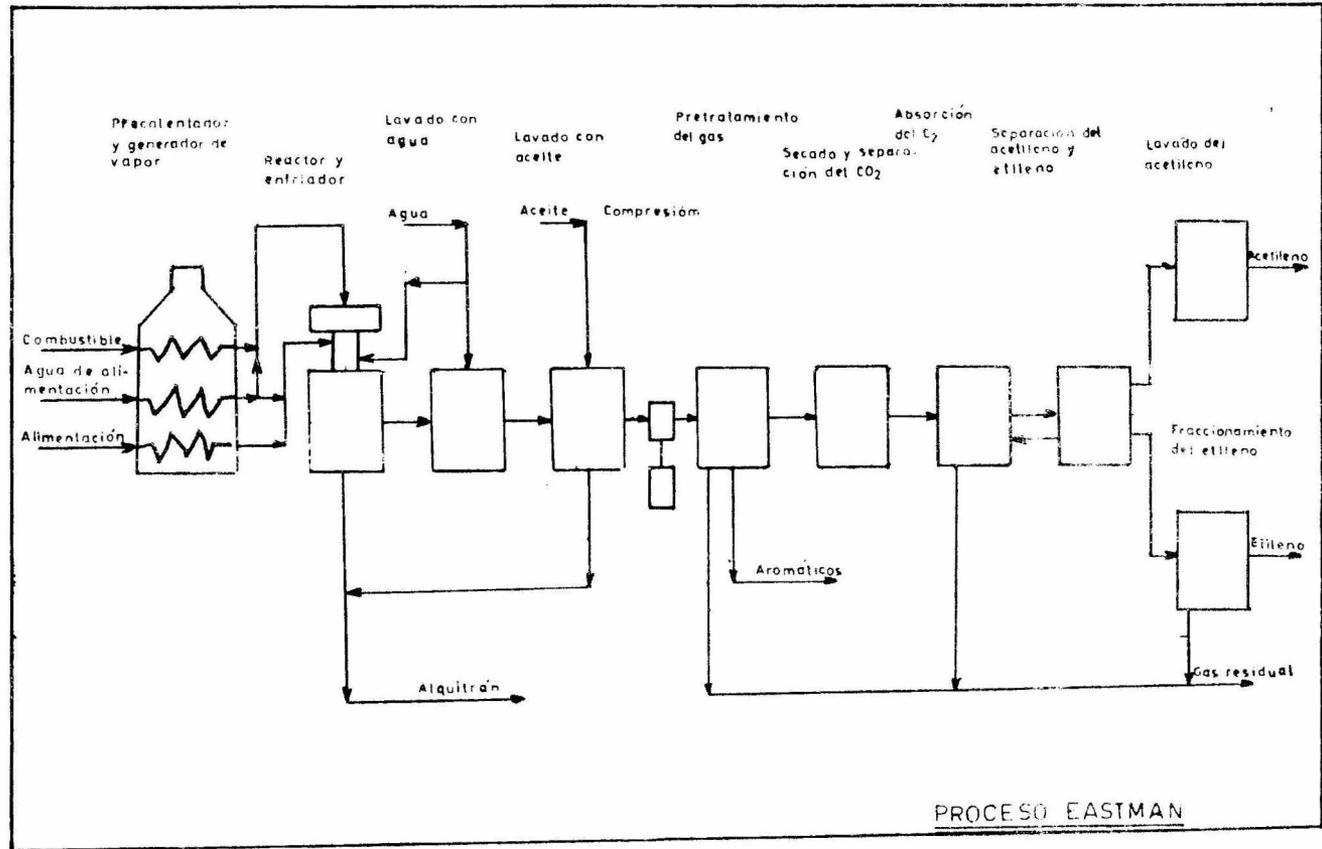
Acetileno, etileno y gas de síntesis (hidrógeno).

DESCRIPCION:

Los hidrocarburos alimentados se convierten en acetileno, etileno y en hidrógeno mediante la pirólisis térmica, en un corto tiempo de contacto con los gases calientes de combustión dentro de un reactor de diseño especial. El reactor consiste de cinco elementos en serie: Un quemador de combustible, una cámara de combustión, una zona de inyección de la corriente de alimentación, una zona de reacción y una sección de enfriamiento.

El gas combustible y el aire u oxígeno, se queman en la cámara de combustión de donde, los gases calientes pasan al ducto de mezclado a alta velocidad. Los hidrocarburos que se pirolizan se inyectan en el seno de la corriente turbulenta de gas de combustión, para obtener un mezclado rápido y uniforme. La sección de reacción proporciona el pequeño tiempo de residencia que se requiere para completar la pirólisis hasta el máximo rendimiento de acetileno/etileno, después de lo cual la mezcla gaseosa se enfría rápidamente hasta temperaturas relativamente bajas, mediante agua espreada.

Se introduce vapor para moderar la temperatura de combustión y al mismo tiempo sirve como medio de transferencia de calor. También se introduce vapor con la alimentación que sirve como diluyente produciendo-



una presión parcial favorable a la pirólisis. Las proporciones de acetileno/etileno están determinadas principalmente por la temperatura de reacción, la cual puede variarse para cambiar la cantidad de gas de combustión empleado o la cantidad de alimentación. Se pueden obtener proporciones de 0.3 : 1.0 hasta 4.0 : 1.0

Un enfriador con agua se encuentra a la salida de la zona de reacción en la cual se precipitan los alquitranes que después se extraen. Entonces los gases pasan a una torre lavadora de agua donde son enfriados hasta 100°F con lo cual se condensa el vapor remanente. A continuación hay una lavadora de aceite donde una corriente circulante de aceite remueve las partículas finas de alquitrán y aceites pesados del gas.

La regeneración del aceite se efectúa con vapor en una torre de extracción. El aceite residual alquitrenado se mezcla con el alquitrán de la corriente de enfriamiento, de tal manera que se obtiene un material flotante.

El gas lavado se comprime y se envía a una sección de pretratamiento en la cual por absorción con aceite se extraen los materiales más pesados que el acetileno y el etileno.

El sistema de recuperación emplea una combinación de pasos de absorción y extracción con hidrocarburos y solventes orgánicos para recuperar el acetileno y etileno del gas. Se emplean pasos de purificación para producir acetileno y etileno de alta pureza.

CONDICIONES DE OPERACION:

El reactor opera a presión atmosférica y a una temperatura de flama de alrededor de 2000°C.

RENDIMIENTOS:

Rendimiento combinado de acetileno/etileno de 50 % en peso de la alimentación.

HAPPEL-KRAMER-OTHEMER.⁽¹⁵⁾

Aplicación: Obtención de acetileno .

Alimentación: Gas natural, otras fuentes de metano, también o --
tras mezclas de hidrocarburos gaseosos o vapores, no naftas inferiores.

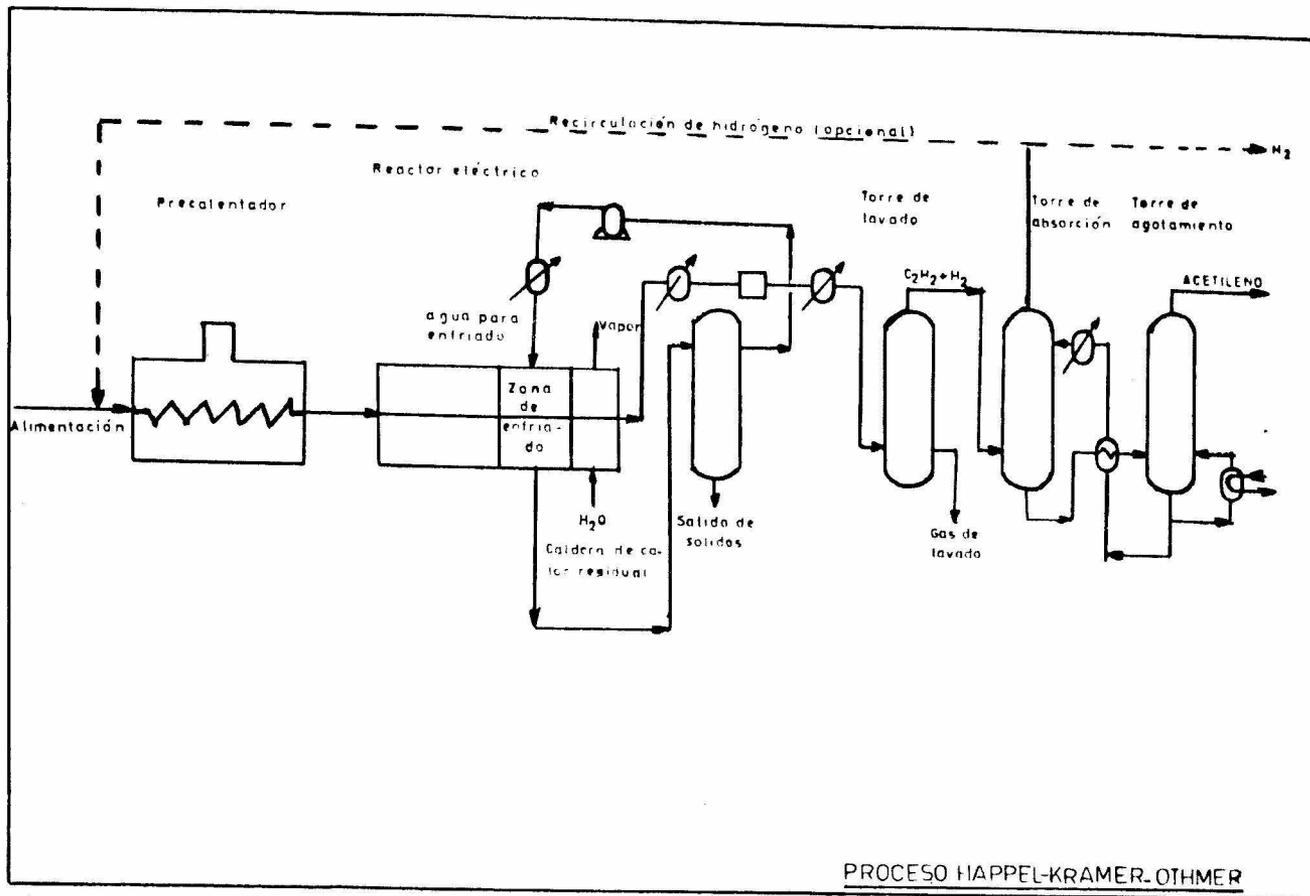
Productos: Acetileno e hidrógeno, ya sea en mezcla o como gases-
puros.

Descripción: Los nuevos conocimientos de la cinética de la reac-
ción de los hidrocarburos para producir acetileno e hidrógeno, indican que
temperaturas en el rango de 3000 a 3200°F para tiempos de reacción muy --
breves y rápidos enfriamientos producen mucho mas altos rendimientos que-
los obtenidos a otras temperaturas.

Se puede obtener hasta 90 % de rendimiento en un solo paso. La --
pirólisis es llevada a cabo a bajas presiones de los hidrocarburos gaseo-
sos o vaporizados que se alimentan; o con una presión parcial de hidróge-
no para diluír los hidrocarburos, y a una presión total ligeramente supe-
rior a la atmosférica.

Si la reacción se lleva a cabo en vacío, el producto gaseoso acetil-
leno-hidrógeno enfriado debe comprimirse a poco más de la presión atmosfé-
rica. Para algunos usos del acetileno, la reacción puede llevarse a cabo
sin separación del hidrógeno, siempre y cuando no represente una desventaj-
a. El gas residual del reactor es hidrógeno.

Si se desea, el acetileno y el hidrógeno pueden separarse mediante
un proceso standard. Primero un aceite absorbente lava las impurezas; y
el aceite de lavado es regenerado para volver a usarse. En seguida el a-
cetileno se absorbe en acetona u otro solvente selectivo; y el hidrógeno-
sale como producto y es recirculado parcialmente si se emplea la disolu-
ción en hidrógeno. Finalmente el acetileno es extraído de la acetona o de
el solvente que se haya empleado.



Rendimientos: De 80 % a 95 %, dependiendo de la composición de --
la alimentación y de las condiciones de operación.

NOTA: Plantas en operación localizadas en New Jersey, California, Alema-
nia y Japón con rendimientos y ventajas confirmados.

PROCESO CHIYODA.(16)

Proceso de pirólisis térmica

APLICACION:

Proceso para la manufactura de acetileno y etileno.

ALIMENTACION:

Nafta ligera y un gran gama de hidrocarburos.

PRODUCTOS:

- 1.- Una mezcla de gases conteniendo acetileno y etileno.
- 2.- Acetileno de alta pureza.

DESCRIPCION:

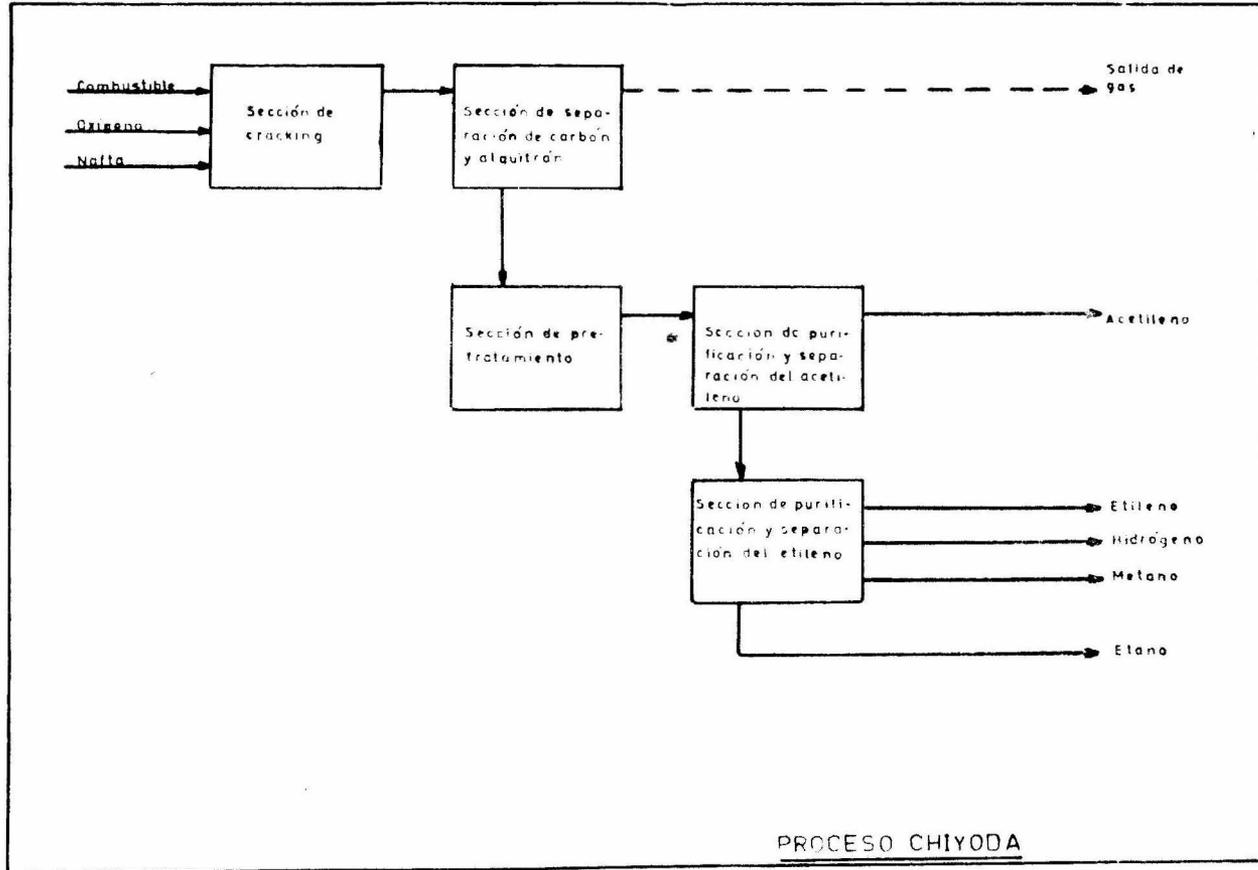
Por pirólisis térmica de la nafta, se obtienen altos rendimientos de gas "pirolizado" conteniendo acetileno y etileno, y si es necesario, se recupera acetileno de alta pureza de dicho gas.

El reactor donde se lleva a cabo la pirólisis esta compuesto de una sección de combustión, una sección de reacción y una sección de enfriamiento instantáneo.

El oxígeno, el gas combustible y el vapor son suministrados a la sección de combustión. El gas de salida se utiliza como combustible en el reactor de pirólisis. La alimentación de nafta es vaporizada y calentada por medio de un precalentador y posteriormente es llevada a la sección de reacción. El gas pirolizado producido de la nafta por la alta temperatura del gas de combustión entra a la sección de enfriamiento, donde se enfría con brusquedad.

El gas pirolizado, lavado y enfriado mediante un baño de agua, se lleva a un precipitador electrostático, donde el carbón y el alquitrán son totalmente removidos, y el gas se envía a un tanque de almacenamiento.

En la sección de purificación, el gas del tanque de almacenamiento



se comprime junto con el bióxido de carbono, el agua y los compuestos acetilénicos son removidos. El acetileno es entonces extraído y purificado mediante una mezcla de solventes absorbentes, compuesta de amoníaco y metanol.

Las composiciones típicas de el gas pirolizado y el acetileno purificado es la siguiente:

GAS PIROLIZADO		ACETILENO PURIFICADO	
CO	16.3 %	C ₂ H ₂	más de 99.9 %
CH ₄	10.9 %		
CO ₂	21.5 %		Hidrocarburos pesados menos
C ₂ H ₂	9.6 %		de 100 ppm
C ₂ H ₄	10.5 %		
C ₃ -C ₆	1.0 %		
H ₂	27.5 %		

RENDIMIENTO:

El rendimiento total de acetileno y etileno de más de 50 % en peso de la alimentación de nafta puede ser obtenido para cualquier relación de acetileno-etileno.

3.- PROCESOS DE COMBUSTION PARCIAL⁽⁶⁰⁾

Estos procesos se valen de la combustión de un combustible gaseoso para suministrar la energía necesaria para la conversión de los hidrocarburos.

En estos procesos todo el hidrocarburo original y la totalidad del oxidante gaseoso alimentan una sola zona de reacción en la cual se produce la combustión completa de todo el hidrocarburo. Solo se produce la combustión necesaria para calentar toda la mezcla gaseosa a la temperatura en que se forma el acetileno (500°C) y además el calor de reacción endotérmico para convertir en acetileno el hidrocarburo sin quemar. Estos procesos tienen la peculiaridad de suministrar energía directamente al hidrocarburo con alta densidad de flujo. Es importante que la combustión sea lo más uniforme posible en toda la sección del convertidor con el fin de que el tiempo de permanencia del hidrocarburo reaccionante a la temperatura alta sea mínimo.

Estos procesos se caracterizan por la velocidad muy alta de la reacción de combustión, la velocidad de reacción muy alta en la formación de acetileno y la velocidad relativamente lenta de descomposición del acetileno y del hidrocarburo original en carbono e hidrógeno. También en estos procesos existe el problema del rápido enfriamiento de los gases calientes. Por lo general se consigue con baño de agua en los gases de salida del convertidor.

El oxidante más empleado para la combustión parcial es el llamado oxígeno de tonelaje, que normalmente tiene una pureza de 95.98 %. Aunque el oxígeno es más caro que el aire su uso redunda en varias ventajas económicas.

PROCESO SACHSSE - B.A.S.F. -(17)

Proceso de combustión incompleta de los hidrocarburos con la ayuda del oxígeno.

APLICACION:

Obtención de acetileno.

ALIMENTACION:

Gas natural que contenga 90-95 % de metano, y oxígeno de 90-95 % de pureza.

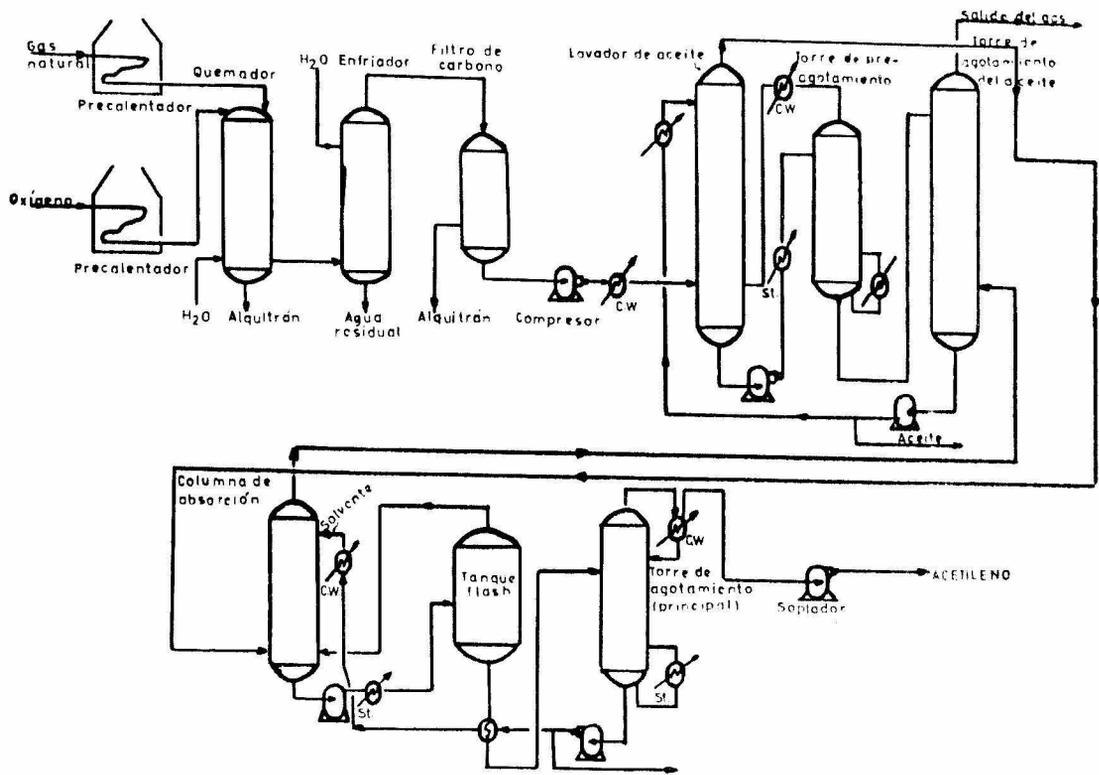
PRODUCTOS:

Acetileno de 99 % de pureza.

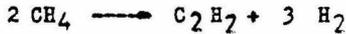
DESCRIPCION:

Se precalienta oxígeno y gas natural separadamente en calentadores de fuego directo hasta 950°F. Las cargas gaseosas se mezclan en relación molar de 0.65 : 1.00 de oxígeno : metano antes de ser alimentados al convertidor. El convertidor es una unidad cilíndrica vertical que comprende tres secciones: cámara de mezclado, cámara de combustión y cámara de enfriamiento. La cámara de mezclado está diseñada para mezclar rápidamente el oxígeno y el metano. El enfriamiento por mezclado directo se efectúa mediante pulverizadores de agua, colocados inmediatamente después de la zona de combustión o quemado. Los pulverizadores deben de formar pequeñas gotas con una superficie suficiente para lograr la rapidez necesaria de enfriamiento, pero al mismo tiempo estas pequeñas gotas deben tener la energía cinética suficiente para mezclarse con la corriente rápida del gas.

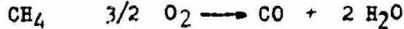
La mezcla gaseosa se alimenta a través de varias gargantas a la cámara de combustión, donde se requiere un riguroso control para evitar las explosiones. En la cámara de combustión el metano se fracciona de acuerdo a la reacción endotérmica:



PROCESO SACHSSE-BSAF-



La combustión exotérmica del metano proporciona los calores sensible y de fraccionamiento según la reacción:



Un tercio del metano que entra es fraccionado y gran parte del resto se quema. La conversión total de metano es de 90-95 % ; la conversión del oxígeno es completa. La temperatura de flama es de 2700°F. La presión de operación es ligeramente superior a la atmosférica. El tiempo de residencia es de 0.001-0.01 de seg.

El acetileno se enfría rápidamente por una serie de aspersores de agua localizados en la parte superior del convertidor. Los gases enfriados se pasan directamente a una cámara de aspersión en donde se condensan gran parte del agua. Los gases abandonan la sección de enfriado a una temperatura de 100°F y con la composición típica siguiente (base seca):

	% en volumen
Acetileno	8.5
Hidrógeno	56.0
Monóxido de Carbono	25.0
Bióxido de Carbono	3.5
Metano	6.5
Acetilenos Superiores	<u>0.5</u>
	100.00 %

si se opera la planta con metano.

Antes de que los gases fraccionados se compriman y separen se remueve el hollin residual. Los gases fraccionados ya limpios se comprimen a 150 psig. que es la presión piezométrica del sistema.

Los gases fraccionados se lavan primero con un aceite parafínico para remover los acetilenos superiores. Cualquier otro acetileno que se haya removido con este aceite es recuperado en una operación posterior de preextracción.

Los gases lavados pasan del lavador con aceite a la torre principal de absorción, en la cual se extrae el acetileno con un solvente selectivo. Se utilizó en un principio la dimetilformamida (D.M.F.) como solvente selectivo y en los últimos tiempos se ha utilizado con gran acierto la metilpirrolidona. Este solvente presenta una selectividad muy grande para el acetileno y el bióxido de carbono por lo cual solo se requiere una operación de flasheo para extraer el Bióxido de carbono del solvente enriquecido. Finalmente el acetileno se extrae mediante una operación convencional de destilación fraccionada a presión reducida. Las impurezas son principalmente metil-acetileno y bióxido de carbono.

RENDIMIENTOS:

Por cada tonelada de acetileno producido se requieren aproximadamente 4.2 toneladas de metano y 5 toneladas de oxígeno como alimentación, y se obtienen además 5 toneladas de subproductos gaseosos, compuesto principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono en la relación aproximada de 2 : 1. El subproducto gaseoso puede utilizarse ventajosamente en la síntesis del amoníaco y/o metanol, en cuyo caso la planta puede considerarse como una industria combinada para producción del acetileno y del gas de síntesis.

PROCESO S.B.A. - KELLOG . - (22)

Este proceso ha sido desarrollado por la Soc. Belge de L'Azote, - basándose en el mismo principio del proceso B.A.S.F., pero adaptado a -- cargas de alimentación adecuadas, ya sean gaseosas o vaporizadas.

APLICACION:

Obtención industrial de acetileno.

ALIMENTACION:

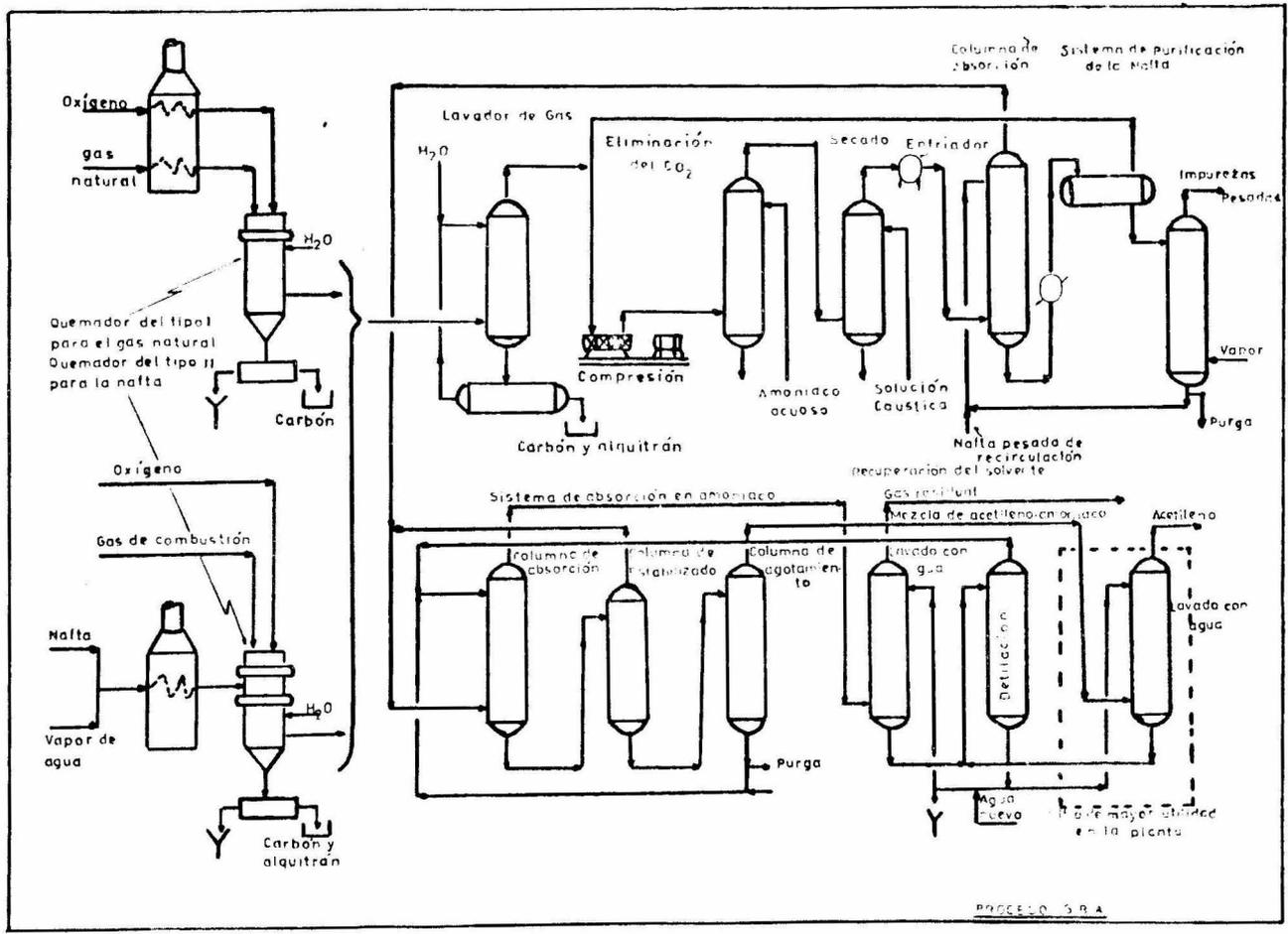
Hidrocarburos líquidos, tales como malta, L.P.G. etc., metano.

DESCRIPCION:

La planta de separación utiliza el amoniaco líquido y anhidro como solvente selectivo para el acetileno, lo cual constituye una diferencia notable con respecto a los solventes orgánicos usuales que se emplean con este fin.

Cuando el proceso se trabaja con metano como carga de alimentación, se emplea el quemador del tipo I, o bien cuando se utiliza gas natural con alto contenido de metano, o el gas residual de las refineries de aceite las condiciones y la composición del gas en la sección de combustión de la planta son semejantes a las del proceso B.A.S.F. El quemador del tipo II está basado en el principio de quemar totalmente el combustible gaseoso - y en inyectar la carga de alimentación en los gases de combustión calientes. El gas combustible puede bien ser, gas proveniente del horno de coque, o gas residual de la planta de acetileno, mientras que el hidrocarburo para la desintegración puede ser una fracción del petroleo o gasolina. El gas de desintegración, el cual ha sido empleado por mezclado directo, - se lava inicialmente con agua para eliminar el alquitran y el hollín.

El gas limpio se comprime hasta cerca de 5 atm, y el bióxido de carbono se elimina mediante el lavado con amonisco acuoso seguido del lavado con sosa cáustica. El gas exento de bióxido de carbono se lava a --



continuación con gasolina para separar los hidrocarburos alquínicos superiores, y luego se pasa a la columna de absorción principal, en donde se disuelve selectivamente el acetileno en amoniaco líquido. Los gases que no se absorben se lavan con agua para recuperar el amoniaco, y luego se pasan al gasómetro para su utilización.

Las composiciones típicas del gas de desintegración cuando se opera con metano o gasolina, son las siguientes:

	Metano % en Vol.	Gasolina % en Vol.
Hidrógeno	57.1	42.8
Nitrógeno	0.5	3.3
Monóxido de Carbono	23.3	20.4
Bióxido de Carbono	3.6	11.1
Metano	4.8	7.4
Acetileno	8.1	10.4
C ₃ y C ₄	0.3	0.8

Rendimientos.

El rendimiento en peso es aproximadamente de 25 Kgr de acetileno por 100 Kg de metano alimentado.

PROCESO FAUSER - MONTECATINI (23)

Este es un proceso de combustión parcial desarrollado por la Montecatini S.P.A., y se encuentra en operación en su planta de Novara, Italia. Su sección de separación del acetileno utiliza metanol frío como solvente selectivo.

APLICACION:

Obtención industrial de acetileno.

ALIMENTACION:

Gas natural, rico en metano. Oxígeno de 95 % de pureza.

PRODUCTO:

Acetileno de más de 99 % de pureza.

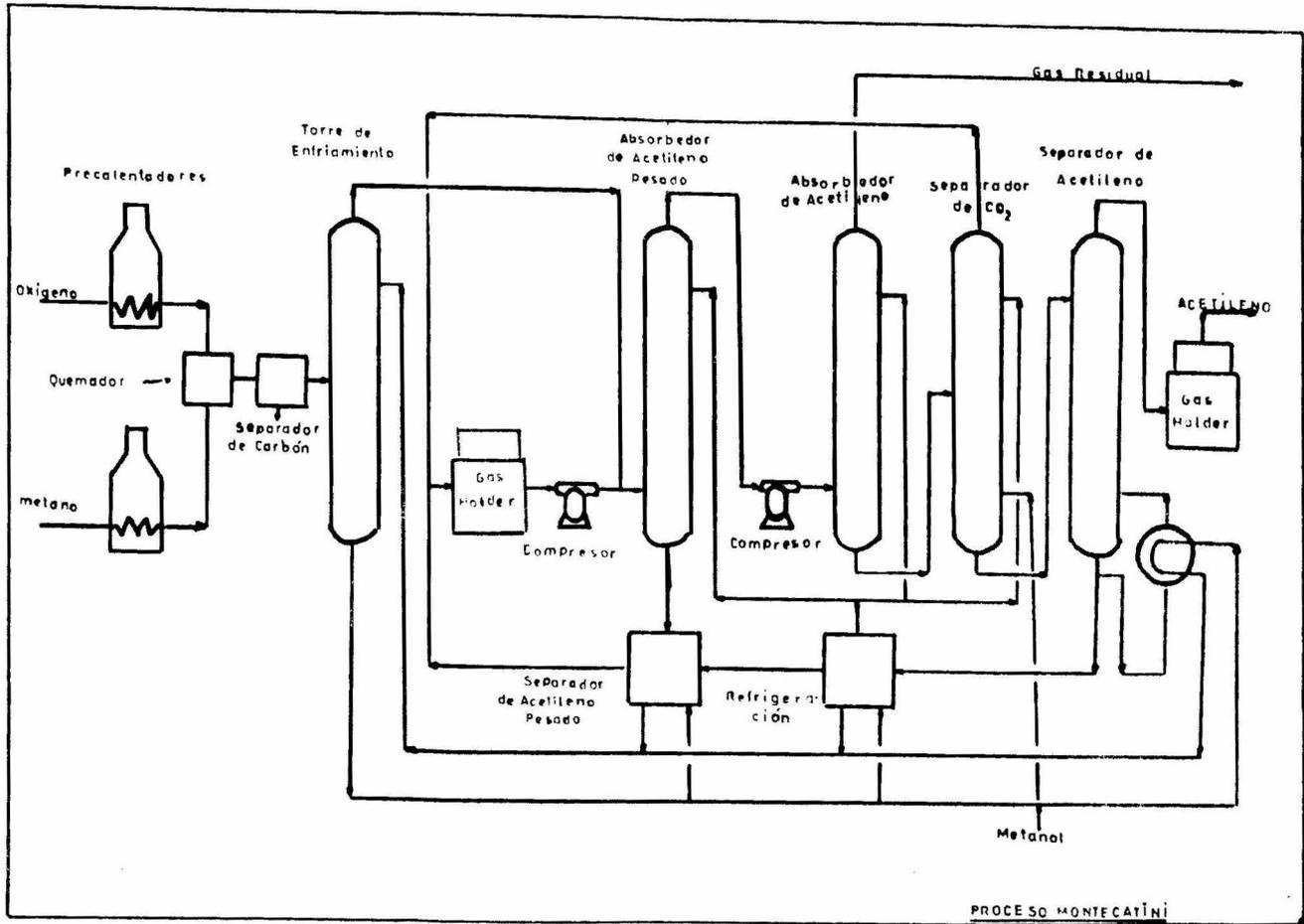
DESCRIPCION:

Una corriente de oxígeno y gas natural se precalientan, separadamente y se mezclan en un quemador a presión, en el que se lleva a cabo una reacción de combustión parcial. La mezcla de reacción se enfría con agua. Los gases fraccionados contienen alrededor de 8 % en volumen de acetileno, base seca.

La temperatura empleada para que se lleve a cabo la reacción es de aproximadamente 2800°F, y la presión es superior a las 6 atmósferas absolutas. El tiempo de residencia para la reacción es de unas milésimas de segundo (0.001).

El hollín producido en el quemador presurizado Montecatini es rápidamente humedecido con agua para ser desalojado de la corriente principal del gas por un simple sistema de precipitación.

Puesto que la operación tiene lugar a baja presión, el agua de enfriamiento puede condensarse a temperaturas superiores y servir para las necesidades caloríficas del proceso. La torre de enfriamiento recobra calor, en tal cantidad, que satisface esencialmente todas las necesida - -



des del proceso.

Los acetilenos superiores y los compuestos aromáticos se absorben en metanol antes de la compresión de los gases fraccionados para la recuperación del acetileno. Este paso elimina la posibilidad de que se ensucie el compresor y equipos subsecuentes por la polimerización de estos productos. El equipo de proceso que se emplea para remover los acetilenos superiores y los compuestos aromáticos a bajas temperaturas para prevenir las polimerizaciones. Los acetilenos superiores y los compuestos aromáticos se queman finalmente sirviendo como combustible para el mismo proceso. Siendo ésto un factor económico determinante.

Después de la compresión de los gases fraccionados, el acetileno y algo del bióxido de carbono es absorbido en metanol subenfriado. Para separar el acetileno del bióxido de carbono se emplea un sistema convencional de absorción y desorción.

El acetileno producido tiene una pureza superior al 99 % . Las impurezas son bióxido de carbono, trazas de propadieno y metilacetileno.

RENDIMIENTOS:

El rendimiento total del proceso es de 23 %, basado en el peso — del gas natural de entrada. El gas residual contiene hidrógeno y monóxido de carbono en una proporción de aproximadamente 2 : 1. Puede quemarse o bien emplearse para la producción de amoníaco o metanol.

La primera planta que empleo este proceso en escala comercial fue la Montecatini en Novara, Italia en 1959, con una producción de 15 millones de libras/año. En la actualidad siete compañías internacionales explotan la patente en Checoslovaquia, Italia, Francia, Japón, Polonia, Rusia y Estados Unidos de Norte América.

PROCESO PHILLIPS (25)

Es un proceso de combustión parcial. Se pretendió que podía trabajarse con aire o con oxígeno como agente oxidante y con alimentación parafínica del grupo C_1 al C_4 .

APLICACION

Fabricación de acetileno y/o etileno.

ALIMENTACION

Una amplia variedad de materiales de alimentación desde metano — hasta nafta.

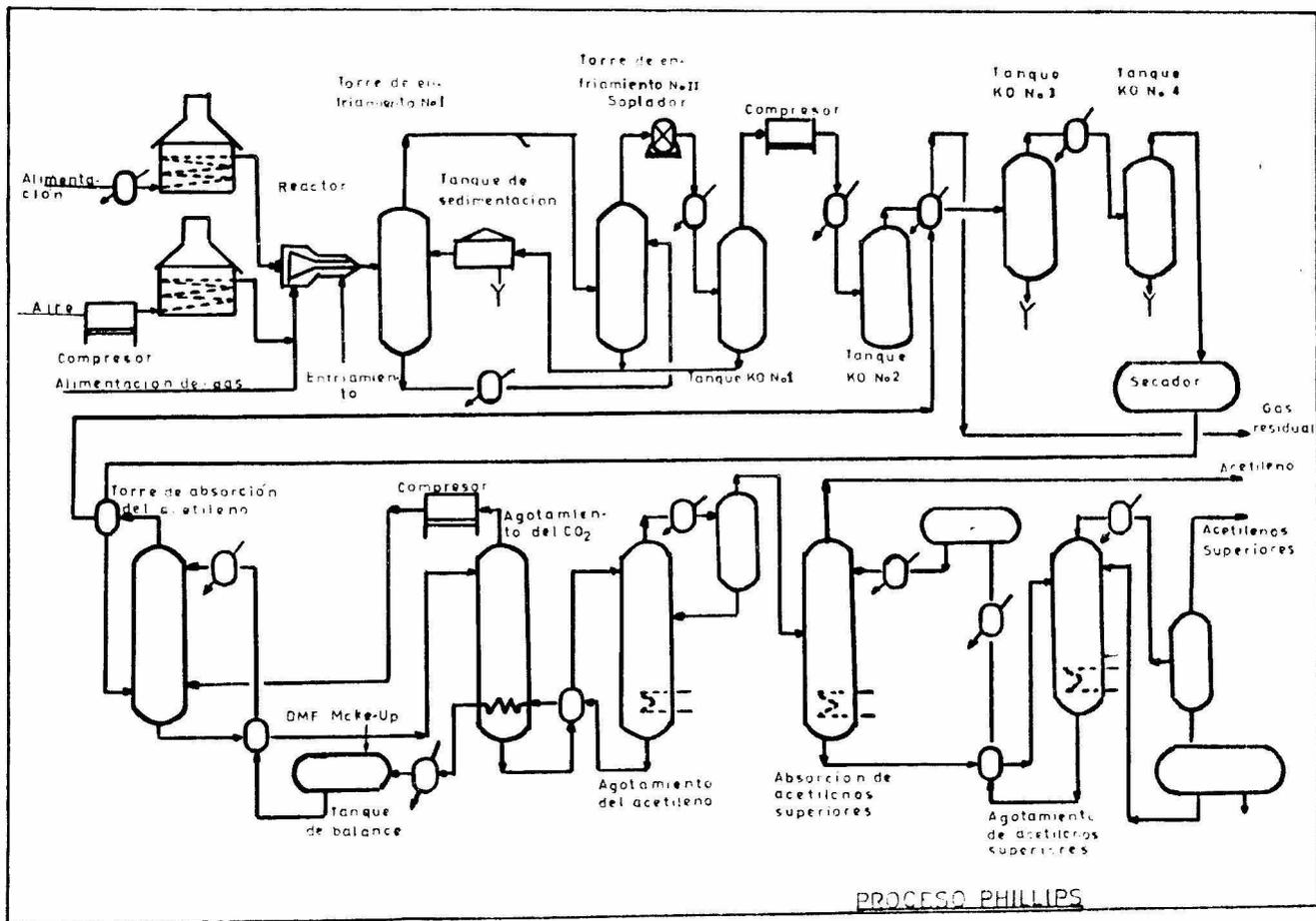
PRODUCTOS:

El producto primario es el acetileno de alta pureza, sin embargo el proceso es lo suficientemente flexible para permitir la producción — tanto de acetileno como de etileno.

DESCRIPCION:

Se introduce una mezcla de aire (u oxígeno) y combustible (gaseoso o líquido) tangencialmente dentro de la sección de precombustión — de los refractarios cilíndricos del reactor. La alimentación precalentada se introduce axialmente y se mezcla íntimamente con los productos calientes de la combustión. Se produce acetileno bajo las condiciones favorables de alta temperatura, baja presión (aprox. la atmosférica), en — un tiempo de contacto muy corto, en la porción de diámetro más pequeño — del reactor.

Después del enfriamiento primario, los gases se enfrían más todavía en un sistema de dos torres que emplean aceite para este fin. El uso de aceite en vez de agua en este enfriamiento secundario es con el — fin de extraer al calor de los gases a alta temperatura, lo que permite la disipación del calor por medio de radiadores de aletas, o se recupera el calor por medio de un intercambiador. Además, cualquier pequeña can-



tividad de alquitranes o hidrocarburos olefínicos pesados se absorben en el sistema de enfriamiento con aceite. La absorción de acetileno puede llevarse a cabo sin un paso anterior de separación de aceite.

La compresión de los gases después de la torre secundaria de enfriamiento requiere muy poca potencia ya que se emplea un sistema de recuperación a baja presión. Luego los gases comprimidos pasan a través de una serie de cambiadores de calor, KNOCKOUT DRUMS y un secador de bayxita para extraer la mezola antes de la absorción en la sección de recuperación con D.M.F. Después del secado, los gases se procesan en la torre de absorción de acetileno que emplea D.M.F. como medio de absorción selectiva para todos los compuestos acetilénicos de la corriente gaseosa a baja presión y temperatura. El uso de una alimentación seca no solo elimina cualquier problema de hidrólisis del dimetil-formadehído, sino que también permite baja temperatura de operación, reduciendo en gran medida los requerimientos de D.M.F. en recirculación.

Los residuos gaseosos salen por el domo de la torre de absorción con D.M.F., y la solución rica en acetileno pasa del fondo de la torre a un extractor de bióxido de carbono. Los productos que salen por el domo de la torre de extracción con CO_2 se recirculan a la torre de absorción con D.M.F. para recuperar las pequeñas cantidades de acetileno contenido en esta corriente. De la torre de absorción con CO_2 la corriente rica de D.M.F. pasa a la torre de extracción donde es extraído el acetileno, el cual sale en forma gaseosa por el domo de la columna. La corriente pobre de D.M.F. se recircula a la torre de absorción. La corriente gaseosa que sale por el domo de la torre de extracción de acetileno es rica en acetilenos pero contiene acetilenos sustituidos los cuales deben de extraerse para obtener un producto puro.

El último paso de recuperación lo constituye una torre de absor -

ción de acetileno que emplea heptano-aceite como medio absorbente. Si se tiene la alimentación seca para la torre de absorción de acetilenos superiores, se puede operar nuevamente a baja temperatura, lo cual, nos permite emplear una menor cantidad de heptano circulante; además se minimisan las pérdidas de heptano que sale con el acetileno por el domo. — Los acetilenos superiores contenidos en la corriente seca de heptano del fondo de la torre de absorción de hidrocarburos superiores se extraen — por el domo de una torre de extracción. El aceite agotado del fondo de la torre de extracción es recirculado a la columna de absorción de acetilenos superiores.

RENDIMIENTOS:

Los rendimientos típicos para diferentes alimentaciones y oxidantes son:

Hidrocarb. Alimentado	95 % Etano	97 % Propano	99 % Butano	Gasolina nat. con butanos		
				A.S.T.M. Dist., °F		
				I.B.P.	91	
				95 %	238	
				Dry Point	262	
				Residuo, %	1.4	
				R.V.P., psi, a 60°F	13.45	
Agente oxidante	O ₂	Aire	Aire	Aire	Aire	
Análisis prod. finales, % en mol (aire y O como oxidante)						
Riqueza de acetileno*	47.2	40.1	45.7	43.9	26.5	18.1
Riqueza de acetileno*	7.3	8.3	13.1	10.1	28.5	36.9
Proporción Acet./etileno	6.5:1	5:1	3.5:1	4:1	1:1	0.5:1

* Porcentaje en peso de la alimentación axial de Hidrocarburo .

PROCESO DELHI-TAYLOR (26)

Proceso de combustión parcial .

APLICACION:

Un proceso para la manufactura de acetileno de alta pureza.

ALIMENTACION:

Gas natural.

PRODUCTOS:

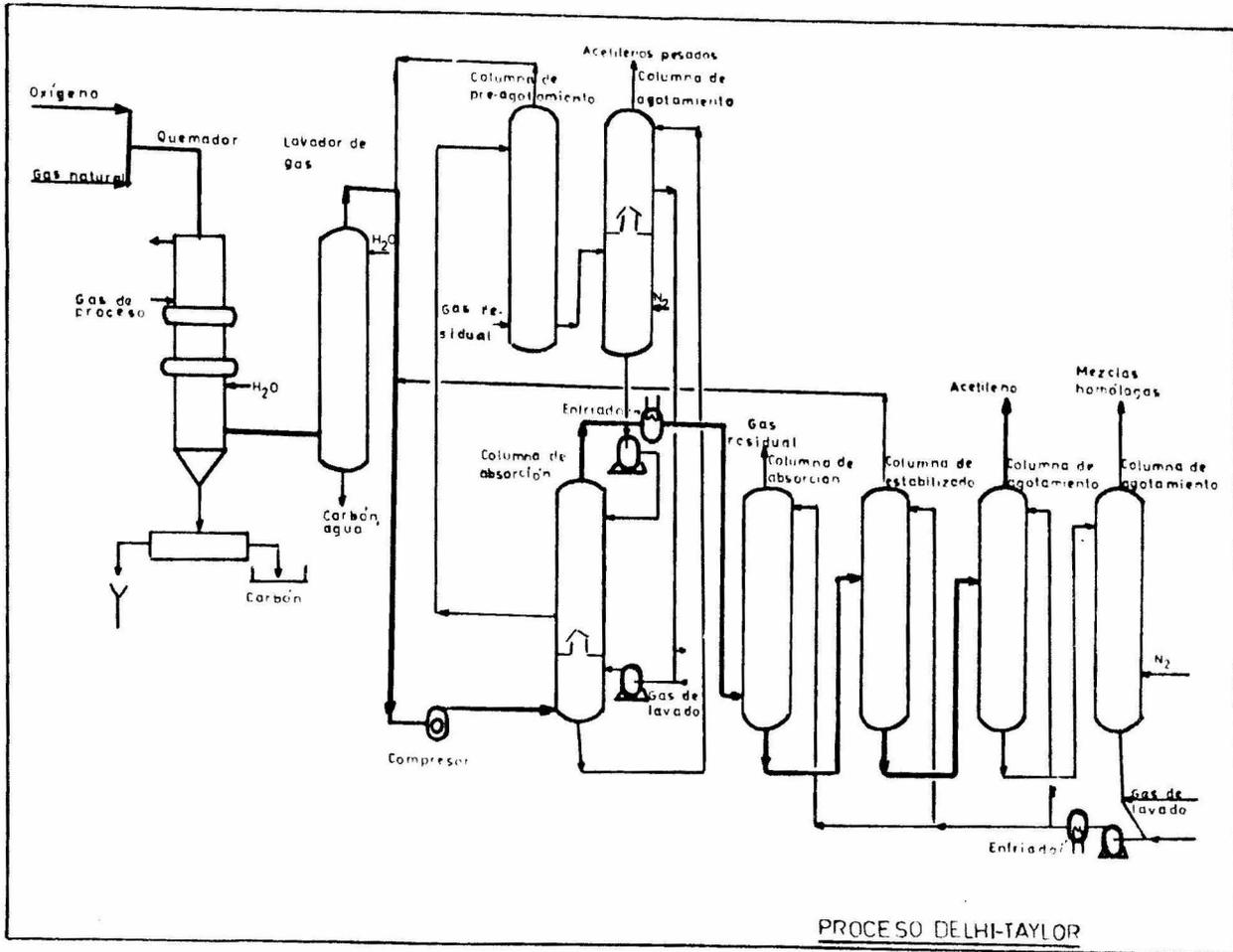
Acetileno de 99.6 % de pureza o más y gas de síntesis como subproducto.

DESCRIPCION:

El acetileno es generado mediante una reacción de combustión parcial, donde el oxígeno y el gas natural son mezclados y precalentados en un precalentador diseñado especialmente para obtener temperaturas mayores que las que se usan comunmente en los sistemas tradicionales. La mezcla así precalentada, es entonces alimentada a un quemador. El oxígeno que-
ma parte de la alimentación, con lo cual provee así, el calor necesario para que se lleve a cabo la combustión del resto de la alimentación de acetileno e hidrógeno. La reacción es inmediatamente enfriada para fijar el rendimiento de acetileno y prevenir pérdidas de acetileno por polimerización.

La eficiencia del diseño de este quemador y el uso de altas temperaturas de precalentamiento, ofrece las siguientes ventajas:

- 1.- Incrementa en un 9.5 % el rendimiento de acetileno en el gas de salida del quemador.
- 2.- Disminuye las cantidades requeridas de oxígeno y gas natural por tonelada de acetileno producido.
- 3.- Elimina los depósitos de carbón sobre las paredes del quemador.
- 4.- Elimina la pre-ignición.



El gas que sale del quemador pasa a través de un sistema de lavado para remover el hollín del carbón y es comprimido para después entrar al sistema de purificación.

El sistema utiliza un sistema de tres solventes para recuperar y purificar el acetileno. El gas es primeramente lavado para remover el alquitrán y los compuestos aromáticos. Luego es nuevamente lavado para remover el vinil y el di-acetileno. La eliminación de esos materiales - polimerizables en esos pasos de pre-purificación reducen al mínimo la posibilidad de polimerización en el paso de purificación principal. La purificación final del acetileno es llevada a cabo con un tercer solvente de alta selectividad y poder de absorción.

El sistema de purificación tiene la ventaja de lograr una alta recuperación de acetileno, controla su alta pureza y facilita una síntesis final del gas a 200 psig. Los tres solventes son realmente confiables y no corrosivos. La recuperación es simple y económica y, las pérdidas de solvente son pequeñas.

Todas las fases del proceso han sido probadas en plantas piloto.

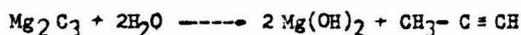
RENDIMIENTO:

El rendimiento de acetileno de una alimentación típica de un 94% de metano, es de 27.5 % en peso del equivalente de la alimentación y de 36 % en peso basada en el carbón de la alimentación.

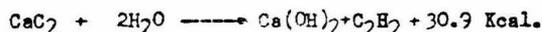
4.- PROCESOS POR CARBURO DE CALCIO. (§9)

Se entiende por carburos, en general, a las combinaciones de metal y carbono. Algunos de ellos, como los carburos de silicio y boro son combinaciones muy estables, que incluso, tiene importancia como materiales-refractarios. Los carburos del magnesio, de los metales alcalinotérreos y del aluminio; son, por el contrario, muy fácilmente descomponibles por el agua.

El magnesio, el berilio y los metales alcalinotérreos forman carburos de fórmulas MgC_2 , SrC_2 , BaC_2 . Estos carburos, al reaccionar con el agua, dan acetileno. El carburo de aluminio, Al_2C_3 , se transforma con el agua en $Al(OH)_3$ y metano. Hay también un carburo de magnesio de fórmula Mg_2C_3 , que por descomposición con el agua da metil-acetileno:



El carburo de calcio, reacciona con el agua según la ecuación:



Como se ve en la igualdad, la reacción libera mucho calor.

El acetileno puede obtenerse del carburo, tanto en pequeñas, como en grandes cantidades. Es un gas no exento de peligro. Bajo una sobrepresión de 0.5 atm. sobre la presión atmosférica normal, se descompone con violenta explosión. Únicamente se puede comprimir el acetileno hasta 20 atm., cuando está muy bien purificado y se recoge en absorbentes.

GASIFICADOR EN HUMEDO: (59)

Este método se utiliza mucho en Europa, pero tiene uso limitado en los Estados Unidos y el Canadá. Aunque se puede regular fácilmente la velocidad de generación, tiene el inconveniente de que se forman puntos calientes en la masa de carburo. Con todo, es el método que se emplea comúnmente en las pequeñas lámparas portátiles, en que no es mucho el calor ni muy rápida la generación.

La formación de puntos calientes se evita en los generadores con reseción, en que se utiliza un carburo especialmente elaborado, (en polvo muy fino, especificado como el 14 ND). Las tortas de carburo reaccionan intermitentemente con el agua cuyo nivel sube o baja según se vaya necesitando acetileno.

DESCRIPCION:

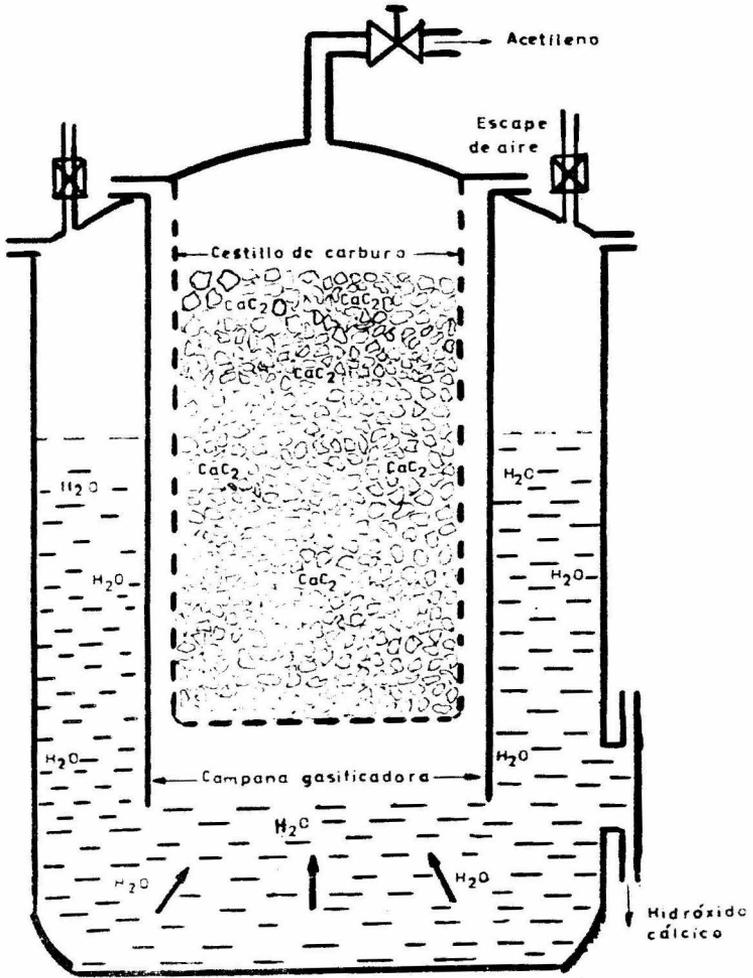
Un recipiente contiene el agua para gasificación, que penetra por la parte inferior de la campana gasificadora. En esta campana cuelga un cestillo de carburo con la carga. El agua alcanza al carburo, se forma acetileno que llena la campana y empuja el agua hacia su nivel inicial, con lo que se interrumpe la gasificación. Si entonces se extrae el gas por la válvula de salida, penetra nuevamente el agua hasta el cestillo y se desprende la cantidad de acetileno que se precise.

El hidróxido de calcio formado se sedimenta, en forma de lodo, en el fondo del recipiente, y debe de extraerse periódicamente.

LIMITACIONES:

Un galón de agua por libra de carburo (120 gr. de carburo por litro de agua).

El aumento de temperatura en estas condiciones es aproximadamente de 39.44°C ; en su período de intermitencia de cuatro y media horas.



GASIFICADOR HUMEDO

GASIFICADOR EN SECO: (59)

En ciertas aplicaciones industriales en gran escala, se usa este método de fabricación, que tiene la ventaja de ser continuo. Además, la cal queda en forma seca fácil de manejar y de vender. A veces con ellas se forman conglomerados que vuelven al ciclo para producir carburo de calcio.

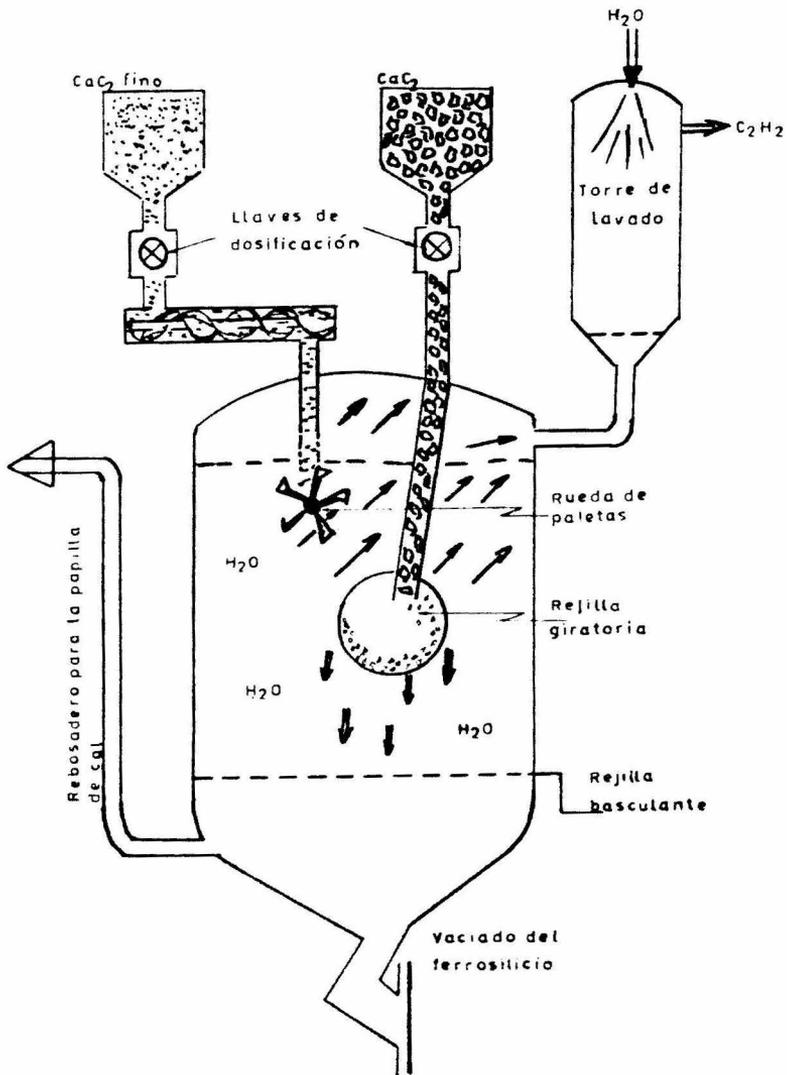
En la generación en seco de acetileno se usa aproximadamente un kilo de carburo de calcio para un litro de agua. El calor de generación se disipa en su mayor parte por la vaporización del agua. La agitación continua de la masa de reacción de cal seca y carburo sin reaccionar impide el excesivo calentamiento localizado.

DESCRIPCION:

Para esta clase de gasificación se vierte el carburo desde un depósito transportable y cambiable al gasificador lleno de agua, en el que se produce inmediatamente el desprendimiento de acetileno. Cuando se quiere gasificar, según las necesidades, tanto carburo en grano fino como en grano grueso, se montan sobre el gasificador dos instalaciones alimentadoras.

Ambas poseen aditamentos de distribución y dosificación. Para la alimentación de carburo de grano grueso hay además un ducto alimentador que conduce al carburo a una rejilla giratoria en la que éste se gasifica por completo. La papilla de cal apagada se cuele a través de la rejilla basculante, y se retira por el rebosadero. El carburo de grano grueso suele contener ferrosilicio de grano también grueso, que queda depositado sobre la rejilla basculante, la cual se vierte de tanto en tanto para verter el ferrosilicio sobre el dispositivo de purga o vaciado.

El carburo de grano fino se introduce en el gasificador por medio de un tornillo alimentador. Una rueda de paletas en el lugar en el que



GASIFICADOR EN SECO

el carburo cae, sirve para introducirlo inmediatamente bajo el agua, con el objeto de que no puedan ocasionarse, por quedar sobrenadando fragmentos de aquél, recalentamientos que disminuyen el rendimiento.

La papilla de cal retirada por el rebosadero es conducida a unos decantadores, en los que se sedimenta el hidróxido de calcio no disuelto. El agua de cal limpia que se separa puede volver a usarse para la gasificación. El hidróxido cálcico se deshecha o se espesa hasta darle consistencia sólida, para uso posterior.

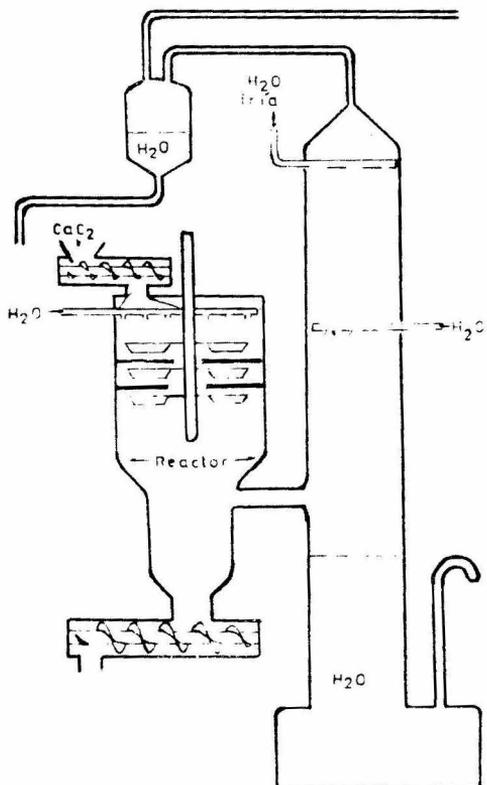
GASIFICADOR DE "CARBURO EN AGUA" (59)

Este proceso fue desarrollado por los laboratorios Undewriters; - Inc. hace aproximadamente 30 años y es en la actualidad el más usual en los Estados Unidos. El proceso solamente emplea la cantidad de agua necesaria para atacar, por una parte, a todo el carburo y, por otra, para eliminar el calor producido, por evaporación de algo de el agua en exceso. La cal queda así finamente pulverizada y casi seca, en cuya forma - puede usarse tanto como cal de construcción como para la enmienda agrícola.

DESCRIPCION:

El carburo finamente molido, procedente de la instalación de - - transporte, llega continuamente al gasificador por medio de un tornillo sin fin y cae en el reactor sobre un primer plato. El agua necesaria para la gasificación se introduce por medio de espreas nebulizadoras. Durante la gasificación en ese primer plato, el carburo es agitado continuamente por medio de paletas, de modo que la mayor parte de aquél quede gasificado sobre el mismo plato. Al final de su giro, el agitador traslada el carburo casi gasificado a otros platos inferiores en los que se acaba de gasificar, dado el gran contenido de vapor de agua en el espacio que lo rodea y, transformado en hidróxido cálcico y prácticamente seco, - llega a la parte inferior del reactor, de la que se puede retirar mediante un tornillo. La mezcla gaseosa caliente, con cerca de un 75 % de vapor de agua y un 25 % de acetileno, se hace llegar a una torre de lavado y refrigeración, en la que se elimina el polvo que arrastra mediante agua espreada y finalmente se refrigera por espreado de agua fría y se la conduce al gasómetro a través de una trampa hidráulica.

Mediante este procedimiento cada kilogramo de carburo gasta solamente un litro de agua aproximadamente y una presión de proceso inferior



Torre de lavado y refrigeración

GASIFICADOR DE CARBUÑO EN AGUA

a 15 lb/in cu., man. (1536 mm de Hg.)

El carburo de proceso suele ser de una riqueza del 80 % y proporciona por kilogramo 300 litros de acetileno húmedo, referidos a 15°C y 760 atm.

PROCESO A.G.A. (58)

Este proceso pertenece al consorcio mundial A.G.A., el cual consta de más de 200 fábricas de gases repartidas en 24 países. A.G.A. de México S.A. se integró a industria nacional en el año de 1922.

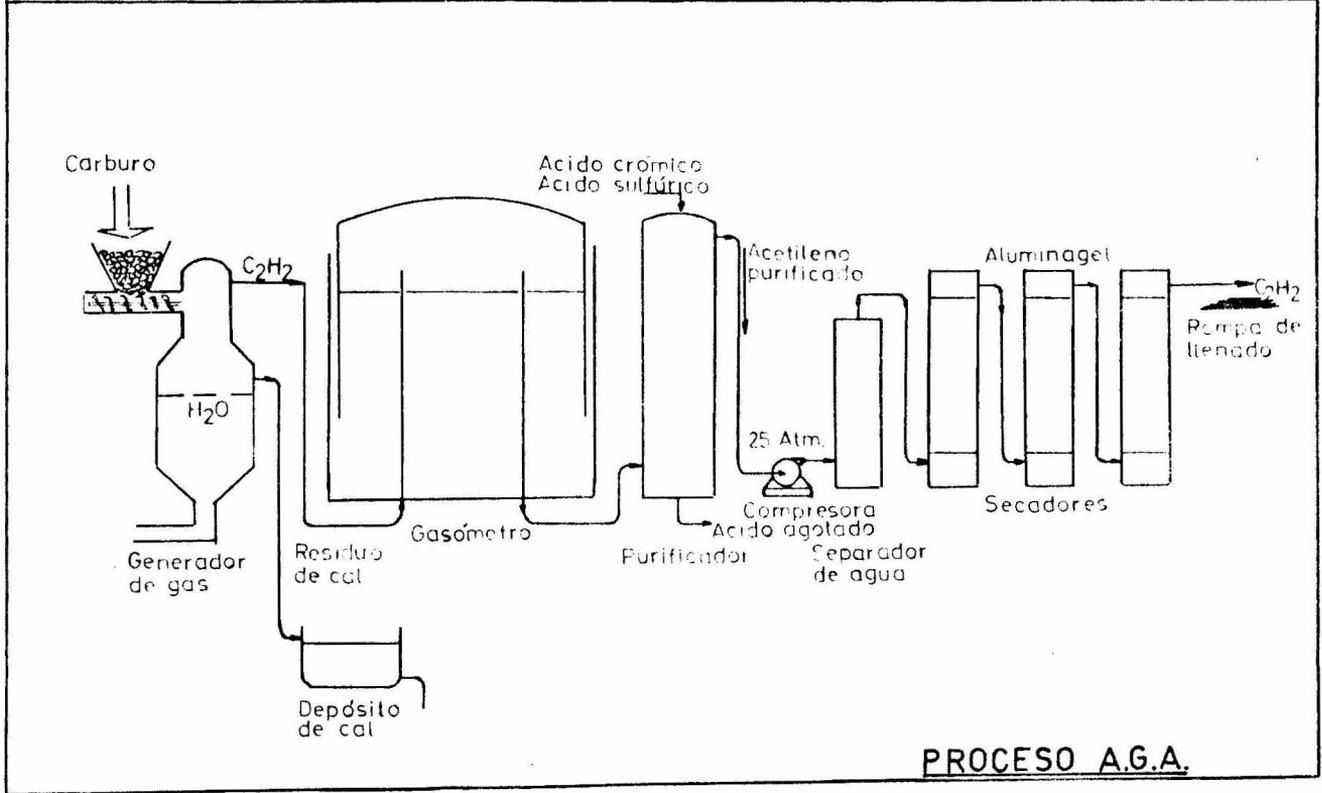
DESCRIPCION:

El acetileno se produce en un generador de gas por cuya parte superior el carburo se introduce en tolvas en cantidades de 300 a 500 kilogramos cada vez. Esta es una operación que debe hacerse rápidamente para evitar que entre aire dentro del generador. El carburo se introduce por medio de un tornillo sin fin, con lo que cae sobre el agua que llena la parte inferior del generador y se produce el acetileno. El agua fluye y arrastra fuera del generador el residuo de cal que se recoge en un depósito de cal. La temperatura en el generador puede variar de 60 a 70°C. Si la temperatura llegará a ser muy alta, por ejemplo, debido a algún defecto en la provisión de agua, se cierra automáticamente la alimentación de carburo.

Un generador de acetileno tiene una capacidad de producción de 80- a 120 m.cu. de acetileno por hora. Lo corriente es que una fábrica de acetileno tenga dos o más generadores que trabajan en paralelo. Para producir un metro cúbico de acetileno se necesitan unos 3 kilogramos de carburo.

El acetileno se conduce de los generadores a un gasómetro cuya misión consiste por una parte en almacenar los gases producidos y por otra parte en producir en forma sencilla el arranque automático y la detención de los generadores de acuerdo con la necesidad de producción. Cuando más bajo es el nivel del gasómetro más generadores se ponen en marcha para producir acetileno.

Desde el gasómetro se conducen los gases (con la ayuda de la presión proporcionada por el peso de la campana) hasta los purificadores



que pueden quitarles las impurezas como el fósforo y el azufre. Hay industrias o procesos que purifican los gases en purificadores rellenos de una masa que produce una purificación rápida; el agatol. Otros procesos tienen purificadores en forma de torres llamados "purificadores húmedos" en que los gases se purifican con una mezcla de agua-ácido crómico-ácido sulfúrico que diariamente se vierte por el domo de la torre de purificación en forma de regadera. Para el uso de estos ácidos corrosivos deben observarse las instrucciones de seguridad vigentes. Los purificadores - en húmedo son del tamaño necesario para producir una efectiva purificación de una cantidad de gas de 40 metros cúbicos por hora.

La fase siguiente de la producción consiste en comprimir los gases. Para ésto se necesitan compresoras especiales con capacidad de 20, 40, u 80 metros cúbicos de acetileno por hora. La compresora debe ser de tres pasos y hasta una presión máxima de 25 atm. Una compresora de acetileno debe de llevar siempre, por motivos de seguridad, acoplado un aparato de desconexión que tiene por misión cortar la corriente del motor de mando si la presión que llega es demasiado baja o si la presión de salida es demasiado alta.

Después de comprimido el acetileno pasa primero por un separador de agua y aceite y se seca después en los secadores de alta presión. Estos consisten en recipientes cilíndricos a través de los cuales deben de pasar los gases y que estan llenos de un material secante, el cual al cabo de cierto tiempo se consume y debe cambiarse. Normalmente se utiliza el gel de alumina que tiene capacidad para absorber gran cantidad de humedad. Además que después de cierto tiempo se saca del secador y se pasa a un horno de regeneración.

CAPITULO II
FACTORES LIMITANTES

DATOS HISTORICOS

La tabla 3.3 presenta los datos reales de 1953 a 1964 y estimados para 1965 y 1970 .

Tabla 3.3-Datos históricos-Producción, Número de productores, Valor de ventas del acetileno

	No. de Pro- ductores a partir de - Hidrocarbu- ros	Producción			Fletes			Valor		Valor Total de la Produc- ción Millo- nes de Lbs.x año
		Millones de Lbs./año			Millones de Lbs./Año			Promedio de Ventas		
		Total	A partir de Hidro carburos	A partir de Carbu ro	Total	A partir de Hidro carburos	A partir de Carbu ro	A partir de Hidro carburo	A partir de Carbu ro	
1953.....	1	486	50*	436*	359	0	359	18.6	90
1954.....	1	461	50*	411*	354	0	354	18.2	84
1955.....	2	607	100*	507*	455	0	455	17.4	106
1956.....	2	683	100*	583*	500	0	500	17.6	120
1957.....	2	747	100*	647*	546	0	546	17.6	131
1958.....	2	728	100*	628*	494	0	494	18.1	132
1959.....	4	855	150*	705*	591	0	591	17.2	147
1960.....	5	857	150*	805*	601	0	601	17.1	147
1961.....	5	821	156*	665	575	0	575	16.4	135
1962.....	8	933	292	641	588	0	588	15.7	147
1963.....	9	1026	356	670	612	14	598	10.3	15.6	106-160
1964.....	9	1121	437	684	651	34	617	10.2	15.7	114-176
1965*....	9	1160	550	610	650	34	550	10.0	15.7	116-182
1970.....	9	1140	600	540	600	50	500	8.0	13.0	91-148

* ESTIMADOS

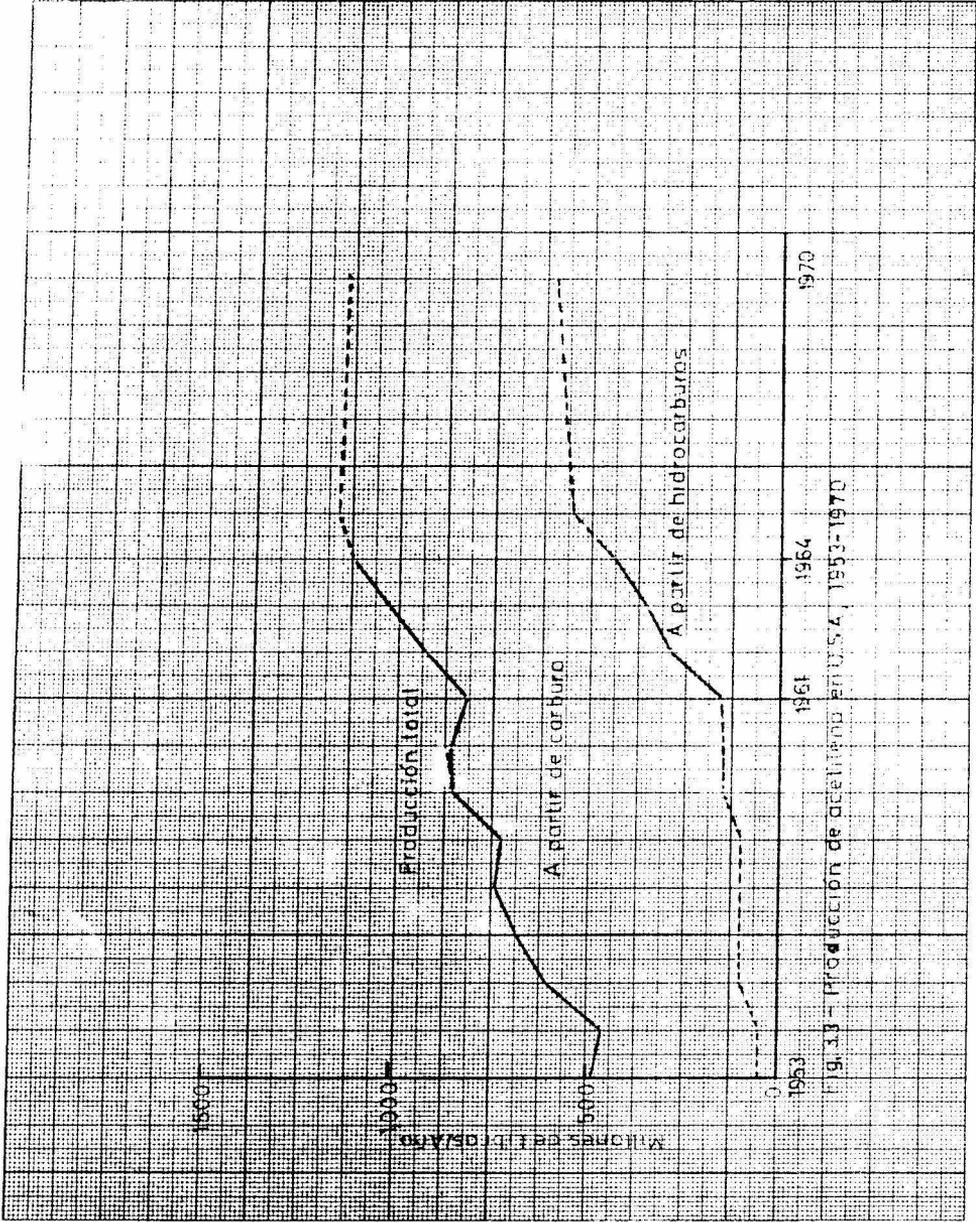


Fig. 3.3 - Producción de acetileno en U.S.A., 1953-1970

FACTORES LIMITANTES

El estudio detallado de los factores limitantes intrínsecos de cada proceso conduce a la modificación de éstos a innovaciones tecnológicas.

Para el estudio de estos factores limitantes a los procesos de obtención de acetileno, es conveniente clasificarlos de la siguiente manera:

a).- Factores limitantes generales. .

Son aquellos comunes a los procesos que tienen el mismo fundamento (arco eléctrico, pirólisis térmica, combustión parcial o carburo de calcio) .

b).- Factores limitantes específicos.

Se refiere a los factores limitantes característicos de cada proceso en particular.

c).- Factores limitantes especiales.

Llamemos así a los factores limitantes que por su capital importancia y por ser comunes a todos los procesos de producción de acetileno merecen tratamiento particular.

PROCESOS DE ARCO ELECTRICO

Factores Limitantes Generales:

1.- Gran consumo de energía eléctrica; necesaria para obtener las altas temperaturas que la reacción demanda, lo que se traduce en una limitación de localización y costos. Dado que las plantas deben de situarse en las proximidades de las fuentes energéticas.)

2.- Amplia variedad de hidrocarburos susceptibles de emplearse como materia prima, aunque es indudable que los índices de conversión son óptimos cuando se emplean las alimentaciones específicas para las que --

les se diseñó cada proceso, aunque como regla general la demanda de energía es menor empleando hidrocarburos superiores.

3.- Alta velocidad de flujo de alimentación para minimizar el tiempo de calentamiento de la reacción en el horno; del orden de 1000 m/seg.- lo cual obviamente requiere equipo especializado.

4.- Costo elevado del equipo de enfriamiento de los gases de crack los cuales deben de enfriarse rápidamente hasta una temperatura en que cese la reacción, lo que realmente constituye el mayor problema a resolver en estos procesos; de otro modo, si no se obtiene este enfriamiento rápido ocurren muchas reacciones secundarias indeseables, así como la pérdida por polimerizaciones del acetileno.

5.- Posibilidad de efectuar estos procesos a presión atmosférica o ligeramente superior, lo que demanda un equipo de protección y medidas de seguridad personal contra el riesgo patente de choque eléctrico dados los altos voltajes que se emplean.

6.- Los altos índices de conversión compensan el elevado costo de la energía eléctrica suministrada, poniendo a estos procesos en posición competitiva frente a los procesos de pirólisis térmica y de combustión parcial.

PROCESO HULS

Factores Limitantes específicos:

1.- Temperatura de ebullición de la mezcla de gas y nafta alimentada, en las proporciones de cada componente que se deseen, siempre y cuando la temperatura de ebullición de la mezcla sea de 200°C, lo que exige un equipo de precalentamiento y control previo.

2.- Temperatura de reacción de 1400°C en un primer paso del proceso, que se efectúa en el equipo de arco de HULS que es sumamente especializado y por consiguiente de alto costo. Este arco voltáico generado por

corriente directa demanda 8200 Kw (7200 volts, 1150 amperes).

3.- Alta inversión en equipo, la más elevada entre los procesos de arco eléctrico. Siendo ésto una desventaja que influye decisivamente en la elección del proceso.

4.- Este proceso tiene la ventaja especial de poder emplear muy diversos hidrocarburos en mezclas de varios componentes, pero los rendimientos máximos de acetileno y etileno se obtienen cuando en el primer paso se alimentan hidrocarburos de cadena muy corta e hidrocarburos de cadena lineal más larga en el segundo paso.

5.- Se obtiene acetileno de 98 % de pureza, aunque los pasos de recuperación y purificación son parte importante del costo total de operación.

6.- Se obtiene hidrógeno de gran pureza (98 % a 16 atm.) que puede emplearse para procesos de hidrogenación e influir en costo de operación y en la elección final de un proceso.

PROCESO EDIGER-TATARINOV

Factores Limitantes Específicos:

1.- El diseño particular del reactor exige la alimentación de los hidrocarburos en forma líquida, con la ventaja de que el enfriamiento rápido por mezclado directo de la reacción se obtiene fundamentalmente por la adición del hidrocarburo líquido.

2.- Costo elevado del reactor por diseño, que influye sobre manera en el costo total del proceso.

3.- Bajo rendimiento del proceso, por pérdidas en la recuperación del acetileno y dificultad para disponer del negro de humo, que se encuentra en forma de lodo (negro de humo-aceite), con la consiguiente pérdida de aceite en lodo. Esto aumenta el costo del proceso por pérdidas.

4.- En el reactor se producen pequeños arcos intermitentes medianos

te corriente alterna trifásica de 1000 volts aproximadamente. El consumo de potenciales cercano a 12000 Kwh/ton de acetileno producido. Este consumo de energía eléctrica es senciblemente menor que en los procesos Hüls y Schoch, pero considerando los bajos rendimientos obtenidos (30-35 % de la alimentación), este proceso es del todo incosteable. No hay ninguna planta en operación. El hecho de que este proceso opere con corriente alterna es factor muy importante para abatir los costos por concepto de potencia suministrada.

PROCESO SCHOCH

Factores Limitantes Específicos:

1.- Corriente alterna trifásica de 60 ciclos, de 8000 volts; estas condiciones permiten una operación silenciosa de los reactores, lo que evita problemas de vibraciones y sedimentación.

2.- Temperatura de reacción relativamente baja aproximadamente de 500°C, que lo diferencia notablemente de los otros procesos de arco eléctrico. Esto representa una verdadera ventaja sobre los demás procesos - ya que evita problemas graves de corrosión y aislamientos térmicos.

3.- Debido a la baja conversión de acetileno se emplean varias unidades de descarga colocadas en serie y controladas individualmente; lo que no representa problema alguno de operación ya que el proceso es totalmente automatizado y si, de costo por la automatización del mismo.

4.- Se requiere exceso de agua en las unidades de enfriamiento para evitar la contaminación de negro de humo en el agua de proceso. El negro de humo que se obtiene como subproducto se deshecha.

5.- Alto costo del medio selectivo de absorción (D.M.T.G.) y dificultad de recuperación del mismo; que encarece enormemente la sección de absorción del acetileno.

6.- Este proceso tiene la ventaja de ser continuo lo que evita - - problemas de almacenamiento.

PROCESOS DE PIROLISIS TERMICA

Factores Limitantes Generales:

1.- Se requiere transmisión de calor a alta velocidad lo que influye en el diseño de forma del horno refractario.

2.- A causa de la formación de depósitos de coque y alquitranes en la pared del horno, se requiere una operación cíclica: en la primera parte del ciclo se calientan los hidrocarburos dentro del horno en atmósfera reductora, en seguida se vacían y se calientan en atmósfera oxidante para eliminar los dichos depósitos, con lo que se completa el ciclo.

3.- Los factores limitantes concernientes al material de construcción de los hornos son, sin duda los más importantes ya que las severas condiciones de operación del mismo requieren de un material que sea, entre otras cosas, resistente a los choques térmicos violentos, a las atmósferas oxidante y reductora (a 1400°C), y que posea una alta resistencia mecánica a la abrasión. Todo esto limita drásticamente las posibilidades de elección del refractario.

PROCESO WULFF

Factores Limitantes Específicos:

1.- La operación de fraccionamiento se lleva a cabo a presión reducida.

2.- El proceso es adecuado para alimentaciones de hidrocarburos gaseosos o vaporizados desde metano hasta gas oil, y admite hasta diluciones en vapor de agua lo que da una amplia gama de alimentaciones.

3.- Las proporciones de los productos pueden programarse variando las condiciones de operación de los hornos.

4.- El costo de los equipos de recuperación son elevados tanto por

el equipo en sí como por los medios de absorción empleados (acetoni-
lactona, acetona o dimetilformamida-actualmente-).

5.- Tiempo de residencia en el reactor muy pequeño (0.033 seg.);
haciendo prácticamente una operación continua.

PROCESO FISCHER

Factores Limitantes Específicos:

1.- Montada en una planta piloto, como ligera modificación del - -
proceso Wulff.

2.- Operación con etapas alternadas de calentamiento y de desinte-
gración en el horno.

3.- La pirólisis se efectúa a la presión reducida de 0.1 atm. apro-
ximadamente.

4.- La única novedad que aportó de importancia tecnológica fue la
recuperación de acetileno del gas de desintegración por absorción en agua
a presión.

PROCESO HOECHST

Factores Limitantes Específicos:

1.- Aun cuando el horno es una modificación del Wulff; el método -
de combustión con oxígeno que emplea minimiza los volúmenes gaseosos, lo-
que permite el uso de los gases residuales como combustible, en el quemador.

2.- Enorme capacidad calorífica, superior a 10^8 Btu/ft³ hr. en el
horno, que permite producciones muy altas.

3.- Horno totalmente metálico lo que determina que el tamaño y pe-
so del quemador sea mínimo, así como su costo.

4.- Quemador enfriado con agua, lo que redundará en pérdidas de ca -

lor despreciables.

5.- Es absolutamente necesario un buen sistema de enfriamiento para evitar la formación de hollín y coque.

6.- La construcción metálica del horno, es decir, sin piezas de cerámica permite arranques y paradas rápidas, según necesidades de producción.

7.- Se emplea un solvente de alta selectividad y gran potencia de absorción, a pesar de lo cual es barato, fácil de obtener, no corrosivo, de generación simple y económica, además de que las pérdidas del mismo son bajas, permite obtener acetileno de 99.9 % de pureza y etileno de alta pureza.

8.- El gas residual es rico en hidrógeno por lo que se puede emplear como combustible del mismo proceso o como gas de síntesis, esto lo decidiría un balance económico.

9.- Las proporciones de acetileno/etileno pueden variar combinando las condiciones de operación y la composición de la alimentación.

PROCESO EASTMAN

Factores Limitantes Específicos:

1.- Alimentación limitada a etano, propano, butano y naftas ligeras.

2.- Requiere un reactor de diseño especial que permite un tiempo de residencia mínimo. El reactor consta de cinco secciones: un quemador de combustible, una cámara de combustión, una zona de inyección de la corriente de alimentación, una zona de reacción y una sección de enfriamiento. Todo en un paquete que disminuye el área de la planta.

3.- Bajo costo del sistema de enfriamiento ya que se emplea agua espreada.

4.- Presión de operación atmosférica y temperatura de flama de a - proximadamente 2000°C; determinan las proporciones de acetileno/etileno, la cual puede variarse cambiando la cantidad de gas de combustión o la -- cantidad de hidrocarburo alimentado.

5.- La temperatura se puede moderar introduciendo vapor de agua -- que también servirá como medio de transferencia de calor minimizando las -- pérdidas de calor.

6.- Para producir una presión parcial favorable a la pirólisis se -- introduce vapor de agua con los hidrocarburos alimentados en forma dilu -- yente.

7.- Complicado sistema de recuperación y lavado que repercute en -- los costos de operación..

PROCESO HAPPEL-KRAMER-OTHEMER

Factores Limitantes específicos:

1.- Este proceso puede operar con metano, hidrocarburos gaseosos, -- pero no naftas inferiores, esta limitación queda compensada con el hecho -- de que los rendimientos acetileno-hidrógeno son muy buenos.

2.- Para algunos usos del acetileno se puede emplear la mezcla (a -- cetileno/hidrógeno) dada la baja proporción de hidrógeno en la mezcla.

3.- La temperatura de operación es muy alta en el rango de 3000 - -- 3200°F, pero esta condición aunada a una operación de enfriamiento rápido -- produce un rendimiento de 80-95 %, es decir, un rendimiento mucho mayor -- que el obtenido a temperaturas de pirólisis más bajas.

4.- La presión total de operación es ligeramente superior a la at -- mosférica con las consiguientes ventajas (no compresores ni equipos re -- forzados) económicas.

PROCESO CHIYODA

Factores Limitantes Específicos:

1.- Los productos que se obtienen en este proceso son exclusivamente acetileno y etileno de alta pureza. Acetileno de más del 99.9 % de pureza.

2.- El reactor de pirólisis opera con una amplia flexibilidad sin cambiar el rendimiento total de acetileno, por ejemplo; un reactor con una capacidad de 9 T/D de acetileno puede ser operado a 50 % de alimentación.

3.- La relación acetileno/etileno puede ser controlada ampliamente sin alterar el rendimiento total de etileno y acetileno. Por ejemplo; -- cuando la relación acetileno-etileno está en un rango de 0.5 a 2.0, el -- rendimiento total de acetileno y etileno es de un 50-55 % de la alimentación.

4.- Las cantidades de carbón y alquitrán formadas en el reactor -- son muy pequeñas y fácilmente removibles. En la corriente de gas pirolizado son removidos completamente mediante lavado de agua y una precipitación electrostática.

5.- La estructura y construcción del reactor permite su mantenimiento e inspección, además de modificar su alimentación para aceptar varias alimentaciones y especificaciones de producto.

6.- El rendimiento total de acetileno y etileno de más de 50 % en peso de la alimentación de nafta puede ser obtenido para cualquier relación de acetileno-etileno.

PROCESOS DE COMBUSTION PARCIAL

Factores Limitantes Generales:

1.- La sección del convertidor donde se calientan los hidrocarburos debe de tener una temperatura lo más uniforme posible para que el tiempo de permanencia del hidrocarburo reaccionante sea mínima a la temperatura más alta.

2.- Las características principales de estos procesos son las velocidades de reacción muy altas de combustión y formación de acetileno, y las velocidades relativamente bajas de descomposición del acetileno y del hidrocarburo original en carburo e hidrógeno.

3.- Se requiere rápido enfriamiento de los gases calientes que salen del convertidor, lo que se logra con un baño de agua. Este enfriamiento es barato además de que, se produce vapor aprovechable al proceso.

4.- Como oxidante se emplea oxígeno de tonelaje que aunque caro reporta más beneficios económicos que empleando aire; este combustible gaseoso proporciona la energía necesaria para la conversión de los hidrocarburos en acetileno.

5.- Las alimentaciones para estos procesos estan generalmente precalentadas, lo que exige equipos de precalentamiento previos con el consiguiente aumento en el costo de equipo.

PROCESO SACHSSE - B.A.S.F. -

Factores Limitantes Específicos:

1.- La alimentación consiste de una mezcla de gas natural (90-95 % de metano) y oxígeno (90-95 % de pureza) en una razón molar de 0.65:1.0, oxígeno : metano. Precalentada a 950°F.

2.- En enfriamiento de los gases se efectúa por medio de pulverizadores de agua situados a la salida del quemador, estos pulverizadores deben de formar pequeñas gotas con una superficie adecuada para enfriar ra-



pidamente pero a la vez deben tener una alta velocidad para mezclarse con la corriente gaseosa de tal modo que los gases salgan de esta sección con una temperatura de 100°F.

3.- Para obtener la alta velocidad de la alimentación de la mezcla gaseosa a la cámara de combustión se emplean gargantas venturi.

4.- Es necesario un estricto control en la cámara de combustión con el objeto de evitar explosiones..

5.- La temperatura de reacción es muy alta, 2900°F y la conversión del oxígeno es completa, en tanto que la del metano es de 90-95 %, dado - que un tercio del mismo alimentado se fracciona y el resto se quema.

6.- La presión de operación es ligeramente superior a la atmosférica.

7.- El tiempo de residencia es de 0.001 - 0.01 seg.

8.- El hollín residual de la combustión se separa antes de que los gases se compriman y separen.

9.- Este proceso emplea solventes orgánicos como la D.M.F. y la metilpirrolidona que aunque presentan una selectividad muy grande para el acetileno y bióxido de carbono, tienen en su contra el elevado costo, proprio de los solventes orgánicos.

10.- Dada la amplia aplicación de los subproductos en la producción de amoníaco y/o metanol, este proceso puede emplearse con el doble propósito de obtener amoníaco y gas de síntesis.

PROCESO S.B.A.

Factores Limitantes Específicos:

1.- Este proceso puede emplear tanto alimentaciones líquidas como gaseosas, dependiendo de la disponibilidad de materia prima. En el primer caso se emplea un quemador del tipo II y en el segundo un quemador-

del tipo I.- Esta posibilidad de selección constituye la diferencia primordial entre este proceso y el B.A.S.F.

2.- Este proceso tiene la ventaja de emplear amoníaco líquido anhidro como solvente selectivo, lo que obviamente hace esta parte del proceso menos costosa.

3.- Cuando se emplea el quemador de tipo I, es decir si se emplea alimentación gaseosa, el diseño mecánico del quemador debe de considerar los siguientes puntos:

El mezclado del gas y el oxígeno a elevadas temperaturas sin pre-ignición, estabilidad de la flama para permitir condiciones estables de operación para minimizar las pérdidas de calor.

Debe de permitir una operación libre de problemas a las altas temperaturas requeridas (1400-1600°K).

Control estricto del tiempo de reacción para minimizar las formaciones de carbón y el "overcracking."

El diseño debe de permitir la fácil remoción del carbón depositado en el quemador (alrededor del 1% de la alimentación), - lo que debe hacerse con frecuencia para evitar la formación de puntos calientes.

Este quemador es completamente metálico, sin refractarios y requiere muy poco mantenimiento, permitiendo arranques y paradas bruscas.

4.- El quemador del tipo II desarrollado por S.B.A., emplea solo - una pieza refractaria consistente de un anillo de carburo de silicio en la sección de combustión que se puede reponer muy fácilmente.

Este presenta la ventaja de usar metano, propano, u otras alimentaciones líquidas

Este puede operarse bajo una amplia variedad de con

diciones lo que permite variar las relaciones de acetileno/etileno producidos

El diseño interno del quemador elimina puntos muertos en los cuales podrían formarse depósitos de carbón.

PROCESO MONTECATINI

Factores Limitantes Específicos:

1.- Este proceso se lleva a cabo en un quemador del tipo II S.B.A. modificado para operar a 60 psi y 2800°F, con un tiempo de reacción de 0.001 seg.

2.- Las condiciones antes mencionadas proporcionan las siguientes ventajas:

Se recupera calor como vapor a baja presión, en cantidades equivalentes a 20 x 10 Btu/ton. de acetileno producido.

El hollín se remueve más fácilmente de los productos puesto que se humedece debido a la operación a alta presión.

La capacidad del quemador se incrementa en un 400 % con respecto al quemador tipo II, S.B.A.

Los costos de compresión son reducidos y los polímeros del acetileno se remueven con gran facilidad.

3.- La combustión de los acetilenos superiores y compuestos aromáticos proporcionan una fuente de energía muy importante para el mismo proceso.

4.- El amoníaco producido se absorbe en metanol subenfriado y, consideremos que el metanol es el solvente orgánico más barato.

PROCESO PHILLIPS

Factores Limitantes Específicos:

1.- Este proceso emplea un quemador tangencial desarrollado especialmente por la Phillips Petroleum Co., en el cual, aire y oxígeno por una parte y fuel oil por otra se precalientan individualmente y se introducen a la sección de combustión del quemador refractario. Luego se introducen los hidrocarburos axialmente que se mezclan íntimamente con los productos calientes de combustión.

2.- Este proceso opera bajo las condiciones muy favorables de alta temperatura, baja presión (aprox. atm.) y tiempo de reacción muy corto.

3.- El uso de una alimentación seca elimina los problemas de hidrólisis del DMF que se emplea como solvente selectivo, permite baja temperatura de operación en la sección de absorción, además de minimizar las cantidades del D.M.F. en recirculación.

PROCESO DELHI-TAYLOR

Factores Limitantes Específicos:

1.- Alimentación restringida a gas natural, pero con la ventaja de obtener acetileno de alta pureza (99.6 %), y gas de síntesis.

2.- Se emplea un precalentador diseñado especialmente para obtener temperaturas superiores a las obtenidas en un precalentador tradicional, lo que permite incrementar en un 9.5 % el rendimiento de acetileno en el gas de salida del quemador, reduce las cantidades de carbón formado en el quemador, no hay problemas de pre-ignición.

3.- El sistema de purificación permite una alta recuperación de acetileno y reduce al mínimo la posibilidad de polimerización.

4.- El empleo de tres solventes en el proceso de recuperación y purificación del acetileno no es costoso, ya que los tres son confiables, no corrosivos, de recuperación simple y económica y, de pérdidas muy pequeñas.

PROCESOS DE CARBURO DE CALCIO

Factores Limitantes Generales:

- 1.- La inversión inicial para capacidades equivalentes es menor para los procesos de carburo de calcio que para los otros procesos actualmente en explotación comercial.
- 2.- La sencillez del equipo permite un control de producción fácil factible de disminuir o aumentar la producción según los requerimientos del momento.
- 3.- El subproducto no tiene mercado o es muy reducido.
- 4.- La facilidad de almacenaje y transporte de la materia prima, permite instalar el equipo de obtención de acetileno en el lugar que se requiera.

GASIFICADOR HUMEDO

Factores Limitantes Específicos:

- 1.- Debido a la formación de puntos calientes en la masa de carburo, este proceso solo emplease para obtener pequeñas cantidades de acetileno; el aumento de temperatura es de aproximadamente 39.44°C por cada gración de agua/lb. de carburo de calcio.
- 2.- Con el objeto de minimizar al máximo la formación de puntos calientes se utiliza el carburo de calcio de polvo muy fino (14 ND).

GASIFICADOR EN SECO

Factores Limitantes Específicos:

- 1.- Debido a que es continuo este proceso tiene aplicación industrial en gran escala.
- 2.- El hidróxido residual se obtiene seco, lo que lo hace fácil de manejar, ya sea que se venda o se vuelva al ciclo.

3.- Para la obtención de acetileno en seco se emplea un lt. de agua por Kg. de carburo de calcio.

4.- El calor generado se disipa en gran parte por la vaporización del agua.

5.- El equipo debe de purgarse con relativa frecuencia para extraer el ferrosilicio que generalmente va como impureza del carburo de grano grueso.

6.- Para evitar el recalentamiento que disminuye el rendimiento debido al carburo flotante, se emplea una rueda de paletas que introduce el carburo inmediatamente debajo del agua.

GASIFICADOR DE CARBURO EN AGUA

Factores Limitantes Específicos:

1.- La cantidad de agua que se emplea es la estrictamente necesaria para reaccionar con el carburo y eliminar el calor generado mediante evaporación (lt. de agua/kg. de carburo a 15 lb./in² man.) .

2.- La cal que se obtiene como subproducto queda finamente pulverizada por lo que puede usarse inmediatamente, sin tratamiento posterior.

3.- El carburo de calcio con una riqueza del 80 % proporciona 300- litros de acetileno húmedo/Kg. a 15°C y 760 mm Hg.

PROCESO A.G.A.

Factores Limitantes Específicos:

1.- Este proceso es fundamentalmente intermitente, por lo tanto para obtener un ritmo de producción aceptable se utilizan varios generadores en paralelo.

2.- La posibilidad que la temperatura se eleve más arriba de 70 °C obliga a disponer de elementos de control automático.

3.- El acetileno producido tiene un alto grado de humedad, por lo-

que debe pasarse por **secadores de aluminagal.**

FACTORES LIMITANTES ESPECIALES

Elección del Disolvente.

En todas las plantas industriales para separar el acetileno fabricado a partir de hidrocarburos se han usado una gran variedad de disolventes. En la elección de un disolvente apropiado deben tenerse en cuenta muchas propiedades del mismo, que se enumeran a continuación sin indicación de prioridad, pues una propiedad que podría ser importante para un sistema de separación dado, pudiera no serlo tanto en otro sistema.

Gran solubilidad del acetileno	Miscibilidad con el agua
Buena selectividad	Buena estabilidad hidrolítica
Baja presión de vapor	Baja corrosividad
Moderado punto de ebullición	Baja Toxicidad
No reactividad con los componentes del gas pirolizado	Poca viscosidad
Buena estabilidad térmica	Bajo punto de congelación
	Bajo costo y facilidad de adquisición.

El alto poder disolvente para el acetileno es deseable para disminuir al mínimo la cantidad de disolvente. En general, la circulación mínima de disolvente se traduce en mínimo tamaño del equipo de separación y por consiguiente costos mínimos de capital y operación. Incluso con alto poder disolvente, la cantidad de acetileno disuelto no es muy grande. Así, la acetona, considerada buen disolvente del acetileno, a 25°C y con una presión parcial de acetileno de 1 atm. abs., sólo disuelve una cantidad del mismo aproximadamente de 3 % del peso de la acetona.

Se han hallado varios disolventes que disuelven mayor cantidad de acetileno que la acetona. En la tabla siguiente, figuran algunos con indicación de la solubilidad del acetileno.

Como la concentración de acetileno en el gas pirolizado es baja, se comprime éste para aumentar la presión parcial del acetileno antes de poner en contacto el disolvente con el gas. Sin embargo, la Société Belge L'Azote asegura que la solubilidad del acetileno en amoníaco líquido, elimina casi la necesidad de compresión.

DISOLVENTE	SOLUBILIDAD * DEL ACETILENO
Acetona	20.8
Sulfóxido dimetílico	27.8
Dimetilformamida	31.4
N-Metilpirrolidona	34.0
HMPA, hexametil fosforamida, $OP(NMe_2)_3$	47.0
bis-DMP, bisdimetilamino-metanofosfato	61.3

* Volúmenes de acetileno, medidos a 0°C y 760 mm Hg, disueltos en un ml. de disolvente, medido a 25°C, cuando las temperaturas del disolvente y el soluto son de 25°C y la presión parcial del acetileno es 760 mm Hg.

Constantemente se buscan productos de alta selectividad para separar el acetileno en estado de gran pureza. Desgraciadamente, la selectividad no es en ningún caso del 100 %, pero la elección apropiada del disolvente puede ayudar muchísimo a la separación de acetileno de gran pureza.

La selectividad se expresa por la relación de solubilidades. Un ejemplo de la importancia de la selectividad es la separación del acetileno del etileno contenido en todas las mezclas de gas pirolizado. En la mayoría de los disolventes de acetileno, la solubilidad de éste es de 6 a 8 - tantos la del etileno a 25°C y a presión atmosférica. Sin embargo, la relación de solubilidad es mucho más alta en ciertos disolventes. Así, en la dimetilformamida es 22.4 y en la hexametilfosforamida es 21.7. Por consiguientes, cabría considerar estos disolventes si el etileno fuera una impureza crítica en el producto acetileno. La relación entre la solubilidad del acetileno y la de los componentes menos solubles del gas pirolizado aumenta al disminuir la temperatura del disolvente.

Naturalmente, este hecho tiene sus limitaciones económicas por los requisitos de refrigeración.

La baja presión de vapor del disolvente es deseable para reducir - al mínimo la pérdida del disolvente o para su separación de los gases que

salen de la planta de purificación. Por otra parte, es de desear un punto de ebullición bajo para disminuir la temperatura en que el disolvente ha de desprender por ebullición el acetileno disuelto. La no reactividad con el gas pirolizado es importante para evitar pérdida incesaria de disolvente y acumulación en el mismo de productos extraños.

El disolvente circula continuamente por la planta de separación para disolver el acetileno del gas pirolizado y para liberarlo luego como producto. Generalmente se usa calor para desprendimiento del acetileno. Como todo el disolvente está sujeto repentinamente a este calentamiento, es importante que sea térmicamente estable.

Dado que el vapor de agua está presente en el gas pirolizado de muchos procesos de acetileno, el disolvente puede absorber agua o ésta llegar a él inadvertidamente por fugas del lado de agua o de vapor del equipo de transferencia de calor. Por ello es importante que el disolvente sea miscible con el agua y que no reaccione con ella. Como es muy difícil evitar el contacto de los operarios con el disolvente conviene que éste no sea nocivo. Se necesita que tenga poca viscosidad para facilitar la transferencia de calor y el flujo. El bajo punto de congelación es de desear como salvaguardia en los climas fríos y también permitirá la refrigeración en donde se necesite. El bajo costo y la facilidad de adquisición son factores económicos evidentes.

Como las circunstancias pueden variar de una planta a otra, no es posible generalizar en cuanto al mejor disolvente que se ajuste a todos los casos, ni tampoco cualquier disolvente encuentra uso en todas las plantas de acetileno de hidrocarburos. Así las plantas BASF usaron primero -butirolactona y hoy emplean N-metilpirrolidona. La SBA prefiere amoníaco como disolvente. La planta Montecatini, en Italia, usa metanol la planta Wulff, en California, dimetilformamida. Así, vemos que incluso los

tipos de disolventes usados varían mucho.

Elección del Sistema de Separación.

Como los requisitos de pureza del acetileno son bastantes altos, y como la separación es una operación costosa, es muy importante adoptar el mejor diseño de un sistema de separación en cada planta. Por consiguiente los sistemas de separación han sido objeto de muchas patentes. Siendo éstas las innovaciones más recientes a los procesos.

Los procesos de separación pueden clasificarse en dos grupos. Uno comprende los procesos que emplean un disolvente para realizar la separación del acetileno de los componentes del gas pirolizado, tanto de los menos como de los más solubles. El otro grupo de procesos emplea dos o más disolventes; En éste figuran los procesos en que se utiliza la absorción o la congelación.

El principio de un solo disolvente tiene mucho de recomendable en su favor. Reduce las necesidades de almacenamiento del disolvente y excluye la posibilidad de contaminación de un disolvente por otro en la misma planta. Sin embargo, el uso de un solo disolvente a veces entraña dificultades para separar el acetileno de otros componentes del gas pirolizado con solubilidades similares a la del acetileno. Entre estos productos figuran el metilacetileno, olefinas de peso molecular intermedio y alcanos-residuales del hidrocarburo original. Si el arrastre de estos productos con el acetileno no supone dificultades en el proceso de utilización, el problema de su presencia no es importante; pero si tales impurezas han de causar perturbaciones, deben emplearse medios especiales para eliminarlas. El mejor, es reducir la temperatura del disolvente en un punto adecuado del sistema para aumentar favorablemente la selectividad.

Los procesos que emplean dos o más disolventes permiten regular mejor la selectividad, con lo que aumenta la facilidad de obtención de ace-

tileno puro. Así, por ejemplo, para la separación del metilacetileno y de hidrocarburos más pesados, el gas pirolizado se pone primero en contacto con un aceite mineral de cierre, de buena selectividad para estos productos con respecto del acetileno, y después con un líquido de gran poder disolvente del acetileno y alta selectividad con respecto de los componentes del gas menos solubles.

Un ejemplo de proceso de separación con un solo disolvente que ha encontrado aplicación industrial extensa es el ideado por la BASF recientemente.

Un ejemplo de proceso de separación con dos disolventes es el de una planta piloto montada por la Universidad de Texas en conjunción con el proceso Schoch. Este proceso usa un aceite mineral de cierre para absorber metilacetileno e hidrocarburos más pesados. Luego se usa un disolvente de acetileno para separar el producto acetileno de los componentes menos solubles.

Hay en uso otros dos procesos de separación de acetileno que difieren señaladamente de los métodos nombrados anteriormente. Uno de ellos es el usado en la actualidad en los Chemische Werke Hüls, en Alemania. El disolvente utilizado es el agua. El gas pirolizado se comprime a una presión más alta que la normalmente empleada en las plantas que usan un disolvente orgánico y entonces se pone en contacto con el agua. El acetileno disuelto se recupera sometiendo la solución a etapas de vacío consecutivas.

El proceso de separación SBA está diseñado especialmente para usar amoníaco líquido como disolvente. Como el amoníaco reaccionaría con el dióxido de carbono presente en el gas pirolizado, hay que eliminar el dióxido de carbono antes de que el gas llegue al amoníaco. El proceso emplea, además, algún disolvente orgánico para eliminar por lavado previo la mayoría de los acetilenos superiores antes de la absorción del acetileno por amoníaco líquido. Como el acetileno es muy soluble en amoníaco líquido, basta una

(presión moderada para la absorción. Este proceso de separación se usa en la planta diseñada por la SBA en Carling, Lorena (Francia).- 1970- .

La planta Wulff, de Los Angeles, California, usa un solo disolvente para la separación de acetileno, pero tiene como rasgo peculiar la separación de los acetilenos superiores y otros hidrocarburos superiores -- por un primer lavado antes de lavar el gas pirolizado en otra columna por otra corriente del mismo disolvente para separar el acetileno. La velocidad del flujo del disolvente en la columna del primer lavado es mucho menor que en la del segundo lavado. Se separa el acetileno disuelto en la columna del primer lavado.

Selección de un Proceso.

Actualmente todo el acetileno que se produce industrialmente en la Gran Bretaña, y la mayoría del que se emplea en otras partes, se produce mediante el proceso de carburo de calcio. En los Estados Unidos únicamente cerca de un octavo del total de acetileno producido se obtiene por el procedimiento a partir de los hidrocarburos. La selección entre el proceso con carburo, y los diferentes procesos con hidrocarburos, depende de muchos factores, los cuales varían con la localización de la planta y con otras circunstancias. La selección más económica de un lugar no es de ninguna manera necesariamente la mejor selección en otro lugar.

Para el caso de capacidades equivalentes la inversión inicial de capital en la planta de acetileno a partir del carburo es más bien menor que para cualquiera de los procesos con hidrocarburos. Los principales factores en la operación del proceso con carburo en una gran escala son los costos de coque, la cal, y la potencia eléctrica. El único subproducto que se obtiene en el proceso es la cal apagada, y esto generalmente tiene poca importancia en el costo final del acetileno, constituyendo un cargo relativamente pequeño en el proceso, ya que no se puede vender y debe ser deshechado, o en circunstancias favorables puede proporcionar una pequeña ganancia.

El carburo de calcio tiene la ventaja de poderse almacenar y transportar fácilmente, de tal manera de que si se requieren pequeñas cantidades de acetileno en varios lugares, el carburo puede formarse en una localización central a escala económica, o en un sitio donde el material y los costos de potencia sean especialmente favorables, y posteriormente puede transportarse a las diversas localidades donde se consuma el acetileno. La planta de gasificación del carburo es relativamente barata, tiene flexibilidad en cuanto a la capacidad de producción, y su operación es fácil de iniciar y de interrumpir. Por otra parte, la planta para producir el acetileno a partir de los hidrocarburos requiere de un consumo en gran escala del acetileno en el lugar de la producción.

Los factores variables más importantes en la economía de la operación de una planta de acetileno a partir de los hidrocarburos, son el costo de la carga de alimentación, y el valor que alcanzan los subproductos. En el caso de los procesos de arco eléctrico, y con alimentación de hidrocarburos, el costo de la energía eléctrica es también de importancia primordial. El costo de la energía eléctrica por tonelada de acetileno en los procesos de arco eléctrico, y con alimentación de hidrocarburos, es de la misma magnitud que para el proceso con carburo de calcio, de tal manera que la selección entre éstos, dependerá de otros factores diferentes a los costos de la potencia eléctrica. En la planta HÜls, la facilidad de disponer de una alimentación de hidrocarburo barata, y de ventas económicas de los subproductos, tales como el hidrógeno, el etileno, y el negro de humo, es posible que pudieran hacer que el proceso se adoptara con mejores perspectivas que las del método con carburo. La política económica de Alemania, que prevaecía en el tiempo en que se proyectó la planta, — también pudo haber influido en la selección.

Diferentes estimaciones de costos, en relación a los procesos con-

alimentación de hidrocarburos en los que se utiliza el arco eléctrico, -- han sido publicados, y en éstos parece ser que el acetileno puede producirse más económicamente por estos procesos que por el método de carburo, aunque es evidente que para que esto sea así, se deberá disponer de cargas de alimentación de hidrocarburos muy baratas, y los subproductos deberán ser utilizados económicamente. Es probable que la carga de alimentación más barata en cualquier parte sea el gas natural. La facilidad de adaptar el proceso de combustión parcial con cargas de alimentación de gas natural, y la posibilidad de emplear totalmente el subproducto gaseoso y el nitrógeno en una planta mixta de amoníaco/metanol/acetileno, no da lugar a dudas en la selección del tipo de proceso B.A.S.F. para emplearse en -- las regiones donde se encuentra el gas natural, tal como sucede en el caso del Estado de Texas en los Estados Unidos, y en el norte de Italia. ←

Si la carga de alimentación con bajo precio es del tipo parafínico y con peso superior al del metano, y si es posible combinar la planta de acetileno con la de amoníaco/metanol, se deberá dar importancia al tipo -- de proceso representado por el procedimiento S.P.A. con quemador de mezcla. La combinación de las plantas de producción de acetileno, y la de -- consumo del mismo, con otras plantas de productos químicos, tales como la de amoníaco o la del metanol, da lugar a integraciones económicas, si se utilizan completamente las capacidades totales. Es necesario una gran inversión de capital en un período de tiempo relativamente pequeño, así como la venta de los diferentes productos. Las circunstancias que podrían favorecer el tipo de proceso representado por el procedimiento Wulff, son probablemente la facilidad de disponer de una carga parafínica de alimentación barata, y que el acetileno (o el acetileno/y el etileno) se puedan producir sin necesidad de la combinación con la planta de amoníaco u otras plantas. El proceso Wulff no requiere de la sección para la separa-

W)

ST

NO

ción del aire, y en consecuencia no se dispone de nitrógeno como subproducto de desecho, mientras que el gas residual se reduce al mínimo cuando se le utiliza en su mayor parte para el calentamiento del horno, y principalmente en la producción del vapor de agua. Podría aún ser posible que el proceso Wulff se adaptara para consumir todo el gas residual que se obtuviera en el interior de los hornos de calentamiento, en la producción del vapor de agua, y en los vástagos de las máquinas de compresión, con lo cual se obtendría un costo mínimo de la energía eléctrica, y no se tendría ningún subproducto para utilizarse en otra parte fuera de la planta. Como una alternativa, puede suponerse una combinación conveniente en la cual se utilice un tipo de planta con el proceso Wulff o el Keppers-Hascha, en el cual el hidrocarburo de alimentación sería reformado para la producción del gas doméstico, y al mismo tiempo existiría la venta del acetileno. El gas doméstico y el acetileno se producirían entonces como subproductos en la misma planta.

La estimación de costos del acetileno que se produce por los diferentes procesos, únicamente se podría determinar en forma adecuada si se dispone de la localización y de todas las circunstancias pertinentes.

CAPITULO III
CAPACIDAD DE FABRICACION
Y MERCADO

CAPACIDAD DE FABRICACION Y MERCADO (63)

Antes de iniciar el desarrollo normal de este capítulo, he de aclarar que a pesar de haber hecho una amplia y minuciosa investigación bibliográfica y directa, no me fue posible actualizar los datos contenidos en él. y no queriendo alterar cifras ni fechas con datos imprecisos he desarrollado el capítulo con datos reales de 1953, a 1964 y estimados a 1970. La falta de datos actualizados se debe principalmente a que el acetileno dejó de tener la importancia que tuvo desde la post-guerra hasta 1965 como materia prima al surgir sustitutos o métodos alternativos con mayores ventajas (fig. 3.1).

El estudio es exclusivamente en base a los Estados Unidos de Norteamérica debido a que en México es materialmente imposible obtener datos por la poca o nula colaboración de los industriales a esta clase de investigaciones; además de que no hay literatura en dependencias gubernamentales.

La capacidad de fabricación y consumo de acetileno en los Estados Unidos ha aumentado enormemente desde la Segunda Guerra Mundial. Todas las plantas de acetileno de hidrocarburos han sido construidas a partir de entonces y la capacidad de fabricación de carburo de calcio también ha aumentado significativamente.

→ En 1965⁴ hubo una producción y consumo estimados en 1,160 millones de libras de acetileno. Aproximadamente 140 millones; es decir un 12 %, se consumieron en soldadura y cortes de metales; de este subtotal, alrededor de 20 millones de libras se emplearon en astilleros, ferrocarriles y establecimientos similares que emplean generadores portátiles. Se espera que el subtotal que emplea estas industrias no químicas permanezca invariable durante los próximos 5 años. (54)

Existe por otra parte cuatro principales usos del acetileno y otros

usos menores; virtualmente el acetileno en todos sus mercados se está enfrentando con la creciente competencia de materias primas alternas como se muestra en la fig. 3.1. Entonces, a pesar de los sustanciales incrementos en la producción de los derivados químicos para los cuales se utiliza el acetileno como materia prima, se creó que la cantidad de acetileno no consumida por la industria química en 1970 será aproximadamente la de 1965: sin embargo, puede haber cambios importantes en el empleo de los varios productos químicos individuales, por ejemplo el consumo de acetileno puede decrecer en algunos usos e incrementarse en otros (ref. tabla 3.1, fig. 3.2).

I. Monómero de Cloruro de Vinilo

Acetileno - HCL ----- VCM

Vs.

Etileno - Cloro ----- VCM - HCL

Etileno - HCL ----- VCM

II. Acrilonitrilo

Acetileno - HCN ----- Acrilonitrilo

Vs.

Propileno - Amoníaco ----- Acrilonitrilo

III. Neopreno

Acetileno - HCL ----- Neopreno

Vs.

Butadieno - Cloro ----- Neopreno

Vs.

IV. Monómero de Acetato de Vinilo

Acetileno - Ac. Acético ----- Monómero de Acetato de Vinilo

Vs.

Etileno - Ac. Acético ----- Monómero de Acetato de Vinilo

Fig. 3.1.- MATERIAS PRIMAS EN COMPETENCIA CON EL ACETILENO .

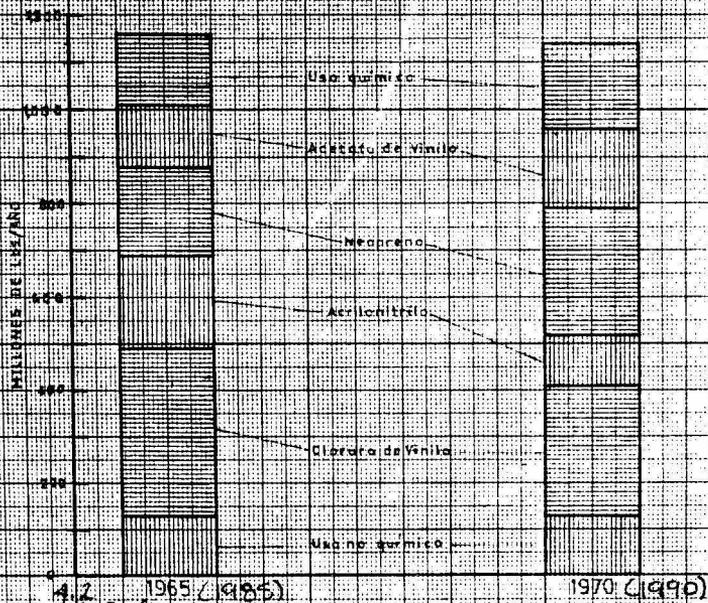


Fig. 32 - Gráfica que muestra el consumo de acetileno en USA en 1965 contra la esperada en 1970

1965

1990

41
Tabla 3.1 Mercados para U.S. Acetileno - 1965 y 1970

	Millones de libras	
	1965	1970
Monómero de cloruro de vinilo.....	350	230
Acrilonitrilo.....	200	120
Neopreno.....	180	250
Monómero de acetato de vinilo.....	140	170
Otros usos químicos.....	150	130
Subtotal: Usos químicos.....	1,020	1,000
Usos no químicos.....	140*	140*
	1,160	1,140

*Incluidas 20 millones de libras/año producidas por generadores portátiles en astilleros, ferrocarriles y establecimientos similares.

Los cuatro usos mayores del acetileno consumen el 85 % del acetileno empleado en síntesis química; estos cuatro productos principales son monómero de clorovinilo, acrilonitrilo, neopreno y monómero de vinil acetato.

42
La tabla 3.2 muestra el consumo unitario de acetileno en la manufactura de varios productos químicos.

1
Tabla 3.2 Consumo Unitario de Acetileno

Químicos	Lbs. de acetileno consumidas - por lb. de producto químico ma- nufacturado
Acrilonitrilo.....	0.60
Neopreno.....	0.70
Percloroetileno.....	0.17
Tricloroetileno.....	0.21
Monómero de vinil acetato.....	0.33
Monómero de clorovinilo.....	0.44

Otros usos químicos consumieron el 1965, 150 millones de libras de acetileno y se cree que consumirán 130 millones de libras en 1970.

Los mayores consumidores de acetileno en esta categoría son el tricloroetileno, esterés acrílicos, y varios productos químicos Reppe. El tricloro se enfrenta con la difícil competencia de las importaciones, y los acrilatos vía acetileno pueden encarnar una difícil competencia contra la nueva síntesis basada en la ruta del propileno; los derivados Reppe del acetileno tienen un futuro prometedor en el mercado. 4

Estos datos muestran un incremento permanente en la producción de acetileno con una producción estimada de 1,160 millones de libras, aproximadamente el doble que en ¹⁹⁷⁵1955; durante este mismo periodo la producción de acetileno a partir de hidrocarburos se ha incrementado casi cinco veces hasta alcanzar 550 millones de libras por año, fig. ^{4.3} 3-3.

Los fletes totales de acetileno incluidas las ventas, han crecido muy poco en los años recientes y constituyen alrededor del 56 % de la producción de acetileno en ¹⁹⁶⁵1965 contra 75 % en ¹⁹⁵⁵1955. Esta declinación en el porcentaje es un resultado del incremento en la producción de acetileno a partir de hidrocarburos, el cual es virtualmente empleado en su totalidad en la misma planta en que se manufactura. (los fletes totales incluyendo ventas y transferencias entre compañías .- Fig. ^{4.4} 3.4 y ^{4.5} 3.5.

Como un poco más del 50 % del acetileno producido en los E.E.U.U. se obtiene aún por la ruta del carburo de calcio, deben de considerarse los factores económicos de producción tanto a partir del carburo como de los métodos que emplean hidrocarburos. Un factor de capital importancia en el consumo futuro de acetileno es la competitividad del acetileno contra el etileno como materia prima.

A PARTIR DE CARBURO

Los costos de manufactura estimados del acetileno usando carburo de calcio como materia prima varían algo en la literatura; sin embargo, una cosa está clara: A nivel de costo de energía tan bajos como 3mlls./Kwh, el acetileno obtenido a partir de carburo de calcio no puede competir sobre una base de igualdad con el acetileno obtenido a partir de hidrocarburos. Se estima que se requiere un precio para el acetileno de alrededor de 13 \$/libra para justificar la construcción de una nueva planta de producción de acetileno a partir de carburo de calcio. 4

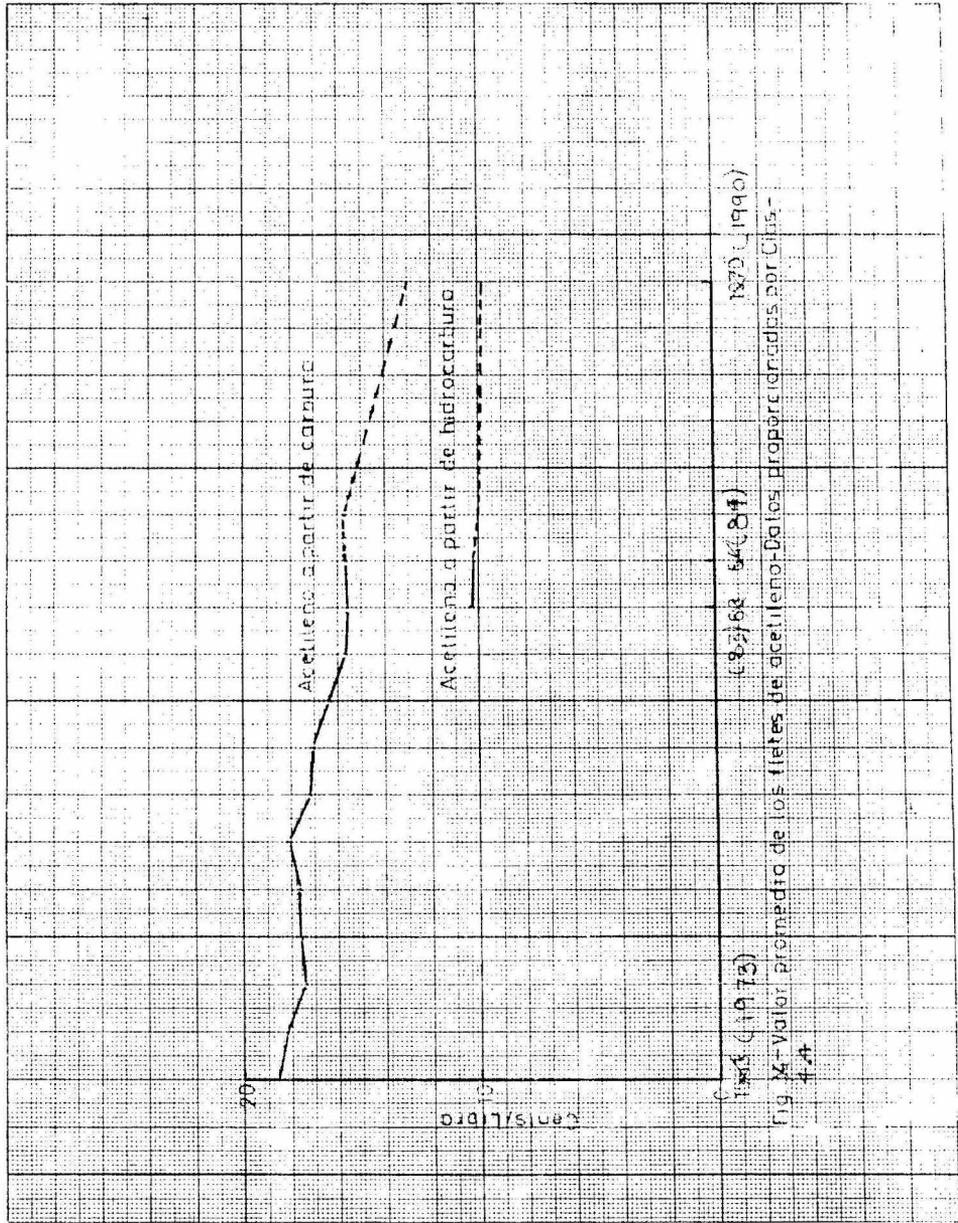


Fig. 34- Valor promedio de los flujos de acetileno-Datos proporcionados por Cus-
4.4

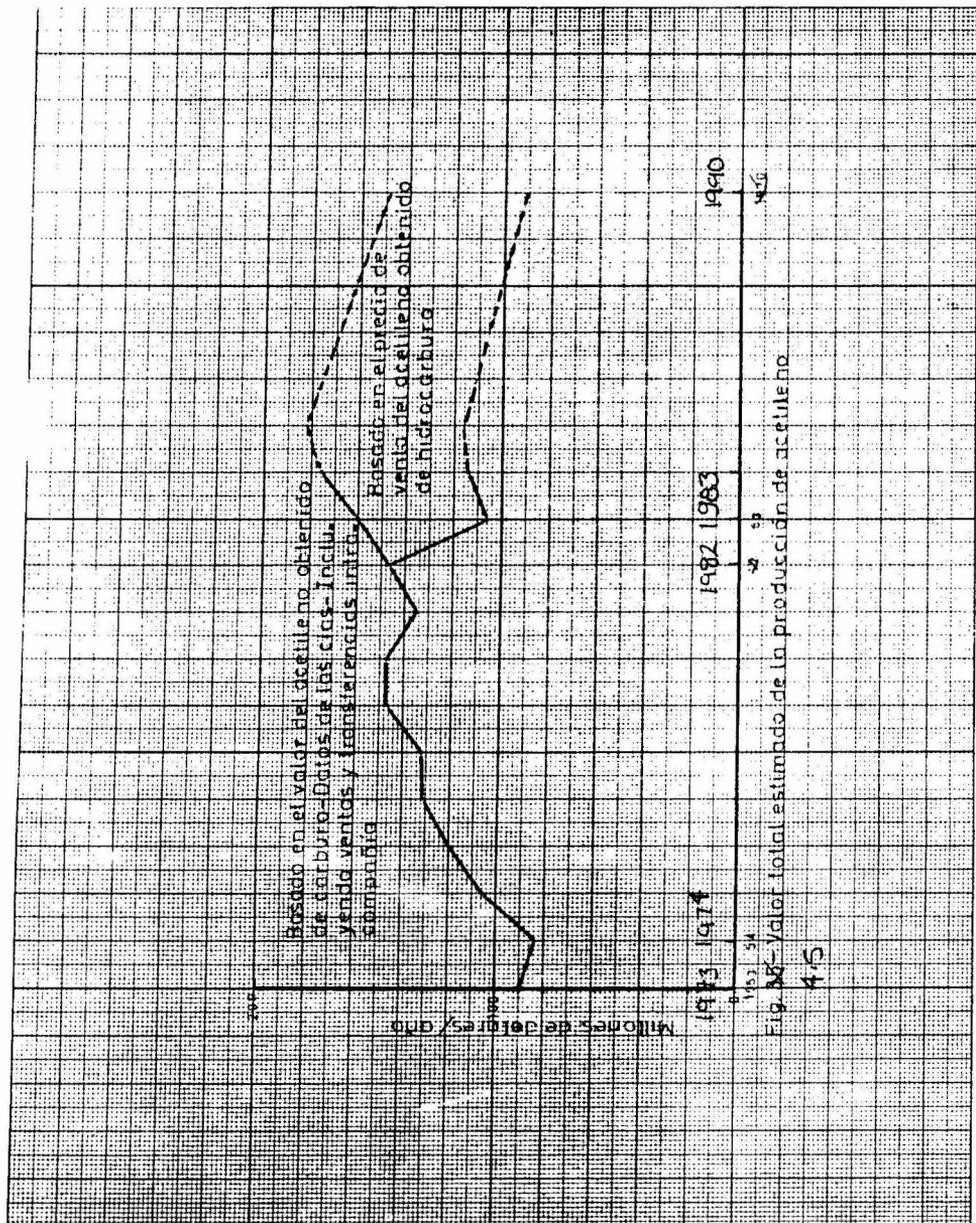


Fig. 85- Valor total estimado de la producción de acetileno

A PARTIR DE HIDROCARBUROS

Se han publicado un gran número de artículos en los cuales los costos de manufactura del acetileno se estiman en centésimas de centavo por libra. Sin embargo, como muchos fabricantes de acetileno de los Estados Unidos han visto por sí mismos en sus plantas, la única manera de estimar los costos del acetileno y precio de venta que se requiere con aproximaciones de un centavo, es examinar los registros y operaciones de algunos de los productores de acetileno a partir de hidrocarburos.

FUTURO ECONOMICO (5 5)

El futuro de la industria del acetileno es muy incierto a causa de la incrementada competencia de otras materias primas tales como etileno, propileno y butadieno. El acetileno obtenido a partir de carburo de calcio es sustancialmente más caro que el que se obtiene de hidrocarburos; - esto es, se puede anticipar que la producción y ventas del acetileno proveniente del carburo irá declinando gradualmente. Esto puede observarse en la tabla 3.3. Sin embargo, si se demuestra que las nuevas rutas para la obtención de neopreno, y acetato de vinilo son más baratas que la hasta ahora usada ruta del acetileno, la producción de acetileno caería más rápido que lo previsto.

Las plantas de producción de acetileno a partir de hidrocarburos tienen precios comparativamente bajos por lo que se puede anticipar que estas plantas continuarán operando, al menos hasta 1970. De hecho se proyecta un ligero incremento en la producción de estas plantas sobre la suposición de que algunas de las existentes se amplien. No se espera que se construyan nuevas plantas en el periodo 1965-1970. (1985 1990)

Se cree que la producción de 1970 será de 1140 millones de libras, 600 millones de estas provendrán de hidrocarburos y 540 millones de carburo de calcio.

CAPITULO IV

INNOVACIONES TECNOLOGICAS

INNOVACIONES TECNOLOGICAS

La creciente demanda de acetileno trajo consigo la aplicación de descubrimientos hechos por Bethelot en 1862; que obtuvo acetileno a partir de hidrocarburos, pero no fue sino hasta mediada la Segunda Guerra Mundial que dichos descubrimientos se aplicaron a los procesos industriales para la elaboración del acetileno. A partir de 1944 a la fecha han surgido nuevos procesos y otros han sufrido innovaciones sin que el fundamento del proceso cambie.

Las innovaciones tecnológicas más importantes se han efectuado en los procesos de obtención de acetileno a partir de hidrocarburos; y generalmente orientadas a obtener un rendimiento máximo de este producto. Estas innovaciones han reformado principalmente los hornos de cracking y el sistema de separación y purificación.

4.1).- Los Chemische Werke Hüls, ha probado un nuevo método de separación de acetileno. El disolvente utilizado es el agua. El gas pirolizado se comprime a una presión más alta que la normalmente empleada en las plantas que usan un disolvente orgánico y entonces se pone en contacto con el agua. El acetileno disuelto se recupera sometiendo la solución a etapas de vacío consecutivas.

El agua con el acetileno disuelto se pasa por una serie de cámaras de expansión que funcionan a presiones de 2.6, 1.0, 0.15 y 0.05 atm. abs. respectivamente. El gas procedente de la primera cámara, que solo contiene 45 % de acetileno, se vuelve a comprimir y se envía nuevamente a los compresores para su recirculación. Los gases procedentes de las otras cámaras se mezclan y forman un gas con 97 % de acetileno y homólogos.

El diacetileno y sus homólogos, como el metilacetileno, son separados por procedimientos de licuación y fraccionamiento a baja temperatura, empleando amoníaco líquido como refrigerante.

Con este procedimiento de purificación la Hüls obtuvo un rendimiento de acetileno en 100 Kgs. de gas alimentado de :

45 Kg. de Acetileno

9.2 Kg. de Etileno

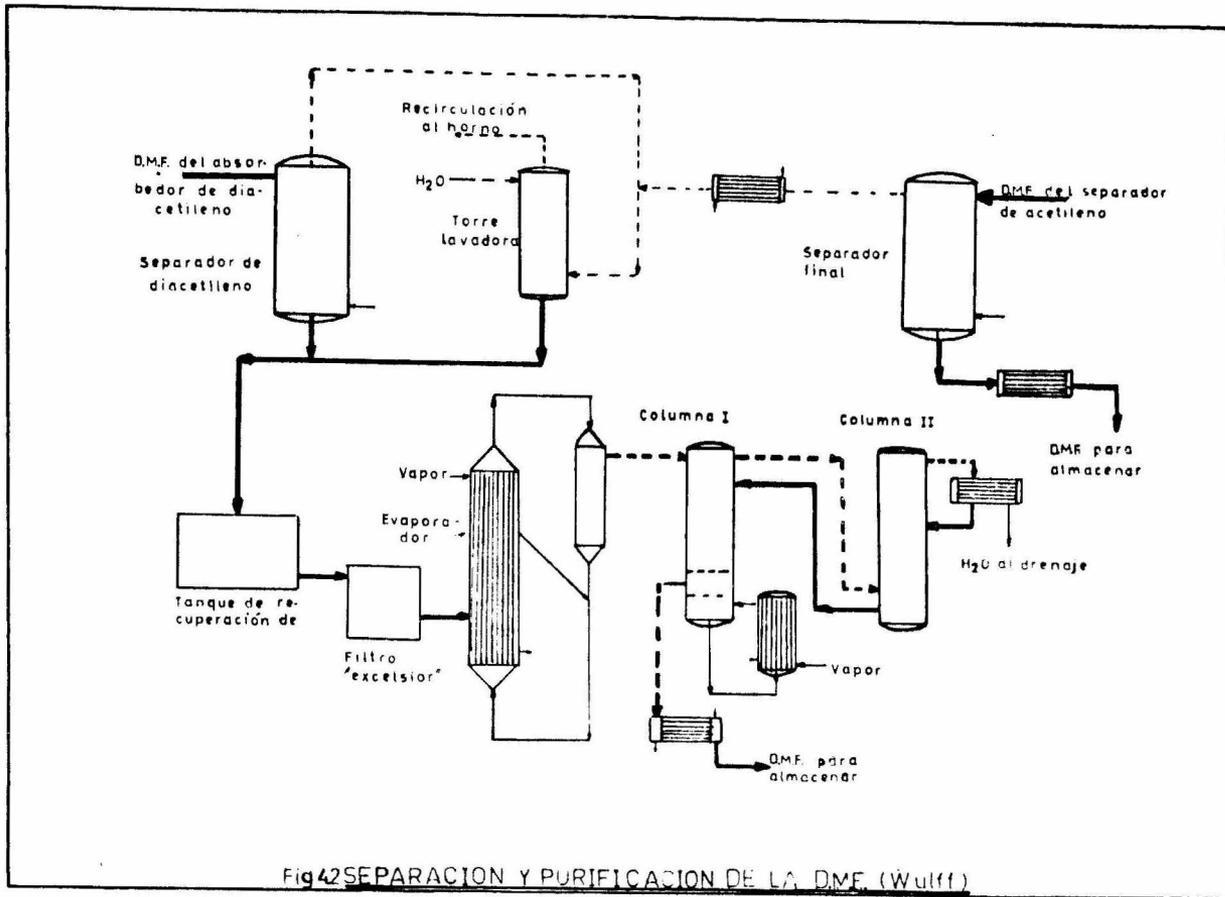
5.3 Kg. de Negro de Humo

142.5 m.cu. de hidrógeno puro

4.2).- La Wulff Process Co., en su nueva planta en los Angeles, California, ha usado un nuevo sistema de separación y purificación del solvente en su proceso; la D.M.F. (43)

La separación por destilación de la D.M.F. y el agua utilizada en el proceso, se lleva a cabo en dos columnas (columna I y II de la fig. - 4.2). Estas columnas estan colocadas de tal manera que de hecho constituyen una sola columna; el vapor del domo de la columna I se alimenta al fondo de la columna II y la D.M.F. del fondo de la columna II es bombeada al domo de la columna I.

Se alimenta vapor al domo de la columna I. Un condensador de un - paso enfriado con agua colocado en el domo de la columna II mantiene un - reflujó parcial. El ácido fórmico que se forma se concentra en el fondo de la columna I; para evitar que alcance una concentración muy alta y pueda regresar con la D.M.F., se extrae periódicamente la solución del fondo y se recircula al tanque de recuperación de solvente. Este procedimiento mantiene la concentración de ácido fórmico a alrededor de 1 % en el fondo de la columna I.



La D.M.F. se extrae como vapor aproximadamente en el nivel del segundo plato teórico de la columna I (una separación de 4 plgs. en el empaque que permite esta extracción). Este vapor de D.M.F. se condensa para almacenarlo. La D.M.F. es transparente como el agua y contiene menos de 0.01 % de ácido fórmico y menos de 0.3 % de agua. La compensación requerida - por día se ha calculado en 36 galones para una planta que produzca 20,000.000 de libras por día de acetileno.

4.3).- Recientemente la B.A.F.S. ha probado un proceso de separación con un solo disolvente (fig. 4.3) que ha encontrado aplicación industrial extensa. (44)

El gas afluente de los convertidores alimenta el sistema de separación en A. Es entonces comprimido en B y entra en el absorbedor C. Aquí se pone en contacto, a contra-corriente, con el disolvente agotado y frío que entra por la tubería D. Los componentes de baja solubilidad se disuelven sólo en pequeña cantidad; por ello salen en la corriente de salida E. El acetileno y otros componentes que tienen una solubilidad igual o mayor que la del acetileno se disuelven casi por completo. La solución abandona la columna C, por el fondo y entra a la columna G, que trabaja a una presión ligeramente superior a la atmosférica. En esta columna la solución se evapora instantáneamente y se eliminan en parte las impurezas menos solubles. Además, la solución es despojada por medio de una corriente de gas de recirculación, rica en acetileno, que entra por la tubería J. La operación de despojo actúa además eliminando de la solución otros componentes menos solubles. El gas pasa por la tubería K y entra en la toma del compresor B. La solución que abandona la columna G retiene así en solución el acetileno y otros componentes de igual o mayor solubilidad. Se calienta esta solución y pasa a la parte alta de la columna H, que trabaja a una presión lo suficientemente más alta que la atmosférica para forzar el gas de salida a pasar por la tubería J y por la columna G.

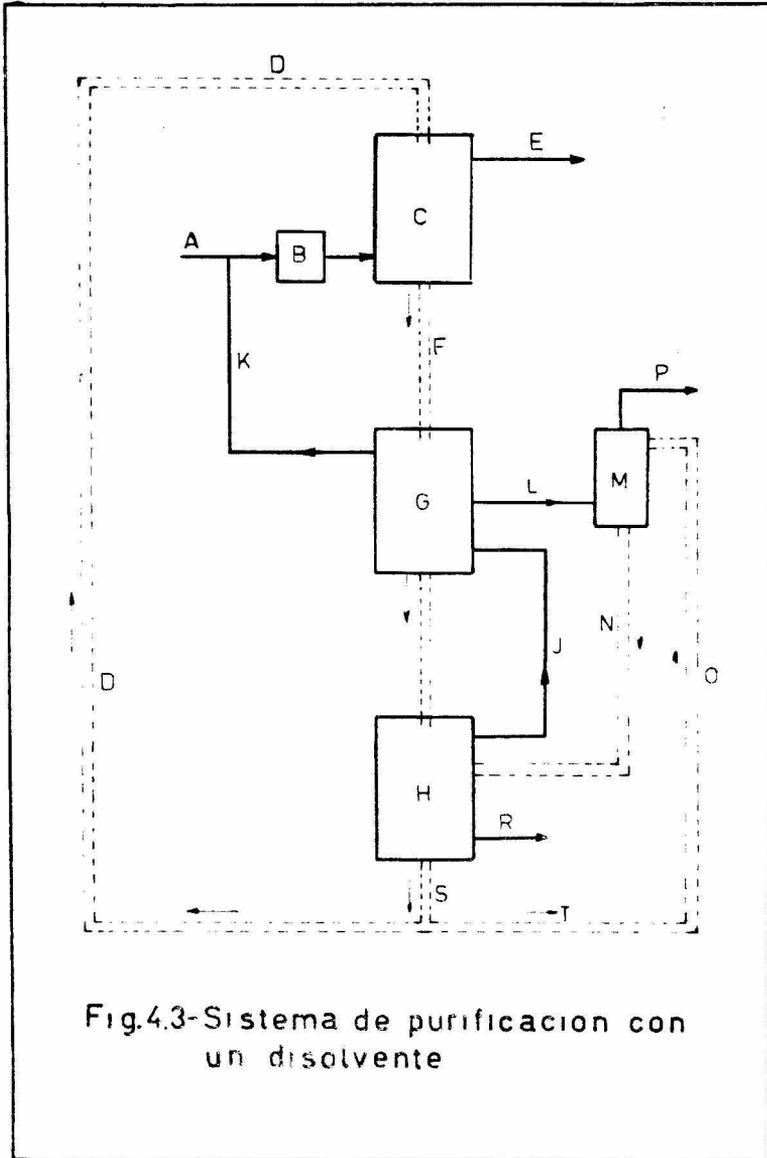


Fig.4.3-Sistema de purificacion con un disolvente

La solución pasa en seguida a una sección más baja de la columna H; en la cual se eliminan los componentes del gas por vacío y compresión hacia la parte alta de la columna. Esta separa del disolvente la mayor parte del acetileno con los componentes de solubilidades similares en el disolvente. En el disolvente quedan los componentes cuya solubilidad es sustancialmente más grande. En el diagrama de la operación no se indica una nueva operación de despojo para eliminar del disolvente los componentes más solubles, después de la cual el disolvente despojado recircula por la tubería D, atraviesa el equipo de refrigeración y regresa al absorbedor C.

El gas que sale de la columna H por la tubería J es principalmente acetileno y otros componentes de solubilidad similar, acompañado de pequeñas cantidades de componentes más solubles, entre ellas el diacetileno y vinilacetileno. Los hidrocarburos superiores son en gran parte disueltos y separados del acetileno en la sección inferior de la columna G. El acetileno que se extrae como corriente lateral por la tubería L es lo bastante puro para ser utilizado en muchos procesos de transformación. Sin embargo, las cantidades muy pequeñas de diacetileno y otros componentes pueden reducirse aún más por lavado con una pequeña cantidad de disolvente agotado en la columna M. La B.A.S.F. asegura que partiendo de un gas pirolizado en el proceso de combustión parcial con un contenido de 8% de acetileno, el producto final tiene la composición indicada a continuación:

Componentes	Porcentajes referidos al producto seco	
	Moles % en el gas bruto	Moles % en el acetileno producido
Acetileno	7.8	99.5
Bióxido de Carbono	3.3	0.2
Etileno	0.3	-
Oxígeno	0.1	-
Metano	4.4	-
CO	26.3	-
Hidrógeno	55.3	-
Metilac. y propadieno	0.08	0.3
Nitrógeno	1.7	-
Vinilacetileno	0.05	-
Diacetileno	0.11	0.02
Benceno	0.1	0.005

4.4).- La universidad de Texas en conjunción con el proceso Schoch, instaló en una planta piloto un proceso de separación con dos disolventes actualmente en uso comercial, fig. 4.4. Este proceso usa un aceite mineral de cierre para absorber metilacetileno e hidrocarburos más pesados. - Luego se utiliza un disolvente de acetileno para separar el producto acetileno de los componentes menos solubles. Tomando por referencia la figura, vemos que el gas pirolizado comprimido es lavado en una columna con aceite, en condiciones tales que se elimina el 98 % del metilacetileno -- del gas, además de sustancialmente todos los hidrocarburos superiores. - Después de la evaporación instantánea, la solución en aceite es despojada primero con gas de alimentación al convertidor y luego con gas de desecho de la planta de separación. La pequeña cantidad de acetileno disuelto en el aceite sale por despojo de éste con el gas original y de este modo se aprovecha.

El gas comprimido, libre de la mayor parte de los hidrocarburos superiores, pasa por un pequeño absorbedor que contiene carbón activo para eliminar de él los vapores del aceite del lavador arrastrados. Seguidamente el gas comprimido pasa por la columna de lavado con disolvente, en donde se pone en contacto a contra-corriente con el disolvente dimetilformamida. El acetileno del gas pirolizado se disuelve, conjuntamente con pequeñas cantidades de los otros componentes. La solución que abandona la columna es evaporada por expansión rápida y luego pasa por una columna en la que es despojada con acetileno producto recirculado a una presión ligeramente superior a la atmosférica. La temperatura de la solución que entra en el despojador se regula de modo que el acetileno para el despojo pase por la columna esencialmente sin disolverse. La expansión instantánea y el despojo separan de la solución los productos menos solubles que el acetileno. El gas que sale de estas dos operaciones es recirculado co-

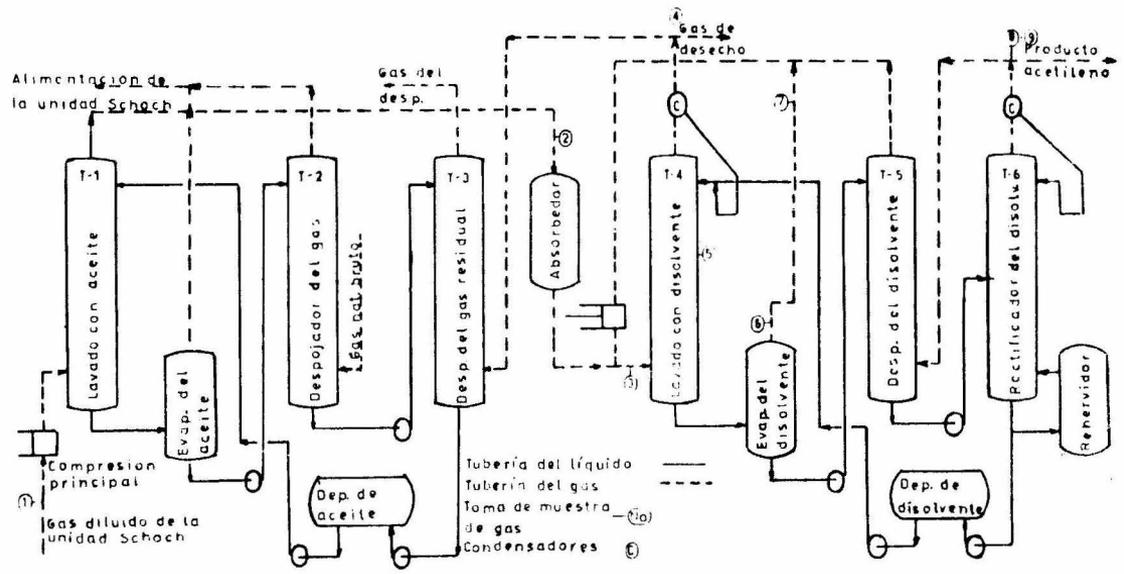


Fig.4.4-Sistema de purificación con dos disolventes

mo lo indica la figura 4.4, por un pequeño compresor auxiliar y pasa a la corriente principal de gas que entra al lavado por disolvente. También podría hacerse pasar por un enfriador o por carbón absorbente para recuperar los vapores del disolvente y desde allí ser aspirado al compresor principal. La solución que sale de la columna de despojo pasa al rectificador del disolvente, en donde se recoge por destilación el acetileno disuelto. En la tabla siguiente se indican las composiciones del gas bruto-pirolizado y del acetileno obtenido como producto del proceso de separación.

Componentes	Porcentaje referido al producto seco	
	Moles % en el gas bruto	Moles % en el acetileno producido
Metano.....	39.7	-
Acetileno.....	11.9	99.3
Etileno.....	0.9	0.1
Etano.....	3.7	-
Metilacetileno.....	0.5	0.06
Propano.....	0.06	-
Propeno.....	1.3	-
Diacetileno.....	1.2	0.01
Vinilacetileno.....	0.5	0.01
1,3-Butadieno.....	0.06	-
Butenos.....	0.09	0.02
Butanos.....	0.2	0.06
C ₅ o alcanos superiores.....	0.4	0.1
Bióxido de carbono	1.4	0.3
Monóxido de carbono...	1.0	-
Hidrógeno.....	37.2	-
Dimetilformamida.....	0.060	0.01

C A P I T U L O V
C O N C L U S I O N E S
Y
R E C O M E N D A C I O N E S

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1).- La obtención comercial de acetileno a partir de fracciones -- del petróleo, es realmente reciente. Hasta 1950 en Estados Unidos de Norteamérica se obtuvo casi exclusivamente a partir de carburo de calcio, aunque ya desde 1940, en Alemania se produjo comercialmente por el proceso de "arco eléctrico".

En los años siguientes, al aumentar la demanda de sus derivados se desarrollaron varios procesos comerciales y la producción de acetileno de origen petroquímico aumentó considerablemente.

Esta situación se presentó principalmente por aumento en la demanda de cloruro de vinilo, acrilonitrilo y neopreno, compuestos que hasta recientemente solo se producían comercialmente a partir de acetileno.

Teniendo en cuenta además que este hidrocarburo reacciona fácilmente con cloro, ácido clorhídrico, hidrógeno, agua, ácido cianhídrico, gas de síntesis, etc., se podría pensar en la instalación de toda una industria química utilizando como materia prima acetileno, exclusivamente.

Sin embargo, de todo este estudio se ha llegado a la conclusión de que la dificultad principal del acetileno, es debido a que su formación -- comparada con las de los demás hidrocarburos es la más endotérmica, por consiguiente, el consumo de energía en su síntesis es muy elevado, y su costo de obtención disminuye notablemente sus posibilidades de competencia con otros hidrocarburos. *Un punto de vista...*

Por esta situación, se esperaba que para 1970 (así fue) la expansión en su producción declinara, sobre todo considerando que sus principales derivados se pueden obtener más económicamente de otras materias primas.

Su triple enlace lo hace muy atractivo en la obtención de vinilos,

neopreno y acrilonitrilos, ya que no se obtienen subproductos y las reacciones de síntesis se efectúan fácilmente y a baja temperatura.

Sin tener en cuenta su costo de producción, en general el acetileno es más ventajoso que el etileno o el propileno en la síntesis de compuestos "no saturados", pero no puede competir en la obtención de compuestos "saturados" como el acetaldehído, etanol y propanona. Por supuesto, en la elaboración de moléculas más complejas, como el neopreno, es más conveniente usar como materia prima butadieno, hidrocarburo de estructura semejante a la del producto final.

Esta competencia necesariamente limitará la demanda de acetileno, ya que inclusive es más costoso el obtenerlo a partir de carburo de calcio. Solamente una reducción en el costo del acetileno hará aumentar su empleo como materia prima petroquímica e inclusive podría pensarse que llegue a usarse como combustible, mezclado con hidrógeno, en regiones donde no se dispone de gas licuado. Esto no se logrará si no con el desarrollo de procesos que tengan un rendimiento 100 % de acetileno (basado en carbono) y menos costosos que los actuales. De otro modo, en los años próximos es dudosa la construcción de nuevas plantas de acetileno a partir de fracciones del petróleo, especialmente en los Estados Unidos de Norteamérica.

2).- La mayoría de las instalaciones industriales de elaboración de acetileno usan combustión incompleta de metano con oxígeno. Los principales procesos de este tipo son los desarrollados por la Badische Anilin & Soda Fabrik (B.A.S.F), Montecatini y la Société Belge de L'Azote (S.B.A.) Todas éstas presentan diferentes soluciones técnicas para el reactor y para la purificación de los gases obtenidos.

3).- Del análisis de todos los procesos de obtención a partir de hidrocarburos, como podemos observar la manufactura es esencialmente la

misma, basándose en tres secciones que son: sección de pirólisis, sección de enfriado y la sección de separación y purificación del acetileno. Siendo en esta última sección donde se han llevado a cabo las modificaciones e innovaciones más recientes a los procesos.

a).- Un buen sistema de separación y purificación evita la pérdida de solvente, generalmente de alto costo.

b).- Se logra acetileno de alta pureza, necesario para sus síntesis.

c).- La superación de los rendimientos actuales, equivaliendo a elevación de la capacidad sin tener aumentos en el equipo de operación.

4).- Este estudio comprendió los procesos existentes en actividad industrial, por eso mismo se consideró la técnica de elaboración a partir de carburo de calcio.

a).- Cabe recordar que en México todo el acetileno producido es a partir de carburo de calcio.

b).- La producción bruta de acetileno en México en 1973 fué de 3,500 toneladas/año, lo que abastece plenamente el mercado nacional, no habiendo importación ni exportación de materia prima ni de producto elaborado.

c).- El precio del acetileno a partir de hidrocarburos necesariamente tiende a elevarse debido a la crisis petrolera.

R E C O M E N D A C I O N E S

Por las conclusiones anteriores se recomienda:

1).- La facilidad de adoptar el proceso de combustión parcial B.A. S.F. con carga de alimentación de gas natural y la posibilidad de emplear totalmente el subproducto gaseoso y el nitrógeno en una planta mixta de amoníaco/metanol/acetileno; no da lugar a dudas en recomendarse este pro-

ceso para emplearse en regiones donde abunde gas natural.

2).- Reconsiderarse la producción de acetileno a partir de carburo de calcio.

3).- En caso de un aumento en la demanda de acetileno en el mercado mexicano:

a).- Intentar una expansión en las plantas en operación, pues con ellas actualmente se cubren los requerimientos.

b).- Si se hace insuficiente, hacer un estudio más profundo de las necesidades para construir nuevas plantas.

c).- Un minucioso estudio de las materias primas existentes y una perfecta elección de ella para elegir el proceso a seguir.

d).- Dadas las características del país, es recomendable adoptar una tecnología suficientemente avanzada y flexible, con el objeto de aprovechar los recursos naturales existentes.

BIBLIOGRAFIA

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

- 1.- Nievanck R. J. y Egelow, M. H., Ind. Engng. Chem., 1950, 42, No. 6, 129,
- 2.- Nusser R. J. y Walker W. S., Chem. Eng. News., 9 de julio de 1956, 3334.
- 3.- Chemische Werke Hüls A. G., Hydroc. Proc., 1955, 44, No. 11, 161.
- 4.- Patton J. L., Petrol. Refiner, 1958, 37, No. 11, 180 .
- 5.- The Fluor Corp. (Wulff Acetylene), Petrol. Refiner, 1953, 32, No. 11, 118.
- 6.- N. C. Updegraff y J. C. Reynolds, Petrol. Refiner, 1953, 32, No. 11, 162 .
- 7.- The Fluor Corp. Ltd. (Wulff, Acetylene), Petrol. Refiner, 1955, 34, No. 11, 124 .
- 8.- Wulff Process Cia., Hydroc. Proc. 1959, 38, No. 11, 207,
- 9.- Kopper - Hasche, Chem. Engng. Prog. 1956, 52, No. 7, 249.
- 10.- Chem. Eng. News., 7 de enero de 1957, 76 .
- 11.- Chem. Eng. News., 6 de enero de 1959, 32 .
- 12.- Farbwerke Hoechst A. G., Hydroc. Proc., 1965, 44, No. 11, 164 .
- 13.- Stone y Webster Eng. Corp. (Eastman Process) Hydroc. Proc., 1961, 40, No. 11, 213.
- 14.- Othmer D. F., Hydroc. Proc., 1965, 44, No. 3, 145 .
- 15.- Hoppel - Kramer - Othmer, Hydroc. Proc., 1965, 44, No. 11, 162 .
- 16.- Chiyoda Chem. Eng. & Construcción Co. Hydroc. Proc., 1967, 44, No. 11.
- 17.- Badische Anilin & Soda Fabrik, Petrol. Refiner., 1953, 32, No. 12, 123 .
- 18.- Chem Construcción Corp. (B.A.S.F.) Hydroc. Proc./Petrol. Refiner., 1962,- 41, No. 5, 208.
- 19.- Chem Construction Corp. (B.A.S.F.) Hydroc. Proc., 1963, 42, No. 11, 132.
- 20.- Badische Anilin & Soda Fabrik, Hydroc. Proc., 1971, 50, No. 11, 118.
- 21.- Jams L. Pattum & G. C. Grubb, Petrol. Refiner., 1958, 37, No. 11, 180.
- 22.- The M. W. Kellogg Co., Hydroc. Proc., 1961, 40, No. 11, 211.
- 23.- The Montecatini Process, Hydroc. Proc., 1965, 44, No. 11, 163.

- 24.- Belg. Pat., 578857, Montecatini.
- 25.- Adolf. Steinhofner, Hydroc. Proc., 1965, 44, No. 8, 134.
- 26.- Delhi - Taylor Hoil Corp., Hydroc. Proc., 1961, 40, No. 11, 210.
- 27.- U. S. Pat. 2,785,213 (Mar. 12, 1957), J. E. Bludwo Rth.
- 28.- Jarnsworth J. F./McGurl. G. V., Industr. Engng. Chem., 1955, 47, No. 8, 1517.
- 29.- Brokaw R. S., Industr. Engng. Chem., 1954, 46, No. 12, 2547.
- 30.- Bixler G. H./Coberly C. W., Industr. Engng. Chem., 1953, 45, No. 12, 2596.
- 31.- Bogart. M. J. P./Schiller G. R./Coberly C. J., Petrol. Proc., 1953, 8, No. 3, 337.
- 32.- Guthrie, V. B., Petrol. Proc., 1952, 7, No. 7, 997.
- 33.- Sherwood Peter W. Petrol. Proc., 1954, 9, No. 3, 384.
- 34.- Marshall Sittig, Petrol. Proc., 1955, 10, No. 7, 1011.
- 35.- Aries R. S./Cziner R. M., Petrol. Refiner., 1950, 31, No. 5, 127.
- 36.- Weaver T., Petrol. Refiner., 1953, 32, No. 5, 151.
- 37.- Howard W. B., Petrol. Refiner., 1954, 33, No. 1, 143.
- 38.- Forbath T. P./Gaffney B. J., Petrol. Refiner., 1954, 33, No. 12, 160.
- 39.- Union Carbide Corp. (Gwulff Process), Petrol. Refiner., 1965, 44, No. 11, 145.
- 40.- Gladisch Heinz, Hydro. Proc., 1962, 41, No. 6, 162.
- 41.- M. Staud/A. Lazareu, Hydroc. Proc/Petrol. Refiner., 1962, 41, No. 3, 161.
- 42.- Marshall Sittig. Hydroc. Proc. 1962, 41, No. 3, 177.
- 43.- Unión Carbide Corp. (Wulff Process), Hydroc. Proc., 1967, 46, No. 11, 139.
- 44.- Chem. Construcción Corp. (B.A.S.F.) Hydroc. Proc., 1971, 50, No. 11, 119.
- 45.- Lockwood D. C./ Breil Mayer, Hydroc. Proc. 1961, 40, No. 12, 155.
- 46.- Weavert. Chem. Engng. Progr., 1953, 49, No. 11, 35.
- 47.- L. Andrussov, Chem. Eng., 1960, 67, No. 5, 62
- 48.- Lobo Walter E., Chem. Engng. Prog., 1961, 57, No. 11, 35.

- 49.- Daniel C. Lockwood/Ted Breitmayer, Oil & Gas J. (noviembre 27, 1961), 88.
- 50.- M. Bogart, Oil & Gas J. (enero 20, 1960), 58.
- 51.- J. G. King, Ind. Chem. 1958, 34, 611.
- 52.- Happel John/Marcel C., Chem. Ind. Week (abril 28, 1951)
- 53.- Lynn R. E./Kobe K. A., Ind. Engng. Chem. 1954, 46, No. 10, 633.
- 54.- Pedro A. Fernandez O. Petroleo Interamericano (agosto 1967), 53.
- 55.- Pedro A. Fernandez O. Petroleo Interamericano (junio 1967), 58.
- 56.- Pedro A. Fernandez O. Petroleo Interamericano (septiembre 1967), 75.
- 57.- Pedro A. Fernandez O. Petroleo Interamericano (julio 1967), 79.
- 58.- A.G.A., Vocero No. 2, Publicado por A.G.A. de México, 1967.
- 59.- Mayer L., Métodos de la Industria Química, 2da. edición, tomo No. 2, 41, Reverte, S.A., Barcelona - España, 1966.
- 60.- Krk-Othmer, Encyclopedia Of Chemical Technology 2da. edición, 186. Interscience Publishers, New York, 1963.
- 61.- L. Faith, B. Keyes, Industria Chemistry 86, John Wiley, Inc., New York, 1965.
- 62.- J. W. Haworth y W. J. Grant, Introducción a los productos químicos derivador del Petroleo, 1era. Edición, 195, Aguilar México, 1968.
- 63.- R.B. Stobaugh, Hydroc. Proc., 1966, 45 No. 8, 125.