

89
24.



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Química



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUÍMICA

**Elaboración de un libro de Ingeniería Básica para el proceso de
obtención de Propileno a partir de Propano.**

**Tesis mancomunada que para obtener el
título de Ingeniero Químico presentan:
EDUARDO E. LOMAS ROMERO
ANTONIO VALENCIA CUBILLAS**



México, D.F.

1997

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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.

Jurado asignado:

Presidente

Prof. Martínez Montes Jorge Trinidad

Vocal

Prof. Mondragón Medina Alfonso

Secretario

Prof. Rangel Dávalos Humberto

1er. suplente

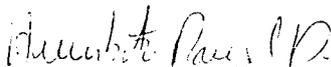
Prof. Pérez Camacho Mariano

2do. suplente

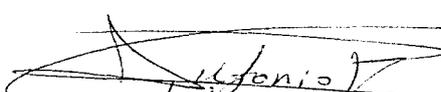
Prof. Cervantes Peredo Arturo Mauricio

Sitio donde se desarrolló
el tema

Facultad de Química
Instituto Mexicano del Petróleo



IQ. Humberto Rangel Dávalos
ASESOR


Eduardo E. Lomas Romero
Antonio Valencia Cubillas

AGRADECIMIENTOS.

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.

POR SER NUESTRA *ALMA MATER*, POR FORMARNOS UN CRITERIO AMPLIO Y UNIVERSAL, POR HACERNOS CAPACES DE ENFRENTAR LOS RETOS QUE NOS PLANTEA LA VIDA DIA A DIA; Y POR PERMITIRNOS FORMAR PARTE DE LA MAXIMA CASA DE ESTUDIOS DE AMERICA LATINA.

A LA FACULTAD DE QUIMICA.

POR SER NUESTRA SEGUNDA CASA, DONDE ADQUIRIMOS LOS CONOCIMIENOTOS NECESARIOS PARA PERTENECER A LA ELITE DE INGENIEROS QUIMICOS DE LA NACION.

AL INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO.

POR TODAS LAS FACILIDADES QUE SE NOS DIERON PARA LA MEJOR Y MAS RAPIDA ELABORACION DE ESTE TRABAJO.

AL ING. HUMBERTO RANGEL DAVALOS.

POR SER NUESTRO ASESOR Y GUIA PARA PODER CULMINAR ESTE TRABAJO, PERO PRINCIPALMENTE POR PERMITIRNOS CONOCER A UNA PERSONA EXCEPCIONAL QUE SIEMPRE TUVO TIEMPO E INTERES DE ESCUCHARNOS Y ACOSEJARNOS EN DIFERENTES ASPECTOS DE LA VIDA. GRACIAS POR SER NUESTRO AMIGO.

A LOS PROFESORES DE LA FACULTAD DE QUIMICA.

QUE CON TODO SU PROFESIONISMO Y ETICA HAN INCULCADO UN SINNUMERO DE CONOCIMIENOTOS, EXPERIENCIAS Y VALORES MORALES, LOS CUALES NOS COMPROMETEN CON NUESTRA PROFESION Y CON EL PAIS; Y DE UNA MANERA MUY ESPECIAL AGRADECEMOS AL ING. ARTURO LOPEZ TORRES POR TRANSMITIRNOS SU GRAN SENTIDO HUMANO.

A LA GENERACION IQ's 90.

POR SER COMO UNA FAMILIA MUY NUMEROSA Y TENER EXCELENTES DETALLES HACIA NOSOTROS.

ANTONIO Y EDUARDO.

A DIOS.

PORQUE SIEMPRE ME HA CUIDADO, PROTEGIDO Y POR DARME A LA FAMILIA QUE TENGO.

A MIS PADRES.

POR TODO EL AMOR Y CARIÑO QUE HAN DERROCHADO EN MI. POR TODA LA CONFIANZA QUE ME HAN BRINDADO. POR TODO ESE ESFUERZO Y SACRIFICIO QUE HICIERON, PARA HACER POSIBLE UN "SUEÑO" QUE YA ES REALIDAD. PARA USTEDES ES ESTO.

A MI PADRE.

POR DARME EL EJEMPLO DE SUPERARME CADA DIA MAS. POR TODOS TUS CONSEJOS Y POR DARME TODO TU AMOR DE PADRE. GRACIAS PAPA.

A MI MADRE.

POR SER LA MUJER MAS HERMOSA DEL MUNDO, SIEMPRE COMPENSIVA Y CAPAZ DE DAR TODO. SIN PEDIR NADA A CAMBIO. GRACIAS MAMA.

A MIS HERMANOS.

ALEJANDRA Y ALBERTO. PORQUE SIEMPRE ME HAN APOYADO EN TODO. EN LAS BUENAS Y EN LAS MALAS. A ELLOS DE TODO CORAZON LES DIGO QUE LOS QUIERO Y ESPERO QUE SIGAMOS UNIDOS COMO HASTA AHORA. POR USTEDES TAMBIEN ES ESTE SUEÑO.

A MIS ABUELITOS (EN SU MEMORIA).

ALBERTO Y JULIANA. ESTO TAMBIEN ES DE USTEDES. COMO ME HUBIERA GUSTADO QUE ESTUVIERAN AQUI EN ESTOS MOMENTOS. PERO SE. QUE DONDEQUIERA QUE SE ENCUENTREN. ESTAN FELICES Y COMPARTIENDO ESTOS MOMENTOS. LOS RECORDARE SIEMPRE.

A MIS ABUELITOS.

CANDELARIA Y MARDONIO. POR SER LOS MEJORES. YA QUE SIEMPRE HE CONTADO CON USTEDES Y ME HAN APOYADO EN TODO. A USTEDES QUE SON UN GRAN EJEMPLO A SEGUIR LOS QUIERO MUCHO.

A LA FAMILIA VELAZQUEZ VALENCIA.

YA QUE ME BRINDARON SU APOYO. COMPRESION Y CARIÑO DURANTE LOS TRES AÑOS QUE ESTUVE VIVIENDO CON USTEDES (DANDOLES LATA). Y EN ESPECIAL A MIS TIOS GRACIELA Y MIGUEL. YA QUE SU CASA FUE MI SEGUNDO HOGAR. GRACIAS POR ACEPTARME.

A LA FAMILIA CUBILLAS GUTIERREZ.

YA QUE CON ELLOS HE PASADO LOS AÑOS DE MI CARRERA. OTRO HOGAR. NO TENGO PALABRAS PARA AGRADECERLES TODO LO QUE HAN HECHO POR MI. TODO LO QUE ME HAN AGUANTADO TANTOS AÑOS. GRACIAS.

A MIS TIOS.

JAVIER Y TOÑA, ROBERT Y LAURA, TERESA Y VICENTE, IRMA Y CANDELARIO, ANGEL Y CRISTINA, ELSA, SARITA, MARIA ESTHER Y ENRIQUE; LES DOY LAS GRACIAS PORQUE SIEMPRE ME HAN ANIMADO A SALIR ADELANTE. ADEMAS HE CONTADO CON EL APOYO DE TODOS USTEDES.

A MIS PRIMOS.

A TODOS LOS QUIERO, DESEO QUE SE SIGAN SUPERANDO CADA DIA MAS.

AL LIC. ANTONIO CUBILLAS.

PORQUE TUVISTE MUCHO QUE VER, PARA QUE SE LOGRARA ESTE SUEÑO. GRACIAS.

A EDUARDO LOMAS.

POR COMPARTIR CONMIGO ESTE "TRABAJO". POR TODAS LAS COSAS QUE HEMOS VIVIDO, POR TODOS ESOS MOMENTOS TRISTES Y ALEGRES QUE NOS UNIERON MAS COMO AMIGOS.

A LA FAMILIA LOMAS ROMERO.

POR HABERME PERMITIDO CONVIVIR CON TODOS USTEDES Y BRINDARME SU AMISTAD.

A LA FAMILIA SUAREZ AVILES.

Y EN ESPECIAL A MI "COMADRE" ERCILIA POR BRINDARME SU LINDA AMISTAD. NUNCA CAMBIES.

A TODOS MIS AMIGOS.

KAY, ERICK, EDMUNDO, ROLANDO, MEIBOL, LAURA, CAROLINA, A MIS EQUIPOS DE FUTBOL CVH Y LOS HEGALES, EDY, IVAN, VIRIDIANA, LORENA, MARICRUZ, KARLA, QUIQUE, CARLOS, ALFRED, ENRIQUE PEÑA, IRIS ESTRELLA, GUADALUPE PACHECO Y A TODOS MIS AMIGOS DE J.D.C. VERACRUZ.

ANTONIO

-GRACIAS A DIOS POR PERMITIRME DARLE ESTA SATISFACCION EN VIDA A MIS PADRES.

PODRIA DARLE LAS GRACIAS A MIS PADRES QUE DURANTE TODA MI VIDA ME HAN CUIDADO Y APOYADO PARA QUE LLEGARA ESTE MOMENTO, PERO PREFIERO DECIRLES QUE ESTE ES EL LEGADO DE LO QUE HAN INCULCADO EN MI CON TODO SU CARINO. POR Y PARA USTEDES.

QUIERO AGRADECER A MIS HERMANOS EL APOYO Y LA MOTIVACION DIRECTA E INDIRECTA QUE ME HAN BRINDADO. PERO DE UNA MANERA MUY ESPECIAL A TI LETI POR SER MI PRINCIPAL MOTIVADORA Y PATROCINADORA DURANTE TODA MI VIDA Y PRINCIPALMENTE EN LA CARRERA, ASI COMO UN ESPECIAL AGRADECIMIENTO POR SU APOYO PARA LA ELABORACION DE ESTA TESIS A MI CUÑADO. Y GRACIAS A AMBOS POR DARMIE LA DICHA DE TENER COMO SOBRINA A CLAUDIA.

ESTA TESIS QUE ES LA CULMINACION DE TODA UNA CARRERA DE ESTUDIOS, QUISIERA DEDICARLA A LA MEMORIA DE MIS ABUELOS EN ESPECIAL A MI ABUELO FILIBERTO ROMERO, ASI COMO A DOÑA TOMASITA QUE DESDE DONDE ESTAN ME SIGUEN PROTEGIENDO; TAMBIEN A LA MEMORIA DE MIS TIAS GUADALUPE ROMERO Y MARIA LOMAS DE LAS CUALES SOLO RECIBI AMOR, Y POR ULTIMO A LA MEMORIA DE UN VERDADERO LUCHADOR EN LA VIDA, MI INVOLVIDABLE TIO ENRIQUE ROMERO. GRACIAS TIO POR HACERME VALORAR TODO LO QUE TENGO, DONDE ESTEN GRACIAS, Y SE QUE EL DIA DE MI EXAMEN ESTARAN A MI ESPALDA APOYANDOME COMO SIEMPRE.

AGRADEZCO A TODA LA FAMILIA, TIOS, PRIMOS Y SOBRINOS POR TODAS LAS MUESTRAS DE CARINO Y PREOCUPACION QUE HAN TENIDO PARA MI, Y DE UNA MANERA MUY ESPECIAL A MIS PRIMOS JORGE Y CHUCHO POR SER MAS QUE PRIMOS, SER AMIGOS Y HERMANOS CUANDO LO NECESITE Y POR BUSCARME CUANDO NECESITARON DE ALGUIEN. GRACIAS "CHAVOS".

ERCILIA ME IMAGINO QUE BUSCABAS TU NOMBRE, YA LO VISTE, PERO ADEMAS QUIERO AGRADECERTE TODO TU APOYO, COMPRESION Y AMOR, LOS CUALES ME HAN IMPULSADO A SER MEJOR CADA DIA. GRACIAS TAMBIEN A TODA TU FAMILIA POR TODAS LAS ATENCIONES Y SOPORTAR LAS MOLESTIAS QUE LES DIMOS TOÑO Y YO. GRACIAS PROSPECTO DE SUEGRA.

CUANDO LOS CONOCI SUPE QUE SERIAN AMIGOS DE TODA LA VIDA Y LOS MENCIONO POR ORDEN DE APARICION: JUAN CARLOS GARCIA C., ENRIQUE GUTIERREZ C., ARTURO DURAN, KAY AVILA, ALFRED ALPIZAR E IVAN LEON. A TODOS USTEDÉS GRACIAS POR SU INCONDICIONAL Y DESINTERESADA AMISTAD. KAY SE ROMPIO EL MALEFICIO.

AGRADEZCO DE UNA MANERA MUY ESPECIAL A MIS COMPAÑERAS DE PREPARATORIA, DE PRIMER SEMESTRE Y DE LA CARRERA DE LAS CUALES SOLO HE TENIDO MUESTRAS DE UNA TOTAL AMISTAD. GRACIAS MARICELA, MARGARITA, ELOIZA, LAURA, ISABEL, IRMA, BLANCA, AGUEDA, ANGELES, LORENA, LAURITA URIBE Y BRENDA.

TAMBIEN UN GRAN AGRADECIMIENTO POR SU PACIENCIA A LA FAMILIA VALENCIA CUBILLAS POR TODO SU APOYO.

POR ULTIMO Y NO POR ESO MENOS IMPORTANTE GRACIAS A TI TOÑO POR TU ENTREGA, AMISTAD Y COMPAÑERISMO DURANTE LOS AÑOS QUE NOS CONOCEMOS. POR FIN LO LOGRAMOS, NO OBSTANTE QUE ALGUNOS LO DUDARON. GRACIAS COMPADRE.

EDUARDO

ÍNDICE

ÍNDICE

OBJETIVOS.

CAPÍTULO I Antecedentes.

- 1.1 BREVE RESEÑA DE LA HISTORIA DE LA PETROQUÍMICA EN EL MUNDO Y EN MÉXICO.
- 1.2 CRECIMIENTO DEL SECTOR INDUSTRIAL EN EL PERIODO DE 1940-1994.
- 1.3 QUE ES EL PROPILENO.
- 1.4 PROCESOS DE OBTENCIÓN DE PROPILENO.

CAPÍTULO II Generalidades.

- II.1 INFORMACIÓN GENERAL.
 - II.1.1 Características fisicoquímicas del producto: propileno.
 - II.1.2 Características fisicoquímicas de la materia prima: propano
- II.2 USOS Y DERIVADOS DEL PROPILENO.
- II.3 FACTORES DE SEGURIDAD, MANEJO Y ALMACENAMIENTO DEL PROPILENO.
- II.4 ESTUDIO ECONÓMICO DEL PROPILENO.

CAPÍTULO III Descripción y esquemas de los diferentes procesos de obtención de propileno.

- III.1 PROCESO LUMMUS CO.
- III.2 PROCESO PETROCARBON DEVELOPMENTS LIMITED.
- III.3 PROCESO LURGI RUHGAS. LURGI CORPORATION.
- III.4 PROCESO BADISCHE ANILIN AND SODA FABRIK.

- III.5 PROCESO UNION OIL COMPANY OF AMERICA.
- III.6 PROCESO LINDE.
- III.7 PROCESO M. W. KELLOGG CO.
- III.8 PROCESO SELAS CORPORATION OF AMERICA.
- III.9 PROCESO STONE AND WEBSTER ENG. CORP.
- III.10 PROCESO C. F. BRAUN AND CO.
- III.11 PROCESO COASTAL STATES PETROLEUM CO.
FOSTER WHEELER CORP.
- III.12 PROCESO DE RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS
LIGEROS.
- III.13 PROCESO PHILLIPS PETROLEUM COMPANY.
- III.14 PROCESO USC STONE AND WEBSTER ENG. CORP.

**CAPÍTULO IV Análisis técnico preliminar y selección del proceso
de obtención de propileno más adecuado para
el entorno nacional.**

- IV.1 ANÁLISIS TÉCNICO PRELIMINAR.
- IV.2 SELECCIÓN DEL PROCESO CONVENIENTE.
- IV.3 CONCLUSIONES.

CAPÍTULO V Ingeniería Básica.

- V.1 INTRODUCCIÓN.
- V.2 BASES DE DISEÑO.
 - V.2.1. Generalidades.
 - V.2.1.1. Función de la planta.
 - V.2.1.2. Tipo de proceso

- V.2.2. Capacidad, rendimiento y flexibilidad.**
 - V.2.2.1. Factor de servicio.
 - V.2.2.2. Capacidad y rendimiento.
 - V.2.2.3. Flexibilidad de operación.
 - V.2.2.4. Previsión para ampliaciones futuras.
- V.2.3. Alimentaciones de la planta.**
 - V.2.3.1. Especificaciones de las alimentaciones.
 - V.2.3.2. Condiciones de límites de batería (L.B.).
- V.2.4. Productos de la planta.**
 - V.2.4.1. Especificaciones de los productos.
 - V.2.4.2. Condiciones de los productos en L.B.
- V.2.5. Agentes químicos.**
- V.2.6. Efluentes.**
 - V.2.6.1. Manejo de efluentes líquidos en L.B.
 - V.2.6.2. Emisiones al aire.
 - V.2.6.3. Manejo de efluentes sólidos.
- V.2.7. Instalación requerida de almacenamiento.**
 - V.2.7.1. Alimentaciones.
 - V.2.7.2. Productos.
- V.2.8. Servicios auxiliares.**
 - V.2.8.1. Vapor.
 - V.2.8.2. Agua.
 - V.2.8.3. Aire.

- V.2.8.4. Combustibles.
- V.2.8.5. Inertes.
- V.2.8.6. Desfogues.
- V.2.8.7. Alimentaciones de energía eléctrica.
- V.2.8.8. Teléfonos.
- V.2.8.9. Sistemas de seguridad.
 - V.2.8.9.1. Sistemas contra incendio.
 - V.2.8.9.2. Protección del personal.
- V.2.9. Condiciones climáticas.
 - V.2.9.1. Temperatura.
 - V.2.9.2. Humedad.
 - V.2.9.3. Estadística pluvial.
 - V.2.9.4. Atmósfera.
 - V.2.9.5. Vientos.
 - V.2.9.6. Datos del lugar.
- V.2.10. Localización de la planta.
- V.2.11. Bases de diseño eléctrico.
 - V.2.11.1. Código para especificación de áreas.
 - V.2.11.2. Resistividad eléctrica del terreno.
 - V.2.11.3. Características de la alimentación a motores.
 - V.2.11.4. Corriente para alumbrado.
 - V.2.11.5. Corriente para instrumentos de control.
 - V.2.11.6. Distribución de corriente dentro del L.B.

V.2.12. Bases de diseño para tubería.

V.2.12.1. Soporte de tubería y trinchera.

V.2.12.2. Drenaje.

V.2.13. Bases de diseño civil.

V.2.13.1. Solicitaciones por viento y sismo.

V.2.13.1.1. Se acepta el manual de diseño de obras civiles de CFE

V.2.13.2. Nivel de piso terminado.

V.2.13.3. Nivel freático.

V.2.13.4. Información general sobre el tipo de suelo

V.2.13.5. Tipo de edificios y construcciones que se descendentro del L.B.

V.2.14. Bases de diseño de instrumentos.

V.2.15. Bases de diseño de equipos.

V.2.15.1. Compresores.

V.2.15.2. Bombas.

V.2.15.3. Cambiadores de calor.

V.2.16. Normas, códigos y especificaciones.

V.3 CRITERIOS DE DISEÑO.

V.3.1. Criterios de diseño de equipos.

V.3.2. Criterios generales.

V.3.3. Criterios de capacidad.

- V.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.**
 - V.4.1. Generalidades.
 - V.4.2. Descripción detallada del proceso.
- V.5 LISTA DE EQUIPO.**
- V.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.**
- V.7 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES**
- V.8 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP).**
- V.9 DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES.**
- V.10 HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS.**
- V.11 DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE PROCESO (DTI).**
- V.12 PLANO DE LOCALIZACIÓN DE EQUIPO (PLOT PLAN).**
- V.13 SISTEMA Y DIAGRAMA DE DESFOGUE.**
- V.14 SISTEMA DE SEGURIDAD Y TRATAMIENTO DE EFLUENTES.**

CONCLUSIONES.

ANEXOS.

BIBLIOGRAFÍA.

OBJETIVOS

OBJETIVOS.

El primer objetivo que se busca lograr con esta tesis es el de establecer la importancia tanto técnica como económica del propileno, como un derivado del petróleo, que se extrae del subsuelo en nuestro país.

En consecuencia del objetivo anterior, una vez establecida la importancia del propileno, se darán a conocer sus diversos derivados, así como la gran demanda que tienen los productos obtenidos del mismo, en la vida diaria de cada uno de nosotros.

Por otra parte, se hará una evaluación y selección del proceso más adecuado, tomando en cuenta las diferentes tecnologías existentes, costos de producción, disponibilidad de la materia prima, etc. En otras palabras, el proceso más rentable.

Una vez seleccionado el proceso más viable a nuestras necesidades y posibilidades, se realizará el desarrollo de los procedimientos que se siguen para lograr la elaboración de un libro de proyectos y, así, poder construir una planta industrial de propileno utilizando como materia prima propano.

Por último, y no por eso el objetivo menos importante, será proporcionar al estudiante de la carrera de Ingeniería Química, un documento que le sea de utilidad para consulta y apoyo académico en la misma.

**CAPÍTULO
I**

ANTECEDENTES

I. ANTECEDENTES

Todo aquel que conozca la industria petroquímica de México: sus orígenes, sus primeros pasos, el cuidado con que se legisló y se analizan los proyectos para dar los permisos: el esfuerzo de los empresarios y químicos mexicanos que organizaron y mantienen la planta productiva con que se cuenta: todos los que conozcan la historia y el desarrollo de la petroquímica mexicana, no se sorprenderán con los resultados obtenidos que se presentan en este documento. De lo que sí pueden sorprenderse, es que a pesar de los importantes recursos petroleros y de los grandes esfuerzos y grandes capitales invertidos, nuestra industria petroquímica no sea más competitiva de lo que es a nivel mundial.

La escasa competitividad de la petroquímica se atribuye en términos generales a la escasez de investigación y de tecnología propia. Esto es cierto en términos generales, lo que procede ahora es precisar esos términos y aclarar que investigaciones y que tecnologías se necesitan.

Hay otros aspectos cuya integración debe analizarse: la integración de las empresas, de sus complejos y plantas, la de procesos y tecnologías de producción, la de los mercados y la integración con las otras industrias químicas, la de subproductos y desechos contaminantes.

La industria petroquímica no puede entenderse solamente por cifras, por más que haya algunas impactantes. La verdadera importancia de los productos petroquímicos para la sociedad humana de finales del siglo XX es cualitativa y debe examinarse desde varios puntos de vista.(1)

I.1 BREVE RESEÑA DE LA HISTORIA DE LA PETROQUÍMICA EN EL MUNDO Y EN MÉXICO.

Desde el comienzo de la industria química orgánica a mediados del siglo pasado, cuando se logró sustituir algunos colorantes naturales con colorantes sintéticos, se han creado productos nuevos y tecnologías para sustituir materiales naturales por sintéticos. Desde hace tiempo se sabía que algunos materiales como la madera, las fibras y hules naturales no eran suficientes para satisfacer las necesidades en aumento, de una población mundial con fuerte crecimiento.

Los productos sintéticos obtenidos desde los inicios del siglo XX, los primeros hules sintéticos, las fibras artificiales y algunos plásticos y detergentes, se fabrican a partir del carbón y de los subproductos de su calcinación. Se trataba de materiales con propiedades apenas comparables con la de la madera, el papel, el hule y las fibras naturales, los jabones y otros productos con los que competían. La bakelita, la caseína, las fibras artificiales, los primeros hules sintéticos, eran materiales con propiedades comparables, pero no mejores que los productos naturales.

En el año de 1920 fue trascendental para la Industria Química Orgánica de base. La Standard Oil de Nueva Jersey (ESSO) instala en Bayway, Nueva Jersey, una planta de isopropanol a partir del propileno, subproducto de una refinería de petróleo. Es la primera vez en la historia de la Industria Química que una compañía petrolífera fabrica un producto químico, utilizando una materia prima que procede del petróleo.

A partir de 1920 se empiezan a utilizar los nuevos términos "petrochemicals", es decir, productos químicos procedentes del petróleo, y "petrochemistry", o química de los productos derivados del petróleo, que tanto había de sonar después. Y al nacer el nuevo término "petroquímica" que si bien se refiere en su más estricto significado a los productos obtenidos del carbón, se utiliza para referirse a aquellos productos orgánicos que se producen a partir de materias químicas no petrolíferas.

El desarrollo de este proceso trastocó totalmente el curso de la Industria Química, pues hasta entonces existía una clara diferencia entre las empresas petrolíferas y químicas; a partir de ese momento, las empresas petrolíferas invaden el sector químico iniciándose una competencia desigual por la mayor potencia económica de las petrolíferas. Los años que han pasado han sido esfuerzos por una y otra parte en una competencia de técnicas y de procesos.

La Industria Petroquímica comprende la elaboración de todos aquellos productos químicos que derivan de los hidrocarburos del petróleo y del gas natural, mediante procesos físicos y químicos. Su desarrollo está íntimamente ligado al de la economía en general, ya que es de las actividades productivas que tienen mayor interrelación con las demás ramas de la actividad económica, debido a la gran variedad de los productos que genera.

Durante la tercera y cuarta décadas del presente siglo se investigó y se lograron crear productos con características francamente mejores que los naturales, usando como materia prima los hidrocarburos del petróleo.

En resumen, los químicos con los hidrocarburos del petróleo han logrado crear numerosos productos en esta segunda mitad del siglo XX, que no solo han aliviado la escasez de materiales naturales, sino además, han logrado sintetizar materiales plásticos, adhesivos y otros muchos, que tienen propiedades sorprendentes y que han facilitado el avance del conocimiento científico y tecnológico de lo infinitamente pequeño y de lo infinitamente grande.

Aunque los primeros procesos petroquímicos tuvieron vida industrial en México en 1947, puede decirse que la Industria Petroquímica Mexicana empezó a tomar forma en 1960, con la producción de cantidades importantes de derivados del petróleo y azufre, este último producido desde 1951. Desde entonces, su crecimiento se ha mantenido a ritmo acelerado.

Lo anterior tiene su origen el 18 de marzo de 1938, fecha en que se llevó a cabo la Expropiación Petrolera, como la consecuencia de la sólida convicción por parte de las compañías petroleras de que ello no podría ocurrir porque México no estaba capacitado para controlar su propia Industria Petrolera. Por lo tanto, cuando la Suprema Corte ratificó ante la junta de Conciliación y Arbitraje que existía una deuda aproximada de 26 millones de pesos por conceptos de salarios y servicios sociales no pagados a los empleados petroleros en el año de 1936, las compañías petroleras respondieron que ellas no pagarían y afirmaron que tal situación las arruinaría económicamente. Hubo un momento que ofrecieron 4 millones de pesos menos, pero nunca accedieron a pagar la cantidad fijada. Tal situación no dejó sino una sola salida a los obreros, y ésta fue la huelga.

En vísperas de la expropiación, las compañías petroleras habían acordado pagar, pero la decisión tomada por el gobierno era ya irreversible.

A pesar de que México es único dueño de su industria petrolera, las limitaciones financieras sufridas por la empresa hicieron que muchas inversiones indispensables se pospusieran, o en el mejor de los casos se realizaran lentamente; esto condujo a depender progresivamente de importaciones crecientes, las que por los elevados precios de adquisición tuvieron un impacto sumamente desfavorable en nuestra precaria economía.

Con los precios bajos que habían prevalecido para los derivados del petróleo, se fue desalentando a nivel mundial el uso de fuentes alternas de energía. Además, dichos precios redujeron los márgenes de utilidad a niveles que congelaron las posibilidades de reinversión. Por esta razón, se consideró que un aumento razonable de precios, como en el caso de México, sería saludable para el desarrollo de la petroquímica básica, y en consecuencia de todas las que de ella dependen.

Pero no fue sino hasta fines de 1973 cuando se tomó la decisión de subir los precios de los productos, con lo cual se pudo iniciar un programa de inversiones ya previsto desde 1971 que no había podido realizarse por insuficientes recursos.

Por otro lado, el sitio relevante que ocupan los energéticos en la vida moderna quedó realzado por las dificultades económicas que ha resentido el mundo a raíz de que los países exportadores de petróleo decidieron elevar sus precios. El petróleo se ha convertido en un arma política⁽¹⁾.

Para México, el año de 1974 fue de gran éxito en las operaciones de producción primaria, ya que el país logró su autosuficiencia en materia de producción de crudo, y a partir del segundo semestre fue posible iniciar la exportación de esta materia prima. Tal situación fue lograda gracias a la gran productividad de los pozos del área de Reforma (Cactus) en los estados de Chiapas, Tabasco y las plataformas de la Sonda de Campeche.

Ahora que la empresa petrolera mexicana (PEMEX), que produce las materias primas iniciales para la petroquímica, se encuentra en reestructuración, probablemente se tendrá un desarrollo más rápido e integrado de la petroquímica en México. Las perspectivas para un futuro inmediato, parecen prometedoras.

Los ingenieros que operan las refinerías petroleras consideran que la tecnología petroquímica es sólo una copia de la tecnología de refinación. Es verdad que antes de que surgiera la petroquímica, las refinerías de petróleo ya tenían procesos que operaban en condiciones de presión y temperatura extremas, manejando muchas veces catalizadores costosos que se envenenan fácilmente y en general operaban con tecnologías similares a las de algunas plantas petroquímicas. Esos conocimientos y experiencias las heredó la industria petroquímica, pero la supo integrar a otras que provenían de la química orgánica tradicional.

En otras palabras, la tecnología petroquímica y heredera de dos tipos de tecnología con características bastante diferentes: la de refinación del petróleo y de la química orgánica tradicional. La primera maneja grandes volúmenes de productos y la segunda moléculas muy específicas frecuentemente con muy alto grado de pureza.

Con el tiempo, las plantas petroquímicas de productos básicos, aumentaron de tamaño y actualmente las capacidades de medio millón de toneladas por año (tpa) no son raras. En muchas de

estas plantas además, se controla la pureza o los máximos de impurezas de los productos, a niveles de décimos de 1% o incluso de partes por millón.

Entre los productos de consumo final, en cambio hay algunos que se consumen en cantidades reducidas. Generalmente son productos para usos muy especiales y se les llama así, especialidades.

Además, la petroquímica encontró una fuente de materias primas con enorme potencialidad en los hidrocarburos del petróleo. Asimismo, supo adaptar las tecnologías de fabricación a una gama amplia de condiciones de operación, de tamaño de plantas y de características de calidad de los productos finales.

Después de convivir con la petroquímica algunas décadas, se observa en años recientes una retroalimentación tecnológica de la petroquímica a la industria de la refinación. En la operación de algunas plantas de refinería hay cambios, por ejemplo, la carga de algunas plantas tienen cada vez menos impurezas y se seleccionan con mayor cuidado las corrientes de hidrocarburos que la componen, para obtener gasolinas con mejor calidad. En otras plantas se tiene especial cuidado que las cargas no contengan cierto tipo de moléculas, que producirían productos de menor calidad. En otras palabras, la industria petrolera ha ganado también de la convivencia con la petroquímica.

En México, PEMEX inició la petroquímica y a lo largo de más de 40 años ha variado sensiblemente sus inversiones en ella. La proporción de su inversión total dedicada a la petroquímica, ha variado entre 10% y 20%. Además, es la que tiene el mayor número de plantas petroquímicas en operación, sus ventas de petroquímicos en el interior del país representaron el 1.5% en 1960 y el 9.6% en 1970 de sus ventas totales. En los siguientes años aumentó la proporción hasta un máximo del 19.2% en 1982. Después la proporción ha variado, siendo menor que la de 1982. En 1990 fue de 12.1%. La proporción de la petroquímica en las exportaciones petroleras ha sido mucho menor, del orden de 1% pero tiende a aumentar. En 1990 fue de 2.4% y en 1991 de 3%.

Además de haber proporcionado materias primas abundantes y nuevos e importantes productos a la química orgánica tradicional, la petroquímica le ha dado a la química ventajas tecnológicas en costo y facilidad de transformación. En general, ha logrado darle a toda la industria química un fuerte impulso. Así la rama de productos químicos en México, que incluyen los productos de refinación, los lules y los plásticos, compite por el segundo lugar entre las industrias de transformación, contra la rama de productos metálicos, maquinaria y herramienta. Cada una de las dos ramas tiene valores de la producción cercanos entre sí y no muy lejanos de la rama de alimentos, bebidas y tabaco que conserva el primer lugar entre los sectores industriales del país.

La disponibilidad y bajo precio de los hidrocarburos del petróleo, han sido dos factores importantes para el desarrollo de la petroquímica. En cuanto a la disponibilidad, no hay duda de que las reservas de petróleo del mundo se acabarán en algún momento del próximo siglo; la relación reservas a producción anual ha sido de 35 años desde hace algún tiempo, lo que indica que los nuevos yacimientos equivalen a apenas a lo consumido a nivel mundial. Esa relación puede aumentar un poco si se localizan nuevos yacimientos, o si se reduce mucho el consumo. De cualquier forma, antes de que se acaben totalmente las reservas, los precios del petróleo crudo aumentarán considerablemente. Se estima que cuando los precios del crudo lleguen a niveles del orden del doble de los actuales, o sea unos 40 dólares por barril, será costoso para los países que

tienen carbón y la tecnología necesaria, volver a usarlo como materia prima para la química, en lugar del petróleo.

Cabe la posibilidad de que antes que se acabe el petróleo, avance la tecnología lo suficiente como para reducir el costo del aprovechamiento de la energía solar, o bien se logre dominar la energía de fusión nuclear. También puede darse algún otro cambio tecnológico importante en los energéticos, que permita dejar de quemar los hidrocarburos y usarlos solamente para la petroquímica.

Los hidrocarburos iniciales para la petroquímica se encuentran en el petróleo crudo y en el gas natural que siempre lo acompaña. En instalaciones cercanas a los pozos petroleros se separa el crudo líquido del gas (gas natural) y se les dan los primeros tratamientos. Luego, el crudo se envía a las refinерías y al gas se le separan gases ácidos (H_2S) y se divide en tres corrientes: metano, etano y parafinas más pesadas (licuables).

En las Memorias de PEMEX, los contenidos de etano y de parafinas licuables (propano, butano, pentano), se reportan por separado de los gases ácidos (anhídrido carbónico y ácido sulfhídrico). Las cifras se presentan en el siguiente cuadro.

Producción de gas natural en México⁽¹⁾
(miles de millones de metros cúbicos y por cientos)

Concepto	1985	1990	1991
PRODUCCIÓN TOTAL	37.2	37.7	37.5
Encogimiento por extracción de etano y licuables*	4.2	5.8	5.6
Por ciento del gas total	11.3	15.4	14.9
Encogimiento por gases ácidos	1.4	1.6	1.6
Por ciento del gas total	3.8	4.2	4.3

*)De estas cantidades, cerca del 40% es etano y el resto otros hidrocarburos: propano, butano, y pentano principalmente.

El contenido de etano y de los otros hidrocarburos licuables es una fracción considerable (cerca del 15%) del gas natural en los pozos de México. De esa cantidad, poco menos de la mitad, un 6% es de etano, proporción no tan elevada como la de algunos gases de yacimientos de Arabia Saudita y en Irak, que contienen hasta 20% de etano, pero mayor que la proporción en la mayoría de los pozos del mundo, que tienen menos de 4%, cuando tienen etano. A partir de ese etano se obtiene el etileno y una pequeña parte del propileno que se usan en la petroquímica.

1.2 CRECIMIENTO DEL SECTOR INDUSTRIAL EN EL PERIODO DE 1940-1994.

En el periodo de 1940-1970 la economía mexicana, impulsada por el Estado, tuvo tasas importantes de crecimiento - superiores al 6% en tanto que la población creció a tasas de 3% anual. Este crecimiento económico ayudó a la acumulación privada de capital y propició la formación y desarrollo del capital financiero, pero no atendió los problemas sociales que afectaban y aun siguen afectando a buena parte de la población nacional.

Ante esta situación, el gobierno de Luis Echeverría hace una fuerte crítica al "desarrollo compartido".

La desigualdad económica que se manifestaba en una desigual distribución del ingreso tanto regional como por actividades económicas y por estratos sociales, representaba un poderoso obstáculo a la propiedad dinámica del crecimiento económico del país, por lo que se hacía urgente una redistribución del ingreso. Durante el sexenio de Luis Echeverría, la tasa promedio anual de crecimiento de la economía fue del 6%, que resulta inferior a la tasa de crecimiento obtenida durante el llamado "desarrollo estabilizador", pero a costa de seguir padeciendo grandes problemas sociales e incluso creando otros. El resultado general del sexenio fue una aguda crisis económica y social.

En síntesis, durante el periodo de 1970-1976 el ritmo de crecimiento de la economía fue menor que en décadas anteriores, a costa de una constante y creciente subida de precios. Muchos mexicanos siguieron sin beneficiarse del crecimiento económico, especialmente las capas más bajas de la población. El poder adquisitivo del peso se deterioró en forma paulatina, se incrementó la dependencia del país. Muchos problemas económicos y sociales quedaron sin resolverse y otros más se agudizaron. La tónica no cambió: hubo crecimiento económico sin desarrollo. El saldo del sexenio fue la crisis económica.

El gobierno de José López Portillo (1976-1982) parte de una situación económica bastante deteriorada debido a los problemas ocasionados por la crisis y la recesión iniciadas en 1976, además de la devaluación del peso y los convenios firmados con el Fondo Monetario Internacional (FMI).

* La reforma económica, llamada "Alianza para la Producción" por López Portillo, que serviría para refuncionalizar todo el aparato productivo, haciendo que los factores productivos coayudarán a salir de la crisis.

* La reforma administrativa que, aplicada en el sector público, permitiría agilizar todos los trámites administrativos, de manera que no existiera duplicidad de funciones, con el objeto de que coayudará a la reforma económica a salir de la crisis.

^ La reforma política, que complementa a los dos anteriores y pretende legitimar la acción del Estado para darle una mayor base de sustento y apoyo.

* Las tasas de crecimiento durante el sexenio 1976-1982, medidas por el incremento del producto interno bruto a precios constantes de 1970, de acuerdo a lo cual:

* El crecimiento del PIB en el primer año del sexenio fue muy bajo (3.4%) y similar al crecimiento de la población.

* De los años de 1978 a 1981, el ritmo de crecimiento anual de la economía fue muy elevado, superior a las tasas históricas que se venían registrando arriba de 7% en los cuatro años.

* Este impresionante crecimiento del PIB se debió a una buena medida al impulso que representaron la explotación y producción petrolera industrial, las cuales tuvieron tasas de crecimiento por arriba de las tasas del PIB.

* En 1982, la economía mexicana se derrumbó y se vuelven a manifestar agudos síntomas de una crisis económica. Por primera vez, desde la década de 1920, no hubo crecimiento de la economía, sino una disminución de las actividades económicas que se manifiestan en una caída del PIB de -0.5.

* El promedio de crecimiento anual de la economía en el sexenio de López Portillo fue de 6%, igual al período de Luis Echeverría e inferior a los períodos anteriores.

Una vez más, en el sexenio de 1976-1982 hubo un buen crecimiento de la economía (6% anual) comparado con el crecimiento de la población (3.2% anual) sin embargo, esto se logró a base de expandir todo el sistema económico más allá de sus propias posibilidades de crecimiento.

El desarrollo socioeconómico durante el sexenio siguió ausente; los principales problemas económicos y sociales, lejos de resolverse, se agudizaron con la elevada inflación, el constante y creciente adeudamiento interno y externo, el desempleo y subempleo, el deterioro salarial, las precarias condiciones de salud y educativas de muchos mexicanos, etc.

En síntesis, durante el período 1976-1982 se siguió dando un crecimiento sin desarrollo; es decir, crecimiento económico y concentración de ingresos en pocas manos. El saldo de ese sexenio como del anterior, fue la crisis económica.

Cuando Miguel de la Madrid Hurtado asume la presidencia de la República el 1o. de diciembre de 1982, la situación económica del país era grave, por lo cual instrumenta un Programa Inmediato de Recuperación Económica (PIRE) que contiene diez puntos y que pretende resolver los difíciles problemas del país.

A pesar de todas las medidas tomadas por el gobierno de Miguel de la Madrid, los signos de la crisis se siguieron manifestando en 1983, primer año de su sexenio, y aún algunos sistemas críticos fueron persistentes y no se solucionaron en el corto plazo.

De las tasas de crecimiento de la economía en los seis años del sexenio se incluye que:

* En 1983 hubo una dramática caída del PIB (-4.2%), con lo que, por segundo año consecutivo, la economía mexicana, en lugar de crecer, disminuyó su producción ante el creciente aumento de la población.

* Esta caída repercutió en la economía de los años de 1984 y 1985, en el que hubo ritmos de crecimiento de 3.5% y de 2.5%, muy por abajo de las tasas históricas de crecimiento y apenas arriba del crecimiento de la población, que es el de alrededor de 3%.

* En el año de 1986, se produce una nueva caída del PIB (-3.8%), con lo cual queda de manifiesto que los síntomas de crisis siguen vigentes en el país.

* El promedio de crecimiento anual de la economía mexicana en el sexenio de Miguel de la Madrid es de apenas 0.13%, cifra muy baja que no alcanza a cubrir las crecientes necesidades de una población que va en aumento, (es decir, fue un sexenio perdido en términos de producción).

* Por el ritmo de economía mexicana, difícilmente se alcanzarán tasas importantes de crecimiento económico en el sexenio de Salinas de Gortari.

Si hasta el año de 1981 se habían manifestado ritmos variables de crecimiento de la economía mexicana, aunque con ausencia de desarrollo, en los años 1982-1986 se encontraba en una situación crítica, ya que no hubo crecimiento y menos aún desarrollo socioeconómico.

Los problemas sociales y económicos siguen vigentes en el México de hoy; el sistema económico ha sido incapaz de proporcionar más y mejor educación, salud y bienestar.

* En general, el crecimiento anual de la producción industrial es aceptable, excepto en los años de 1953, 1982, 1983, 1986, en que la producción disminuyó así como el año de 1971 y 1988 en que su crecimiento es muy bajo.

* Por sexenio, el mayor crecimiento promedio anual de la producción industrial se dio con Díaz Ordaz (8.9%) y el menor con Miguel de la Madrid (0.5%).

* En los demás sexenios, el crecimiento promedio anual de la producción industrial fue: López Mateos, 8.5%; Luis Echeverría, 6%; López Portillo, 6.3%; y 3.9% con Carlos Salinas de Gortari.

* En casi todos los sexenios, el crecimiento promedio anual de la producción industrial es mayor que el crecimiento del PIB, excepto en el sexenio de Miguel de la Madrid.

* El punto anterior demuestra que el crecimiento industrial ha impulsado el crecimiento de toda la economía en su conjunto.

* Los años críticos de la industria han sido los últimos, en especial de 1982 a la fecha, en que no se ha recuperado.

* La participación del sector industrial en el PIB ha ido aumentando sexenalmente excepto en el de Miguel de la Madrid y Salinas de Gortari que disminuye.

* La participación promedio de la industria en el PIB, por sexenio, ha sido: López Mateos, 29.6%; Gustavo Díaz Ordaz, 32.9%; Luis Echeverría, 35.3%; López Portillo, 35.8% y Miguel de la Madrid 33.4%.

A partir de la década de 1970, el sector industrial y la economía en su conjunto basan su dinamismo en la industria petrolera, que permite satisfacer las necesidades del mercado interno y exportar petróleo y gas, facilitando la entrada masiva de divisas al país, con todas las consecuencias que a ello ha acarreado.

1.3 QUE ES EL PROPILENO.

El propileno se obtiene en su mayor parte como producto secundario en las plantas catalíticas para la obtención de gasolina. De un total de 364 833 toneladas de propileno que se produjeron en México en 1991, el 81% fue subproducto de dichas plantas de refinación y el resto se obtuvo como coproducto en las plantas de etileno. Esta situación seguramente cambiará en pocos años, ya que actualmente PEMEX construye dos plantas con capacidad conjunta de 370 000 tpa y tiene en planeación otras dos con capacidad de 200 000 tpa. Estas plantas son específicas para propileno y son necesarias, ya que el propileno subproducto será insuficiente para satisfacer la demanda creciente que tienen sus importantes derivados.

El propileno es el segundo hidrocarburo base de la petroquímica, después del etileno, tanto por el número de derivados como por su tasa de rendimiento.

En comparación con los derivados del etileno, los del propileno han tenido un menor desarrollo en México, en parte por tratarse de productos más caros como las fibras y las resinas acrílicas y las resinas epóxicas y de desarrollo más reciente como el polipropileno y los derivados del óxido de propileno.

Por otra parte, el propileno no se producía hasta 1990 como producto independiente, sino que era un subproducto.

Como ya se dijo, en fecha próxima cuando se inicie la producción de propileno en plantas específicas que se encuentran en construcción, seguramente crecerá más rápido la oferta de este hidrocarburo, así como la demanda de sus derivados. En la década pasada, la demanda de etileno creció al 9.2% anual y la de propileno al 8.7% anual. Es probable que en el futuro se inviertan dichas tasas, hasta que la demanda de propileno sea del orden de la mitad o del 60% del etileno, proporciones que guardan en los países industrializados. Los 28 derivados y productos relacionados con el propileno se pueden dividir en tres familias, un subgrupo de otros productos y el gas licuado que está relacionado con este hidrocarburo.⁽¹⁾

1.4 PROCESOS DE OBTENCIÓN DEL PROPILENO.

Los diferentes procesos existentes de obtención de propileno son los patentados por las siguientes firmas internacionales constructoras de plantas industriales y generadoras de tecnología⁽²⁾:

- 1) LUMMUS CO.
- 2) PETROCARBON DEVELOPMENTS LIMITED.
- 3) LURGI RUIFGAS, LURGI CORPORATION.

- 4) BADISCHE ANILIN AND SODA FABRIK.
- 5) UNION OIL COMPANY OF AMERICA.
- 6) LINDE.
- 7) M.W. KELLOGG CO.
- 8) SELAS CORPORATION OF AMERICA.
- 9) STONE AND WEBSTER ENG. CORP.
- 10) C.F. BRAUN AND CO.
- 11) COASTAL STATES PETROLEUM CO. FOSTER WHEELER CORP.
- 12) RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS.
- 13) PHILLIPS PETROLEUM COMPANY.
- 14) USC STONE AND WEBSTER ENG. CORP.

Los procesos patentados por estas firmas tienen algunos procedimientos muy similares, y la materia prima requerida es común para todos ellos.

En el capítulo III, se ampliará la información acerca de estos procesos y los diferentes criterios para análisis y selección se verán en el capítulo IV.

**CAPÍTULO
II**

GENERALIDADES

II. GENERALIDADES

En este capítulo vamos a dar un panorama más amplio acerca de nuestro producto, el propileno y de la materia prima que es el propano, dando información general acerca de estos dos compuestos; tomando en cuenta sus propiedades físicas y químicas de mayor importancia, asimismo enumeraremos los diferentes usos y derivados del propileno, y por último haremos un breve estudio de mercado, que no pretende ser exhaustivo, basándonos en la literatura especializada.

II.1 INFORMACIÓN GENERAL.

II.1.1 CARACTERÍSTICAS FÍSICOQUÍMICAS DEL PRODUCTO: PROPILENO.

El propileno ($\text{CH}_2=\text{CH}=\text{CH}_2$), es el segundo miembro de la serie del etileno (alquenos) de hidrocarburos monoolefínicos o insaturados. Es usado ampliamente como materia prima en la síntesis de compuestos químicos a escala industrial.

Como en el caso del etileno, el doble enlace en el propileno es un sitio de insaturación y por lo tanto de actividad química. El propileno, por tanto, también reacciona por adición para dar parafinas saturadas, o sus derivados a través de mecanismos similares a los del etileno.

El propileno, a condiciones atmosféricas, es un gas invisible más pesado que el aire. Tiene un ligero aroma dulce y es más inflamable en el aire a ciertas concentraciones, además de ser asfijante y sus límites de explosividad en el aire son: de 2 a 11%. El propileno, es probablemente, el más viejo, y ciertamente es uno de los más importantes reactivos básicos de la industria química. Son ampliamente predeterminados los importantes incrementos de demanda por consumidores de químicos y de combustible en todo el mundo. Las propiedades químicas y térmicas del propileno se ilustran en la tabla II.1.

Para su venta se maneja de tres diferentes maneras, dependiendo de los requerimientos del consumidor, y son: al 95%, al 99% de pureza y para investigación. El precio del propileno importado en 1992 fue de 0.500 dólares por kilogramo.

II.1.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICOQUÍMICAS DE LA MATERIA PRIMA: PROPANO.

El propano es una de las fuentes más prolíferas de producción de compuestos líquidos. Es mucho más activo que el metano y el etano, y en consecuencia más apto para la producción de compuestos químicos. El propano y el etano es una fuente importante de etileno, el cual es producido por pirólisis a 850-900 °C aproximadamente.

Las fuentes del propano son: petróleo, gas natural y gases de craqueo. Aunque el porcentaje real en el gas natural es usualmente bajo, la mayor parte del propano es recuperado de éste.

El propano es útil como combustible, refrigerante, disolvente y como materia básica para la producción de compuestos químicos. Las propiedades fisicoquímicas del propano se muestran en la tabla II .2.

TABLA II .1 PROPIEDADES QUÍMICAS Y TÉRMICAS DEL PROPILENO.

Peso molecular (lb/lbmol)	42.061
Punto de fusión (°F)	-301.45
Punto de ebullición (°F)	-53.95
Temperatura crítica (°F)	197.33
Presión crítica (psi)	666.23
Volumen crítico (in ³ /mol)	402.6
Densidad líquida a -236.67 °F (lb/in ³)	0.022
Solubilidad a 68 °F y 14.7 psi (ml gas/100 ml de solvente)	
en agua	44.6
en etanol	1250.0
Capacidad calorífica (J/mol)	A= 2.85
Cp= A + BT + CT ² + DT ³	B= 0.238
	C= 1.2 E-4
	D= 2.3 E-8
Calor de formación (KJ/mol)	A= 35.3
H= A + BT + CT ²	B= -5.77 E-2
	C= 2.22 E-5
Energía libre de formación (KJ/mol)	a= 75.3
ΔG= a + bt	b= 1.75
Capacidad calorífica líquida (J/Kg K)	A= 1969.0
Cp= A + BT + CT ² + DT ³	B= 7.04
	C= -7.04 E-2
	D= 1.84 E-4

TABLA II.2 PROPIEDADES FÍSICOQUÍMICAS DEL PROPANO.

Fórmula	$\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}_3$
Peso molecular (lb/lbmol)	44.09
Estado físico	Gaseoso
Densidad relativa	0.585
Punto de fusión (°F)	-304.78
Punto de ebullición (°F)	-43.96
Solubilidad (in ³) en agua en alcohol en éter	106.5 soluble muy soluble
Presiones de vapor	
T (°F)	P (psi)
-200.02	1.93 E-2
-175.72	9.66 E-2
-163.30	0.19330
-149.62	0.38670
-134.32	0.77300
-124.60	1.16000
-111.60	1.93000
-91.120	3.87000
-68.080	7.73000
-43.780	14.6900
Temperatura crítica (°F)	206.24
Presión crítica (psi)	617.23
Densidad crítica (lb/in ³)	9.65 E+3
Calor de vaporización (BTU)	7.58 E-2
Entalpía de evaporación (BTU)	0.324
Calor específico (BTU/°F)	4.11 E-6
Entalpía de formación (BTU/mol)	-9.84 E-5
Energía libre de formación (BTU/mol)	-2.23 E-5

II.2 USOS Y DERIVADOS DEL PROPILENO.

Los 28 derivados y productos relacionados con el propileno se pueden dividir en tres familias, un subgrupo de otros productos y el gas licuado que está relacionado con este hidrocarburo. Ver tabla II.3.

TABLA II.3 GRUPO DEL PROPILENO.**PROPILENO:****Subgrupo del Acrilonitrilo:**

Fibras acrílicas
Hule polibutadieno-acrilonitrilo
Acrilatos y ácido acrílico
Acitrionitrilo
Ácido cianhídrico

Subgrupo del cumeno:

Acetona
Metacrilato de metilo
Resinas acrílicas
Metilisobutilcetona
Fenol
Fenatos
Resinas fenol-formaldehído
p-ter-butilfenol
Bisfenol A
Resinas epóxicas

Subgrupo del tetrámero de propileno:

Dodecilbenceno
Alquiltolbenceno
Dodecilbencensulfonato de sodio

Otros productos del Grupo:

Polipropileno
Óxido de propileno
Alcohol isopropílico
Epiclorhidrina
Acroleína
Metionina

Familia del acrilonitrilo.

De los tres derivados directos del acrilonitrilo, la fibra acrílica es la más conocida por su importancia en la industria textil; en segundo lugar lo tienen los acrilatos y algunas resinas acrílicas. El hule polibutadieno-acrilonitrilo se coloca en tercer lugar y los dos subproductos de la producción de acrilonitrilo: el acetoniitrilo y el ácido cianhídrico, también se incluyen en el grupo, ya que tienen importancia comercial.

Familia del cumeno.

El cumeno se produce al reaccionar el benceno con el propileno (reacción de alquilación). Por ser derivado del benceno, se podría incluir en el grupo de los aromáticos, en la familia del benceno, pero lo incluiremos en el grupo del propileno por las relaciones que se dan con otros productos del grupo.

El cumeno se usa para obtener acetona y fenol. La acetona que se obtiene también del alcohol isopropílico, se usa como solvente y para obtener otros productos como metacrilato de metilo (con el ácido cianhídrico), que se usa en las resinas de metacrilato de metilo, el bisfenol A (para resinas epóxicas) y la metilisobutilecetona, otro solvente importante.

Las resinas fenólicas son de las más antiguas y conocidas de los derivados del fenol. El fenol también interviene en la producción del bisfenol A que se usa para obtener las resinas epóxicas. Otros derivados del fenol son los fenatos que se usan en detergentes y en inhibidores y el p-ter-butilfenol, que junto con los inhibidores entra en la formulación de aceites lubricantes. La empresa que produce el fenol ha logrado exportar una parte considerable de su producción, cuando no la ha vendido en el país.

Familia del tetrámero de propileno.

El tetrámero de propileno o alquilado se usa para obtener el dodecibenceno y/o alquiltolbenceno, que actualmente vende PEMEX a las empresas que fabrican los detergentes domésticos comunes. Estas empresas lo sulfonan y el dodecibencensulfonato de sodio producido, forma la parte activa de los detergentes. Estos detergentes fabricados por el alquilado contaminan las corrientes de desecho ya que no se degradan fácilmente.

Otros productos del grupo del propileno.

El polipropileno no se producía en México en 1990, pero en 1991 se inició la producción en una planta de PEMEX y a mediados de 1992 arranco otra planta privada que cuenta con permiso petroquímico.

El polipropileno usado en plásticos y fibras tiene propiedades excelentes y en varios usos ha desplazado al polietileno y a otros plásticos. La tasa de crecimiento de la demanda de este producto, entre 1982 y 1990 fue de 13% anual. No obstante esa elevada tasa, sus niveles de consumo son todavía menores que los polietilenos.

El óxido de propileno, otro de los derivados importantes del propileno todavía no se produce en el país pero seguramente se fabricará pronto, ya que algunos de sus derivados (polioles

y propilén-glicol) se usan en las populares espumas de poliuretano (colchones, cojines, etc.). El alcohol isopropílico es otro de los derivados del propileno, que se usa también para fabricar acetona. Otros derivados de menor volumen como la epíclorhidrina y la acroleína no se producen todavía en México.

II.3 FACTORES DE SEGURIDAD, MANEJO Y ALMACENAMIENTO DEL PROPILENO.

Como ya mencionamos anteriormente el propileno es un gas incoloro bajo condiciones normales, tiene propiedades anestésicas a altas concentraciones.

No irrita los ojos y tiene el olor característico de las olefinas. Es un gas flamable bajo condiciones atmosféricas. La temperatura de autoignición es 882 °F en aire y 819 °F en oxígeno. La evaporación del propileno líquido puede provocar quemaduras en la piel. El propileno reacciona violentamente con materiales oxidantes tales como: NO_2 , N_2O_4 , y N_2O . Se han reportado explosiones cuando el propileno tiene contacto con agua a 133-192 °F.

El propileno es muy volátil y generalmente se almacena en su estado líquido bajo presión, sin embargo, puede ser almacenado de manera segura en contenedores especiales a temperatura ambiente. Las mezclas que contengan propileno no deben desecharse en drenaje donde existe el peligro de ignición. Cantidades comerciales de propileno se transportan en tanques o ductos y se almacenan en envases a presión, o bajo tierra en cavernas.

II.4 ESTUDIO ECONÓMICO DEL PROPILENO.

En México el propileno se emplea como materia prima para la obtención de otros productos útiles en la industria tales como:

- * Alcohol isopropílico
- * Oxo-alcoholes
- * Cumeno
- * Polipropileno
- * Acrilonitrilo
- * Fibras Acrílicas
- * Óxido de propileno
- * Dodecibenceno
- * Alquitolbena

Consumidores Nacionales Actuales de Propileno

<i>Producto</i>	<i>Compañía</i>	<i>Localización</i>
Alcohol isopropílico	PEMEX (Nota 1)	Salamanca
Alcohol n-butílico	Celanese Mexicana	Celaya La Cangrejera
Alcohol 2-etilhexílico	Celanese Mexicana	Celaya
Cumeno	PEMEX	La Cangrejera
Polipropileno	Se importa de EE.UU. (Nota 2)	
Acrilonitrilo	PEMEX	Cosoloacaque
	PEMEX	Tula
	PEMEX	San Martín Texmelucan
Fibras Acrílicas	Cydsa Fibras Sintéticas	El Salto Cotaxtla
Oxido de Propileno	Se importa de EE.UU. (Nota 2)	
Fenol	Fenoquimia	Cosoloacaque
Acetona	Celanese Mexicana	Celaya
	Fenoquimia	La Cangrejera Cosoloacaque
Noneno	Se importa de EE.UU. (Nota 2)	
Dodeceno	PEMEX	Ciudad Madero
Dodecílbenzeno	PEMEX	Ciudad
Madero		
Alquiloibeno	PEMEX	Ciudad Madero

***Notas:**

1: En 1979 y 1980 virtualmente se importa de EE.UU.

2: Últimas cifras de 1992

Consumidores Nacionales Actuales de Propileno

<i>Producto</i>	<i>Compañía</i>	<i>Localización</i>
Alcohol isopropílico	PEMEX (Nota 1)	Salamanca
Alcohol n-butílico	Celanese Mexicana	Celaya La Cangrejera
Alcohol 2-etilhexílico	Celanese Mexicana	Celaya
Cumeno	PEMEX	La Cangrejera
Polipropileno	Se importa de EE.UU. (Nota 2)	
Acrilonitrilo	PEMEX	Cosoloacaque
	PEMEX	Tula
	PEMEX	San Martín
		Texmelucan
Fibras Acrílicas	Cydsa Fibras Sintéticas	El Salto Cotaxtla
Oxido de Propileno	Se importa de EE.UU. (Nota 2)	
Fenol	Fenoquimia	Cosoloacaque
Acetona	Celanese Mexicana	Celaya La Cangrejera
	Fenoquimia	Cosoloacaque
Noneno	Se importa de EE.UU. (Nota 2)	
Dodeceno	PEMEX	Ciudad Madero
Dodecibenceno	PEMEX	Ciudad
Madero		
Alquiltolbena	PEMEX	Ciudad Madero

***Notas:**

1: En 1979 y 1980 virtualmente se importa de EE.UU.

2: Últimas cifras de 1992

Balance Nacional de Propileno (Datos en miles de toneladas métricas)

<i>Compañía</i>	<i>Localización</i>	<i>Grado</i>			<i>Utilidad</i>
		<i>Ref</i>	<i>Quim</i>	<i>Polim</i>	
Celanese	Celaya	--	--	--	Oxo-alcoholes Polipropileno
Idelpro	Altamira, Tam.	--	--	--	
PEMEX	Cadereyta, N.L.	--	45	--	Acilonitrilo
	Ciudad Madero	60	--	--	
	Cosoloacaque, Ver	--	--	--	
	La Cangrejera	--	--	27	
	Minatitlán	--	53	--	
	Morelos	--	--	27	
	Poza Rica	--	--	9	
	Salamanca, Gto.	--	49	--	
	Salina Cruz	--	45	--	
	San Martín, Pue.	--	--	--	
Tula, Hgo	--	45	--		
Total		60	237	63	

Por otra parte, en cuanto a la calidad, el nivel químico es el que goza de una mayor demanda, trabajado a partir de refinería.

En cuanto al precio, algunos de los valores registrados se presentan a continuación:

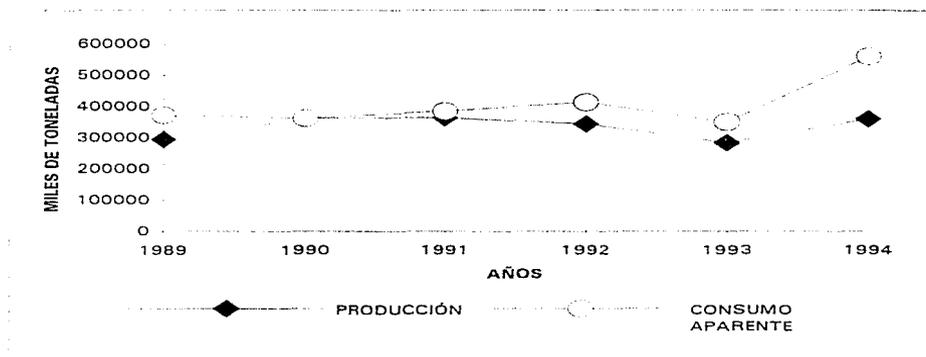
<i>Año</i>	<i>Precio (Dólares / kg)</i>
1988	0.41
1989	0.44
1990	1.25
1991	0.32
1992	0.32
1993	0.40
1994	0.40

A continuación se mostrará una tabla (tabla 11.4) ilustrativa acerca de la situación del propileno en las áreas de producción, importación, exportación, etc.

TABLA II.4

TONELADAS	1989	1990	1991	1992	1993	1994
PRODUCCIÓN	294897	362665	364833	344005	284000	360000
IMPORTACIÓN	78583	1	23924	69787	65831	200368
EXPORTACIÓN	0	0	3141	0	0	0
C. APARENTE	373480	362666	385616	413792	349831	560368
INCTO. C. A. %	24.1	-2.9	6.3	7.3	-15.5	60.2
CAP. INSTALADA	387200	387200	387200	387200	387200	387200

GRÁFICA II.1 (4)



**CAPÍTULO
III**

**DESCRIPCIÓN Y ESQUEMAS DE LOS
DIFERENTES PROCESOS DE
OBTENCIÓN DE PROPILENO**

III. DESCRIPCIÓN Y ESQUEMAS DE LOS DIFERENTES PROCESOS DE OBTENCIÓN DE PROPILENO.

En este capítulo haremos una revisión a los diferentes procesos para la obtención de propileno, los cuales se nombraron en el primer capítulo, dando una breve descripción de cada uno de ellos con su respectivo esquema de proceso en el cual se resaltarán a los equipos más importantes mencionados en la descripción correspondiente.

III.1 PROCESO LUMMUS CO.⁽⁹⁾

Aplicación.

Es un proceso para la producción, recuperación y purificación de etileno y propileno.

Alimentación.

Gases de refinería, etano o propano.

Productos.

Etileno y/o propileno a la pureza deseada arriba del 99.9% mol.

Descripción del proceso.

El esquema de proceso (ver esquema No. 1) muestra una planta para producir etileno y propileno a partir de etano y propano, y la recuperación de estas olefinas.

La alimentación es una mezcla fresca de etano y propano, que es tratada con el fin de separar sus componentes, una vez separados, cada componente entra a un horno separador.

Los hornos separadores se usan para la desintegración de etano y propano, para que cada uno se descomponga a las condiciones óptimas para la máxima producción (900 °C).

Las corrientes de los hornos se enfrían con aguas en calderas separadas de enfriamiento a 190°C, se combinan y enfrían además en una torre de agitación de agua antes de introducirse al sistema de compresión. El polímero y los destilados de aromáticos se recogen en el tambor de enfriamiento de agua y se decantan. El sistema de compresión se debe diseñar cuidadosamente para evitar temperaturas excesivas que produzcan la polimerización en el compresor originando el mantenimiento excesivo.

Cuando el etileno esta libre de acetileno, se hidrogena selectivamente por el paso del effluente del calentador de desintegración sobre un catalizador, generalmente en el segundo paso del compresor.

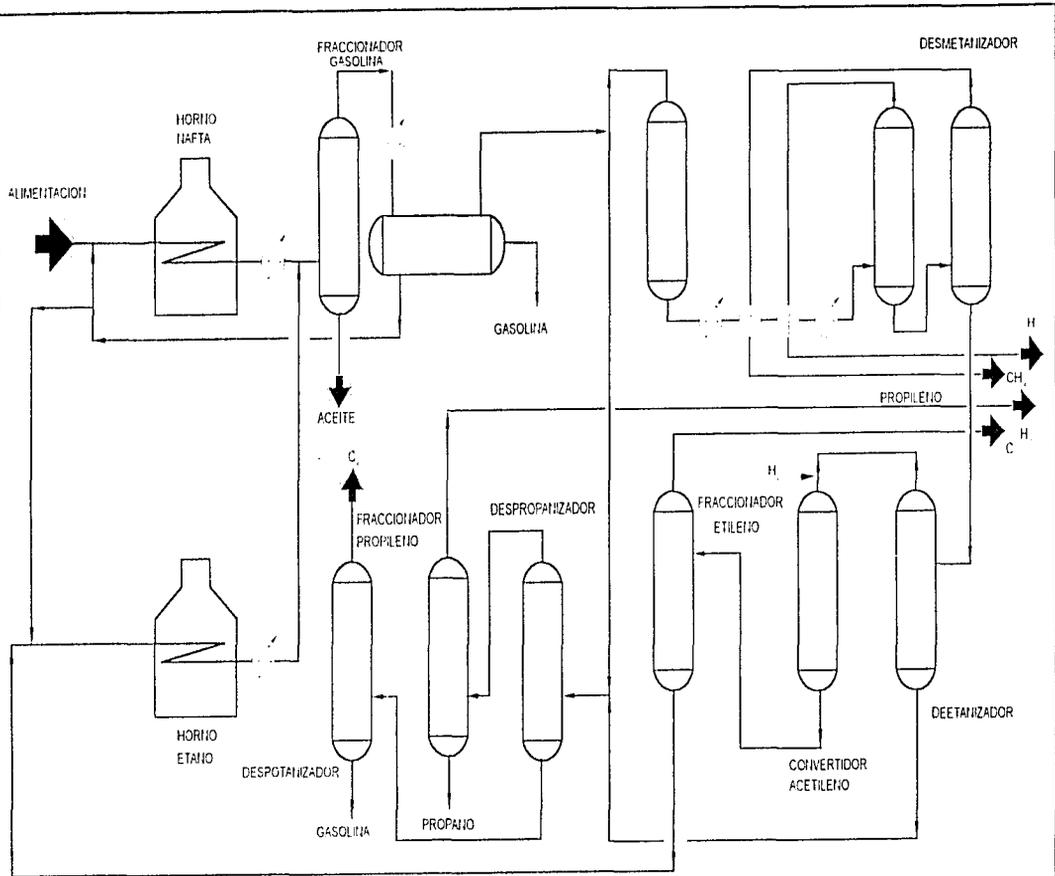
El effluente combinado del calentador y la alimentación se comprime a aproximadamente 500 psig., se enfría y se seca sobre sólidos desecantes tales como alúmina activada o bauxitas. Los secadores consisten de múltiples cámaras desecantes las cuales se regeneran sobre un predeterminado ciclo. La alimentación se abate a un punto justo arriba del punto de formación de hidrato para mantener la carga seca en un mínimo.

La alimentación seca se enfría más y se introduce en el deetanizador que opera a 450 psig. El hidrógeno metano etano y etileno se rechazan completamente como gas de salida, mientras que el propileno, propano, C_4 y componentes más pesados por los fondos se mandan al despropanizador. La corriente de los domos del deetanizador es enfriada con una corriente de etileno a -130 °F. El remanente de vapor del horno se enfría a casi -195 °C . Los líquidos condensados se envían a un desmetanizador.

La corriente de los domos del desmetanizador se envían como combustible y la corriente de fondos (etano y etilenos recuperados), se alimentan a un fraccionador de etileno que opera a una presión de 60 psig aproximadamente. Este equipo tiene integrado un sistema de refrigeración utilizando etileno, con reflujo y rehervidor. En la corriente de los domos se obtiene etileno y por los fondos se obtiene etano que se recicla a un calentador de etano.

En el despropanizador por los domos sale propileno-propano y por los fondos C_4 y componentes más pesados que se envían a límites de batería. La corriente con propileno-propano se alimenta a un fraccionador de propileno que opera a 20 psig aproximadamente, en este equipo se obtiene por el domo propileno como producto y el propano que sale por los fondos se recicla a un calentador o se separa como gas LPG.

La refrigeración de la unidad se suministra por compresores centrífugos operando en un sistema de cascada.



	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	PROCESO LUMMUS Co ESQUEMA No 1	
FACULTAD DE INGENIERIA	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO	MEXICO

III.2 PROCESO PETROCARBON DEVELOPMENTS LIMITED, (8)

Aplicación.

Un proceso para la producción de etileno, propileno y benceno por cracking de varios destilados fraccionados.

Alimentación.

Fraciones de naftas ligeras y pesadas.

Productos.

Los productos primarios son etileno y propileno de alta pureza, una fracción de aromáticos de la cual se puede recuperar benceno y tolueno de alta pureza a bajo costo en relación con la alimentación.

Descripción del proceso.

El esquema de proceso (ver esquema No. 2) ilustra la instalación de cracking seguida por una unidad de destilación típica a baja temperatura para producir etileno y propileno.

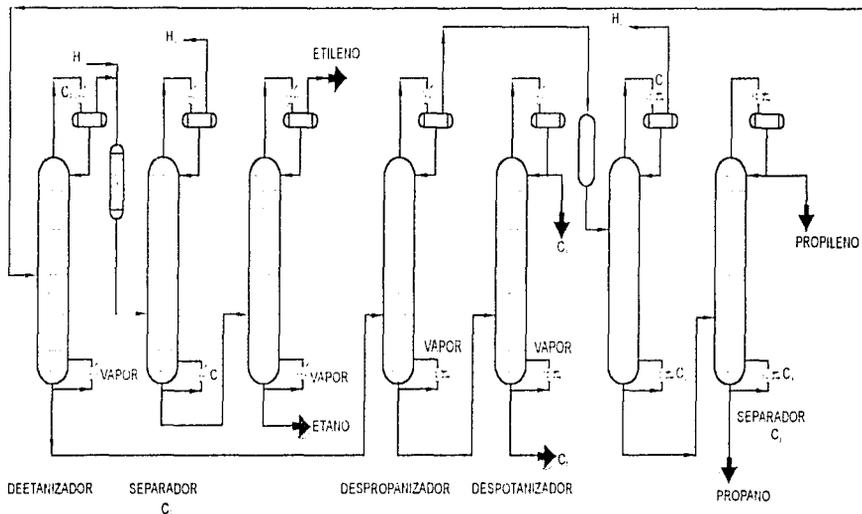
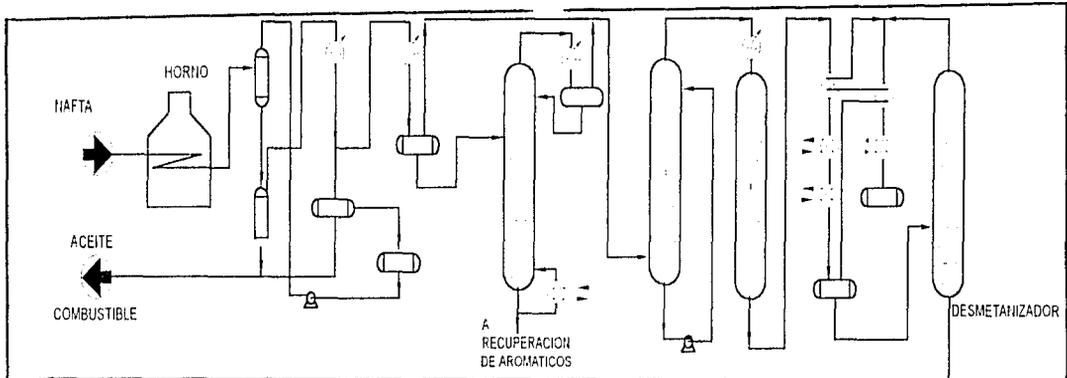
La nafta se bombea al horno de cracking en la sección baja en la cual la alimentación se vaporiza y precalienta antes de entrar a la sección de cracking. Una cantidad limitada de vapor se adiciona a la nafta antes de que se sujete a las condiciones de cracking 750-780°C. La cantidad suficiente de vapor se genera para este propósito en la sección de consumo de calor del horno.

La mezcla de gas sale del horno y se enfría rápidamente cerca de 120 °C separándose en esta etapa fuel-oil (de la mezcla de gas). De esta forma la etapa de enfriamiento produce más fuel-oil y también fracciones ligeras, las cuales se bombean a una columna estabilizadora. Los hidrocarburos más ligeros que los C₄ se regresan a la corriente de gas. La fracción del líquido que sale de la base del estabilizador se puede destilar para dar fracciones de benceno y tolueno de alta pureza las cuales se purifican para utilizarse como reactivos químicos.

La fracción gaseosa se comprime a 500 psig, se enfría y seca sobre un desecante sólido. Se enfría de tal manera que la corriente del producto salga cerca de -115°C por medio de la refrigeración del etileno. Los hidrocarburos condensados se pasan sucesivamente a través de un desmetanizador, desetanizador y despropanizador, donde se recupera metano, C₂ y C₃. El etileno y propileno son la corriente apropiada en la hidrogenación de acetilenos y dos etapas de fraccionamiento.

La fracción del líquido que sale del desetanizador entra al despropanizador donde una fracción de C₄ sale por los domos. El propileno grado polimero es producido por hidrogenación de los acetilenos en esta mezcla por una doble destilación. Una fracción de propano se puede extraer para usarse como gas licuado de petróleo (LPG).

La fracción líquida que viene del despropanizador se descompone en C₄ y C₅ en el desbutanizador.



	TESIS PROFESIONAL		
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO		
	EDUARDO E LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS		
	PROCESO		
FA (E) (T) (A)	PETROCARBON DEVELOPMENTS LIMITED		UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
DE	ESQUEMA No 2		MÉXICO
QUÍMICA			MÉXICO

El sistema de refrigeración para el proceso está formado por dos ciclos que operan en cascada. Se usan para éstos, compresores centrífugos.

III.3 PROCESO LURGLRUIGAS, LURGLCORPORATION, (5)

Aplicación.

Un proceso para la producción de etileno, propileno, monoolefinas y compuestos aromáticos de hidrocarburos.

Alimentación.

Aceite crudo o cualquier producto de aceite mineral de etano a aceite residual, incluyendo LPG, nafta ligera y destilado pesado.

Productos.

Etileno, propileno, isobutilenos, butadienos, fracciones de gasolina, hidrocarburos aromáticos (benceno, tolueno, xileno), naftenos, metano, hidrógeno y otros gases secundarios. La relación de producción de propileno a etileno pueden variar entre 0.3 a 0.9.

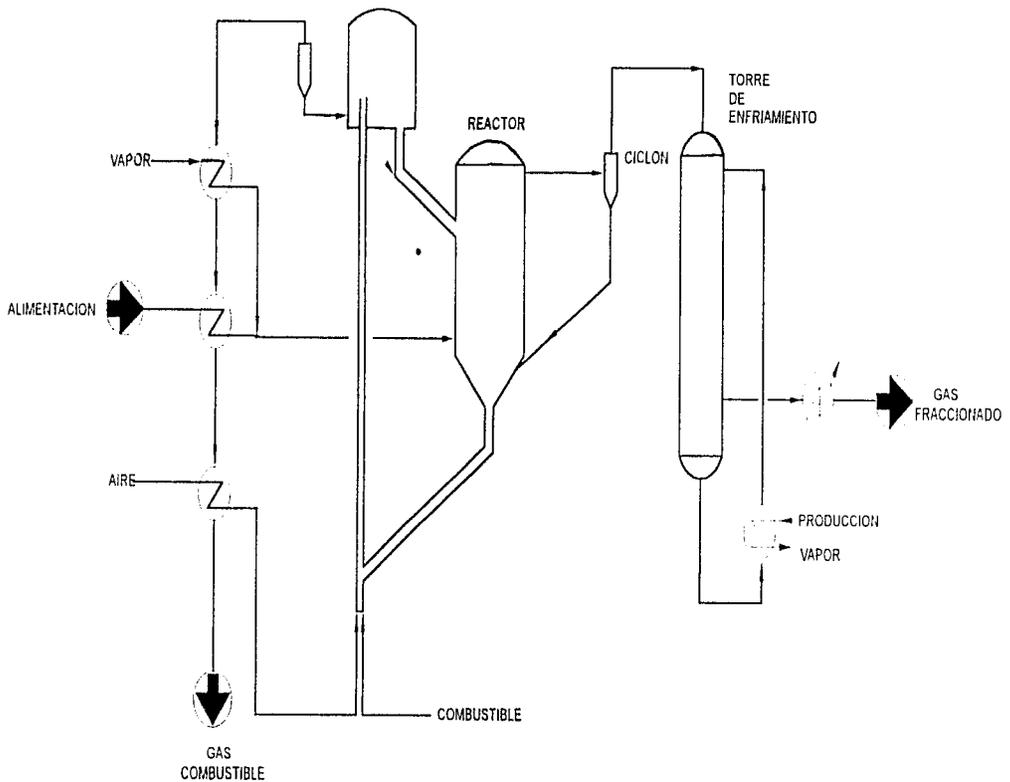
Descripción del proceso.

El proceso (ver esquema No. 3) es una combinación de técnicas de lecho fluidizado y de lecho en capas, con circulación de arena como conductor de calor.

La alimentación se calienta a 300-400°C, aprovechando el calor que se disipa en el proceso, por lo que se envía este al lecho de arena fluidizada del reactor, junto con el vapor sobrecalentado. La arena caliente cede su calor para calentar los hidrocarburos a la temperatura del cracking que se encuentra entre 700 y 850 °C dependiendo de la alimentación o de la relación entre propileno y etileno que se desee. La temperatura del cracking se mantiene constante entre los límites de disminución, y los rangos de los tiempos de reacción entre 0.3 y 0.5 segundos. El consumo de calor del proceso de cracking reduce la temperatura de la arena cerca de los 100°C. El gas fraccionado sale del lecho fluidizado y se alimenta a un ciclón de finos, posteriormente pasan a una torre de enfriamiento para ser preenfriados por medio de una circulación de aceite recuperándose el calor, y finalmente se enfrían.

Los gases se fraccionan en una torre a baja temperatura.

En el reactor, la arena se recubre con coque del cracking. La arena se extrae continuamente del lecho fluidizado, transportada por medio de los gases calientes de combustión a través de la columna de arena para que suba, haciendo que el aire caliente suba también. Los gases de transferencia se generan por combustión del aceite combustible, o por aceite pesado del proceso por medio de aire precalentado.



	<p>TESIS PROFESIONAL</p>	
	<p>ELABORACIÓN DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO</p>	
	<p>EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILAS</p>	
<p>FACULTAD DE QUÍMICA</p>	<p>PROCESO LURGI RINGAS, LURGI Co</p>	<p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</p>
	<p>ESQUEMA No 3</p>	

Los depósitos de coque sobre los gránulos de arena se queman por medio de una pequeña cantidad de aire azufroso controlada, con lo cual se regenera la arena. El carbón caliente que se extrae de la arena se regresa al reactor. Los gases de salida se usan para sobrecalentar la alimentación, el vapor del proceso y la conducción del aire.

III.4 PROCESO BADISHE ANILIN AND SODA FABRIK.⁽⁶⁾

Aplicación.

Un proceso para la fabricación de etileno, propileno, olefinas C_4 .

Alimentación.

Consiste de fracciones ligeras o pesadas de aceite crudo.

Productos.

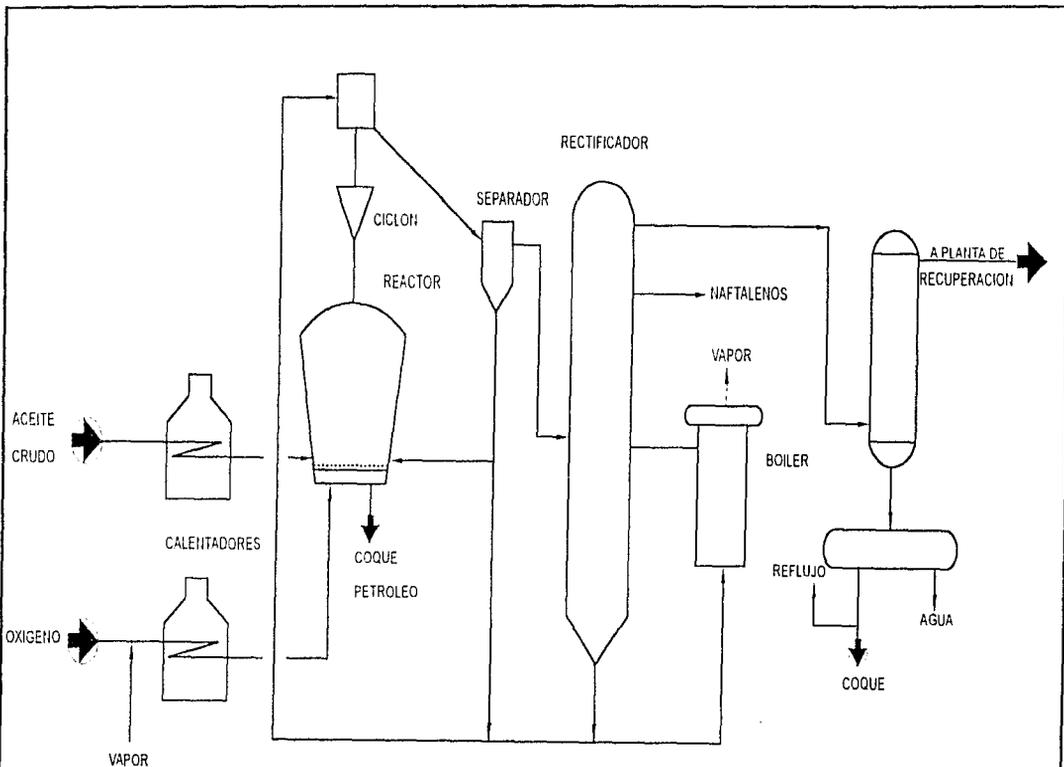
Etileno, propileno y olefinas C_4 .

Descripción del proceso.

El proceso (ver esquema No. 4) se basa en la descomposición térmica de aceite crudo utilizando la técnica de lecho fluidizado. El catalizador se emplea únicamente para la reacción de subproductos. El calor para la reacción de descomposición endotérmica se proporciona por la reacción exotérmica del coque del petróleo, que se forma en la descomposición, al inyectarse oxígeno con vapor al lecho fluidizado.

En el reactor de grano fino el coque del petróleo se fluidiza por medio de vapor, el ha sido previamente calentado aproximadamente a 500°C e inyectado en una corriente ascendente a través del reactor. El aceite crudo se calienta en un rango de 300 - 400°C y se inyecta al reactor. El exceso de coque de petróleo que se tiene en la descomposición, se separa del lecho fluidizado. La temperatura del reactor es aproximadamente de 740°C . Los productos de la descomposición pasan a un ciclón, donde cualquier tipo de gránulo que entra se separa y se regresa al reactor. El gas libre de sólidos pasa a un sistema de enfriamiento en donde los productos de reacción se enfrían aproximadamente 300°C , por medio de la recirculación de aceite de enfriamiento. De este modo, se eliminan totalmente los polvos residuales y los constituyentes bituminosos se separan del gas. El aceite pesado pasa a los fondos del sistema de enfriamiento siendo la recirculación del sistema, el exceso se regresa al reactor.

Los gases y vapores que se extraen del separador se pasan a una columna donde la temperatura inferior se mantiene a 100°C . En esta columna, los aceites se condensan entre 300 y 100°C y se fraccionan, una porción de los que contienen alto punto de ebullición fluyen a los fondos de la columna para la circulación al sistema de enfriamiento. El calor del gas se recupera en un calentador. Una fracción rica en naftaleno se descarga en uno de los platos que se localiza a la mitad de la columna. Los aceites de bajo punto de ebullición pasan al domo de la columna junto con el gas y se condensan en un sistema junto con el vapor fluidizado. Los aceites ligeros que consisten de aromáticos ligeros se separan del agua y se recirculan a la parte superior de la columna, el exceso se descarga como producto final. El gas no condensado pasa a una planta de separación en donde los subproductos se procesan a baja temperatura en gas de síntesis.



	<p>TESIS PROFESIONAL</p>	
	<p>ELABORACIÓN DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO</p>	
	<p>EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS</p>	
	<p>PROCESO</p>	
<p>FACULTAD</p>	<p>BADISHE ANILIN AND SODA FABRIK</p>	<p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</p>
<p>DE</p>	<p>ESQUEMA No 4</p>	<p>MÉXICO</p>
<p>QUÍMICA</p>		

por ejemplo: hidrógeno, CO y metano, siendo estos separados y los productos totales de la pirólisis, por ejemplo: etileno, propileno y fracción de C_4 rica en butadieno se recuperan.

III.5 PROCESO UNION OIL COMPANY OF AMERICA.⁽²⁾

Aplicación.

Un proceso par la recuperación de hidrógeno puro, metano, acetileno, etileno y propileno.

Alimentación.

Es una corriente de gas, la cual se puede derivar de operaciones de gas natural, operaciones de cracking a alta temperatura sobre cualquier hidrocarburo ligero o gaseoso u operaciones de reformación de vapor-metano para la producción de hidrógeno.

Productos.

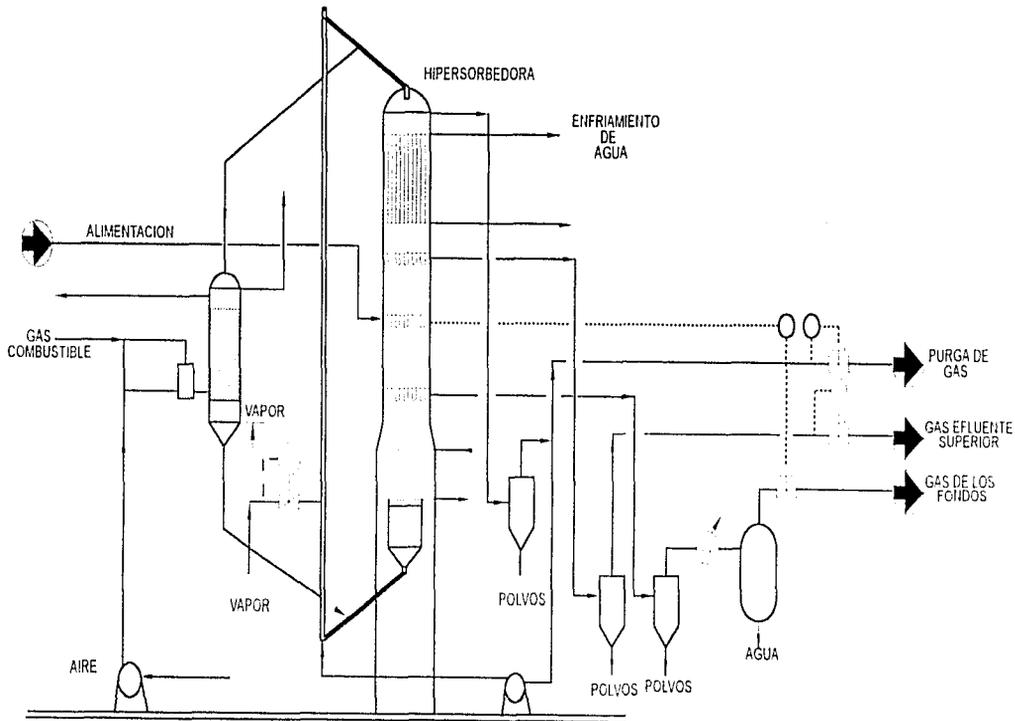
Es un proceso de hipersorción, en el cual se separan hidrocarburos volátiles y otros compuestos gaseosos. Es aplicable a la recuperación de hidrógeno puro, metano, acetileno, etileno y propileno.

Descripción del proceso.

La alimentación de gas (Ver esquema No. 5) que entra a través de un distribuidor sube a contracorriente a un lecho móvil de carbón activado. En su paso a través del lecho, el componente más pesado se absorbe y retiene sobre el carbón. El producto gaseoso superior comprende los componentes más ligeros de la alimentación, se separa del carbón por abajo del enfriador y pasa por un ciclón. El carbón fluye descendiendo abajo del punto de alimentación a la sección de rectificación donde está en contacto con un reflujo de componentes pesados, se separa en el agotador el cual sirve para liberar los componentes más ligeros que se absorben sobre el carbón móvil que desciende. Así, se tiene una concentración de estos últimos componentes en fase vapor y si se desea se puede separar como una parte de la fracción del producto del gas en un punto entre las secciones de alimentación y separación del producto de gas del fondo. Como el carbón fluye fuera de la sección de separación del producto de gas en la sección de vaporización, ésta reúne un flujo ascendente de vapor, el cual libera los componentes pesados absorbidos, y este flujo ascendente regresa como reflujo o sale como producto de gas del fondo del hipersorbador.

El carbón fluye de la sección de vaporización a la sección de agotamiento. Dentro de ésta pasa hacia abajo de los tubos, los cuales se calientan por medio de circulación por transferencia de calor y a través de los cuales el vapor pasa a contracorriente del carbón. El punto más caliente en el agotador está en el fondo de esta sección y sustancialmente todo el material de absorción residual se separa durante el transcurso del carbón a través de esta zona.

Una unidad de regeneración de carbón actúa paralelamente al hipersorbador, y esta se lleva a cabo con tratamiento de vapor a alta temperatura para mantener la actividad del carbón.



	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	UNION OIL COMPANY OF AMERICA	
FACULTAD DE QUÍMICA	PROCESO UNION OIL COMPANY OF AMERICA ESQUEMA No 5	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

El carbón se transporta a la parte superior de la torre por medio de un sistema de transferencia de gas y se deposita en la reserva de carbón en la parte superior de la unidad.

El carbón caliente pasa por debajo de la tolva en la sección de enfriamiento, que consiste en un tubo y cambiador de coraza, donde el carbón se enfría a la temperatura deseada para la absorción.

III.6 PROCESO LINDE.⁽¹¹⁾

Aplicación.

Un proceso para la producción de etileno.

Alimentación.

Etano, propano, butano, gasolinas y naftas.

Productos.

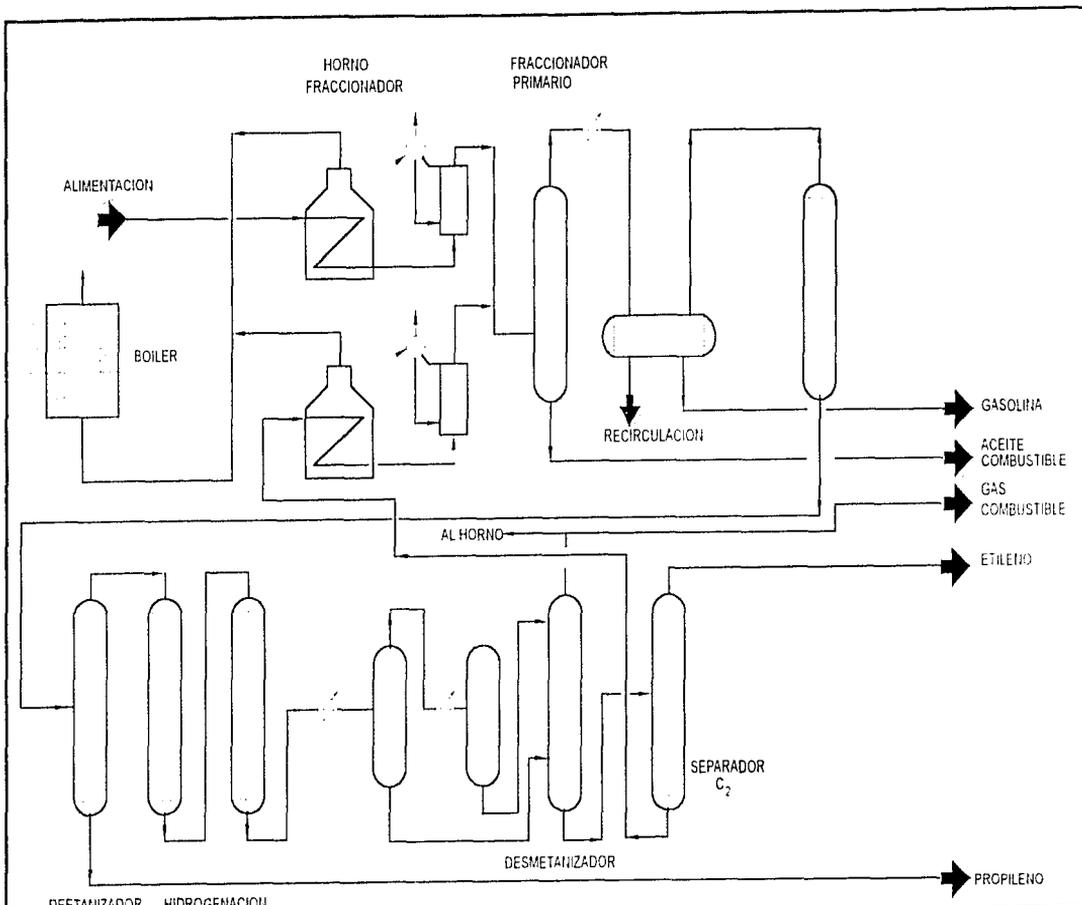
Etilenos grados polímero, propileno, butadieno, butileno pirólisis de gasolinas, aromáticos e hidrógeno. La distribución de los productos depende esencialmente de la carga alimentada al horno de pirólisis.

Descripción del proceso.

La carga se alimenta (ver esquema No. 6) justo con una recirculación de etano-propano en fase vapor, al horno fraccionador. La temperatura del gas fraccionado se reduce rápidamente en un quemador de alta presión que fluye al fraccionador primario, donde se separa una fracción de hidrocarburos (aceite combustible). El gas del domo se enfría hasta la condensación, el cual se recircula y la fracción de gasolina que recibe un tratamiento según las especificaciones requeridas. El gas se comprime cerca de 450 psig, más tarde los componentes del gas ácido se alimentan a un nivel de presión intermedio. El gas se seca a alta presión con un sólido desecante, se enfría por un cambiador de calor el cual se usa como refrigerante propileno, y residuos de gas frío, y posteriormente fluye a un desetanizador.

Los productos del fondo del desetanizador (corriente C; pesados) se extraen para procesarlos y separarlos. El flujo del domo pasa a proceso de hidrogenación, por medio de un catalizador de paladio.

La segunda etapa de secado asegura que prácticamente no entre agua a la sección de enfriamiento de la planta. El gas se enfría con los residuos del gas, usando etileno como refrigerante, donde los condensados se extraen a diferentes niveles de temperatura. El enfriamiento brusco se lleva a cabo por medio de una expansión de los residuos de gas en una turbina, o por medio de una revaporización del condensado expandido (el cual se recircula al compresor), a menos que esto supla la temperatura de enfriamiento requerida. De esta forma el etileno perdido en los residuos del gas se mantiene al mínimo, a la cual el refrigerante requerido es relativamente bajo. Los diferentes condensados fluyen al desmetanizador, el condensado enfriado representa el flujo de este fraccionador. El flujo del domo del desmetanizador contiene metano, por lo que algo de hidrógeno se usa para enfriar el gas fraccionado. La corriente de los fondos que contiene



DEETANIZADOR
HIDROGENACION
CATALITICA

	<p>TESIS PROFESIONAL</p>	
	<p>ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERIA BASICA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO</p>	
	<p>EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS</p>	
	<p>PROCESO LINDE ESQUEMA No 6</p>	
<p>FACULTAD DE QUIMICA</p>	<p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO</p>	

etileno y etano se alimenta al separador de C_2 para así, obtener etileno de alta pureza por el domo, y etano en el flujo de los fondos el cual se mantiene por recirculación al horno fraccionador.

El sistema de refrigeración se proporciona por medio de un circuito de compresores de propileno-etileno colocados en cascada. Estos compresores son centrífugos de multietapas y se mueven por medio del vapor de la turbina para incrementar la flexibilidad de la operación.

La planta puede diseñarse para que opere automáticamente con vapor, por lo que el balance se sustituye con la importación o exportación de gas-oil, dependiendo de la demanda del quemador central.

III.7 PROCESO M.W. KELLOGG CO.⁽¹²⁾

Aplicación.

Un proceso para la producción de etileno por pirólisis de vapor de petróleo alimentado.

Alimentación.

Gas refinado, etano, propano, butano, pentano, gasolina natural, nafta ligera y pasada, gas-oil y fracciones pesadas.

Productos.

Etileno de alta pureza (99,9% mol) y propileno, al igual que aromáticos y un gas residual el cual consiste de hidrógeno y metano.

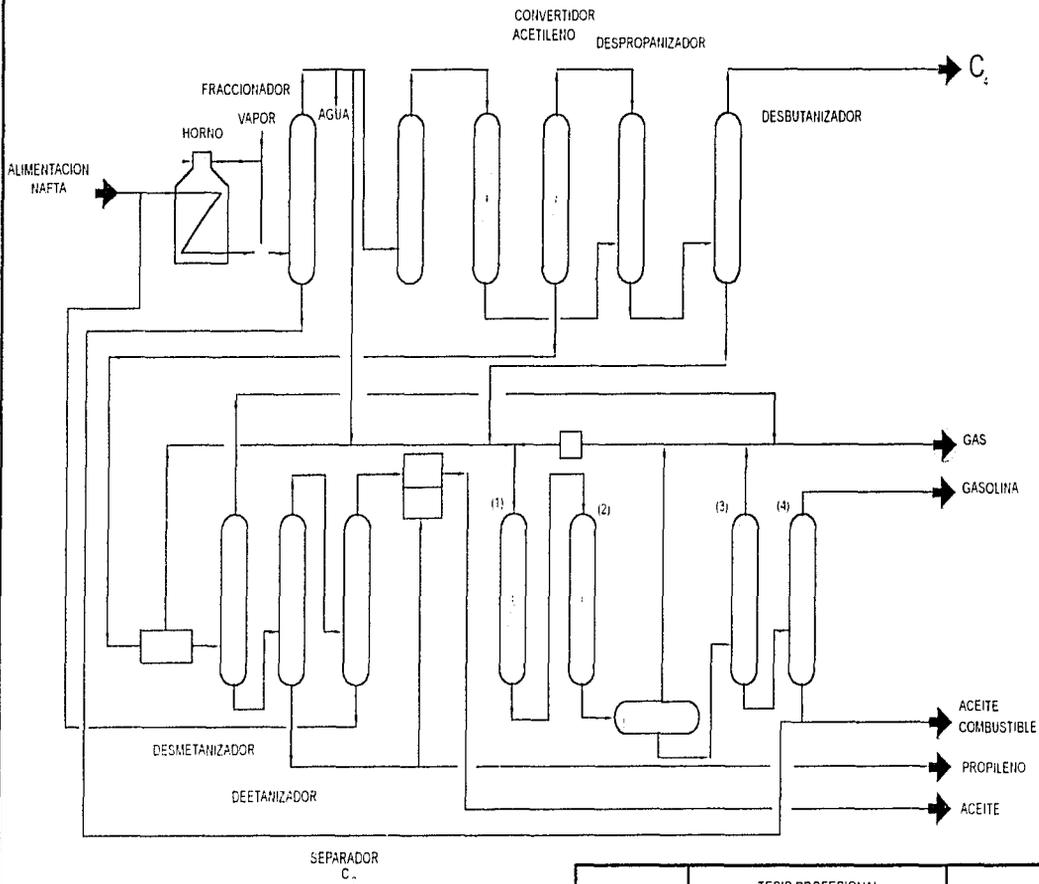
Descripción del proceso.

El esquema de proceso ilustra (ver esquema No. 7) una unidad de fraccionamiento típico a baja temperatura para la producción de olefinas a partir de nafta e incluye el equipo para la hidrogenación selectiva de pirólisis de gasolina.

La nafta junto con vapor pasan a través de un serpentín a alta temperatura en un horno de pirólisis donde se efectúa el cracking. Los productos formados se enfrían parcialmente en un generador de vapor antes del enfriamiento final en una columna de agitación de la cual se extrae una fracción de fuel-oil.

La corriente del domo consiste de gasolina y componentes ligeros, la cual se comprime y pasa a través de un tanque agitador con solución caústica y es secado para entrar al despropanizador. En el despropanizador los componentes ligeros y el propano son separados de los componentes pesados y butano.

La corriente de fondos del despropanizador va a un desbutanizador en donde por el domo salen productos C_4 y por el fondo sale gasolina.



- (1) TORRE DE HIDROGENACION DE DIOLEFINAS
 (2) TORRE DE HIDROGENACION DE OLEFINAS
 (3) TORRE AGOTADORA
 (4) TORRE DE RECTIFICACION



FACULTAD
DE
QUIMICA

TESIS PROFESIONAL
 ELABORACION DE UN LIBRO DE
 INGENIERIA BÁSICA PARA EL PROCESO DE
 OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE
 PROPANO
 EDUARDO E. LOMAS ROMERO
 ANTONIO VALENCIA CUBILLAS

PROCESO
 M W KELLOG
 ESQUEMA No 7



UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTONOMA DE
 MEXICO

La corriente de los domos del despropanizador pasa a través de un convertidor de acetileno donde comprime para mandarla al desmetanizador, en donde se remueven metano e hidrógeno y salen por los domos a baja temperatura, mientras que por los fondos sale una corriente que va a un desetanizador en donde se separan por los domos los componentes C₄ y por los fondos se obtiene propileno como producto.

Las necesidades de refrigeración se suministran por un sistema de cascada externo de etileno-propileno y por un proceso de expansión de gas.

La pirólisis de gasolina se hidrata selectivamente usando una técnica catalítica de dos pasos. En el primer paso la saturación de diolefinas, mientras que en el segundo se completa la operación de saturación con las mono-olefinas residuales. La efuente se enfría y flashea para suministrar la recirculación del gas. El líquido flasheado se envía a la torre de agotamiento donde se absorbe hidrógeno y se separa metano. El flujo de los fondos de esta torre se pasan a la torre de rectificación para la separación de gasolinas.

III.8 PROCESO SELAS CORPORATION OF AMERICA. ⁽¹³⁾

Aplicación.

Para cracking de destilados de fracciones de nafta para producir un máximo de etileno.

Alimentación.

Corridas de destilado directo con puntos de ebullición finales de 400°C.

Productos.

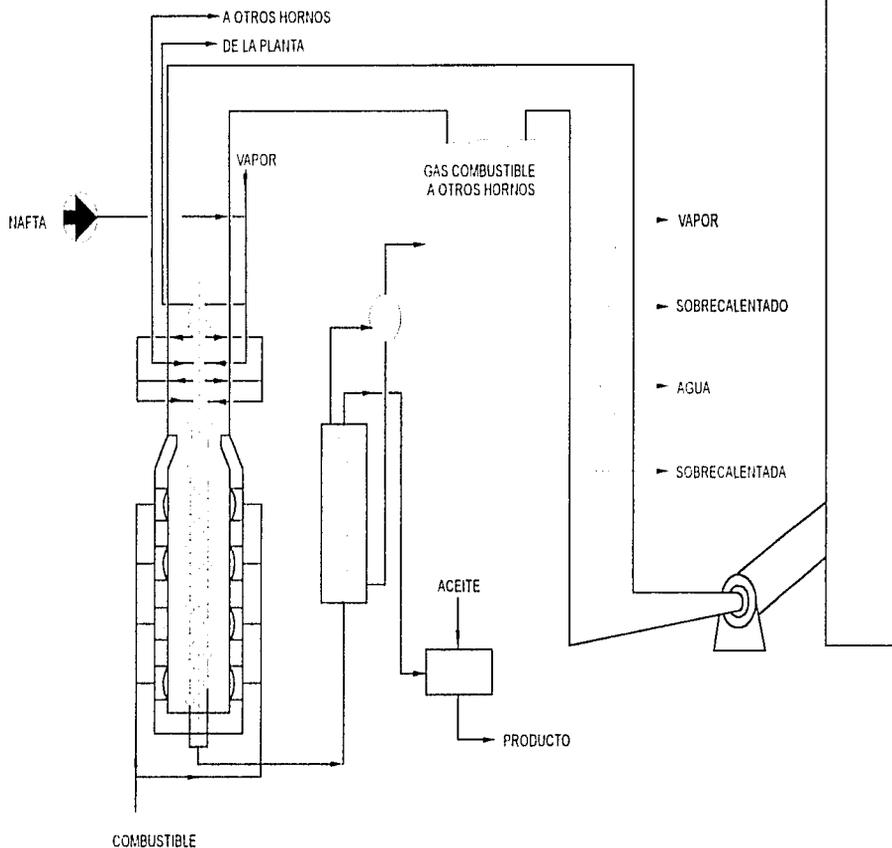
Un efuente que consiste de un alto porcentaje de material oleofínico: etileno, propileno, butileno, butadieno y una fracción de aromáticos recuperables. El producto se procesa por medios convencionales para la recuperación de los productos deseados.

Descripción del proceso.

El proceso de pirólisis de nafta (ver esquema No. 8) consiste en : la nafta alimentada se vaporiza en un cambiador de calor, o se alimenta como un líquido al precalentador en serpentín a baja temperatura en la parte superior de la sección de convección del horno. La nafta una vez vaporizada se mezcla con la cantidad deseada de vapor, el cual ha sido sobrecalentado en la sección de convección y se pasan a través del calentador en serpentín de alta temperatura en la parte inferior de la sección de convección.

La alimentación precalentada pasa a la sección de radiación del horno, donde se aplica el calor necesario por medio de líneas múltiples para que se realice la reacción endotérmica.

El uso de líneas múltiples de calentamiento en el horno del serpentín horizontal permite precisar el control de la relación temperatura-tiempo necesario para la producción máxima de etileno, y también proporciona la flexibilidad para ajustar las operaciones de calentamiento para producir el máximo de subproductos tales como butadieno, o alterar la relación de etileno-propileno.



	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	PROCESO	
FACULTAD DE QUÍMICA	SELAS CORPORATION OF AMERICA ESQUEMA No 8	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

El producto del horno pasa inmediatamente al quemador de vapor de alta presión, el cual sirve para reducir la temperatura en una fracción mil segundos, tanto que las reacciones indeseables de formación de coque se minimizan. El producto pasa entonces sobre un aceite de enfriamiento donde se reduce más la temperatura. Del aceite de enfriamiento el producto pasa a la sección de recuperación, donde el etileno y subproductos se separan y purifican.

El vapor se produce de los quemadores de vapor de alta presión, a una presión lo suficientemente alta para dirigir eficientemente las turbinas sobre los compresores.

El calor recuperado del horno se puede utilizar para sobrecalear la agua alimentada al quemador.

La producción total de etileno en la planta se incrementa haciendo recircular y fraccionar el etano formado en un horno separado de pirólisis.

III.9 PROCESO STONE AND WEBSTER ENG. CORP. ⁽¹⁸⁾

Aplicación.

Un proceso para la producción de olefinas y bloques de aromáticos para la industria petroquímica donde los hidrocarburos ligeros y destilados de petróleo se usan como alimentación.

Alimentación.

El proceso se aprovecha para procesar gas de refinería, etano, LPG, gasolina natural y un destilado con un rango amplio desde nafta hasta aceites crudos.

Productos.

Los productos preliminares son etileno y propileno con variación de relaciones y de una pureza arriba del 99,9% mol. Los principales productos son hidrógeno, una corriente de C₄ de la cual se pueden recuperar butilenos y butadienos, y un destilado de aromáticos, el cual se puede tratar para el uso de gasolina mezclando materia prima o procesando para la recuperación de aromáticos.

Descripción del proceso.

El proceso con alimentación de nafta se observa en el esquema de proceso (ver esquema No. 9). La nafta se fracciona en presencia de vapor a alta temperatura en un horno tubular. Los productos de etileno a partir de nafta cuando se produce etano, se recirculan al fraccionador hasta tener un rango de extinción arriba del 36% dependiendo de las características de la nafta alimentada y de la severidad del cracking. El efluente del horno se enfría inmediatamente por medio de cambiadores de calor para producir vapor, antes de que se pase al fraccionador primario. La fracción de gasolina y aceite combustible se separan de los productos fraccionados y los relación del gas de olefinas se comprime a casi 500 psi manométricas. El gas fraccionado se trata para eliminar los gases ácidos y seca sobre un sólido desecante, posteriormente se pasa a baja temperatura a la unidad de recuperación.

El gas tratado se enfría primero por un cambiador de calor y por refrigeración, después pasa al desmetanizador donde se obtiene hidrógeno y metano de la corriente del domo. Es posible tener una alta recuperación de hidrógeno (casi del 85% mol de pureza) mejorándose el proceso del gas. El gas residual rico en metano se separa como combustible.

El flujo de los fondos del desmetanizador pasa al desetanizador donde la corriente del etileno-etano se obtiene por el domo y se trata para eliminar acetilenos por hidrogenación catalítica, la mezcla de C_2 se fracciona en una columna y el producto etileno de alta pureza se obtiene por el domo. La torre fraccionadora opera a casi 225 psi manométricas, lo que permite separar al producto, el cual está en estado vapor o líquido. No se requiere de un fraccionamiento adicional de C_2 en el domo, por lo que la separación primaria en el desmetanizador y otro fraccionador son suficientes para conseguir la especificación del producto etileno final. La corriente de los fondos de la columna de fraccionamiento de etano se recirculan para su desintegración en un horno separado de pirólisis.

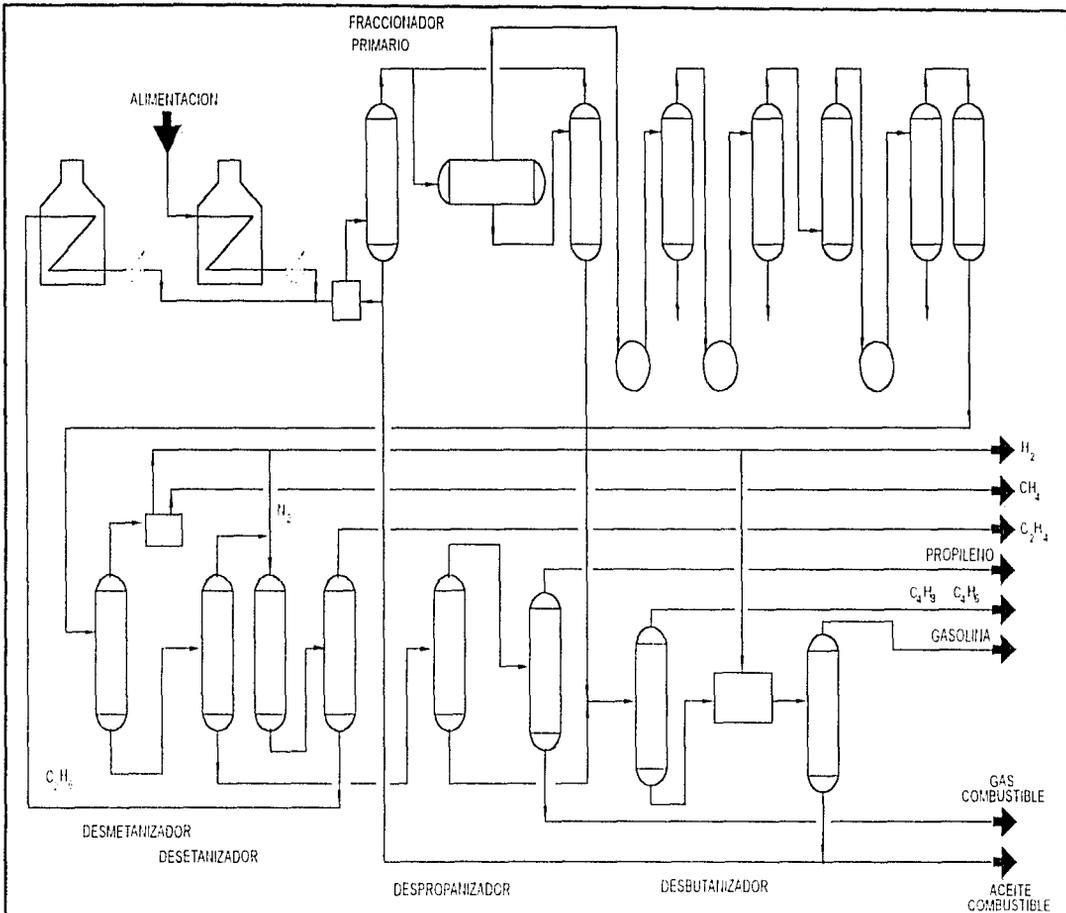
El flujo de C_3 de los fondos del desetanizador se alimenta al despropanizador donde la corriente de C_3 se obtiene del domo y se fraccionan en una columna de C_3 . El propileno de alta pureza se obtiene por el domo de la columna y por los fondos se obtiene propano, el cual se recircula para fraccionarlo o para separarlo como producto o como combustible.

El flujo de los fondos del despropanizador se envía al desbutanizador donde una corriente de C_4 con alta concentración de butadieno se obtiene por los domos. Esta corriente es una alimentación adecuada para la unidad de extracción de butadienos. El flujo de los fondos del desbutanizador, combinado con un condensado de la sección de compresión se pasan a la unidad de hidrogenación para destilar aromáticos de alto grado y mezcla de gasolinas.

La refrigeración se basa en un sistema de cascada de etileno-propileno.

Dependiendo de las consideraciones económicas y capacidades para una cierta destilación es el producto que se obtiene. Los compresores centrífugos para su uso requieren de un motor eléctrico, de vapor o turbinas de gas, o incluso locomotoras de gas como motocompresor cuando se usan en la planta de motores eléctricos, el cracking de nafta se basa en el balance de vapor y combustible.

Este proceso varía en cada instalación, dependiendo de la alimentación, especificación del producto y subproducto, costo y servicios del lugar y del precio del producto. En los E. U. Se prefiere como alimentación etano, propano y gas de refinería, por lo que la reducción de C_4 y de hidrocarburos pesados es factible en este proceso.



	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	PROCESO STONE AND WEBSTER ENG CORP ESQUEMA No 9	
FACULTAD DE QUÍMICA	UNIVERSIDAD DE VALENCIA AUTÓNOMA DE VALENCIA	

III.10 PROCESO C. E. BRAUN AND CO. ⁽¹⁵⁾**Aplicación.**

Un proceso para la producción de etileno, diolefinas y otras olefinas; utilizando varios destilados e hidrocarburos ligeros como alimentación.

Alimentación.

Nafta o cualquier materia prima desde etano hasta gas-oil incluyendo gases de refinería.

Productos.

Etileno y propileno grado polímero. Los subproductos son ricos en hidrógeno, metano, un producto C_3 conteniendo de 90-94% mol de propano, un producto C_4 que consiste en butenos y butadienos, un alto grado de octano, producto de gasolina con altos aromáticos y fuel-oil.

Descripción del proceso.

Como ya se dijo puede usarse cualquier alimentación, esta descripción se aplica en particular a nafta.

El proceso Braun (ver esquema No. 10) fracciona la nafta en presencia de vapor en un horno tubular. El etano y propano que se producen se recuperan y fraccionan para producir etileno adicional.

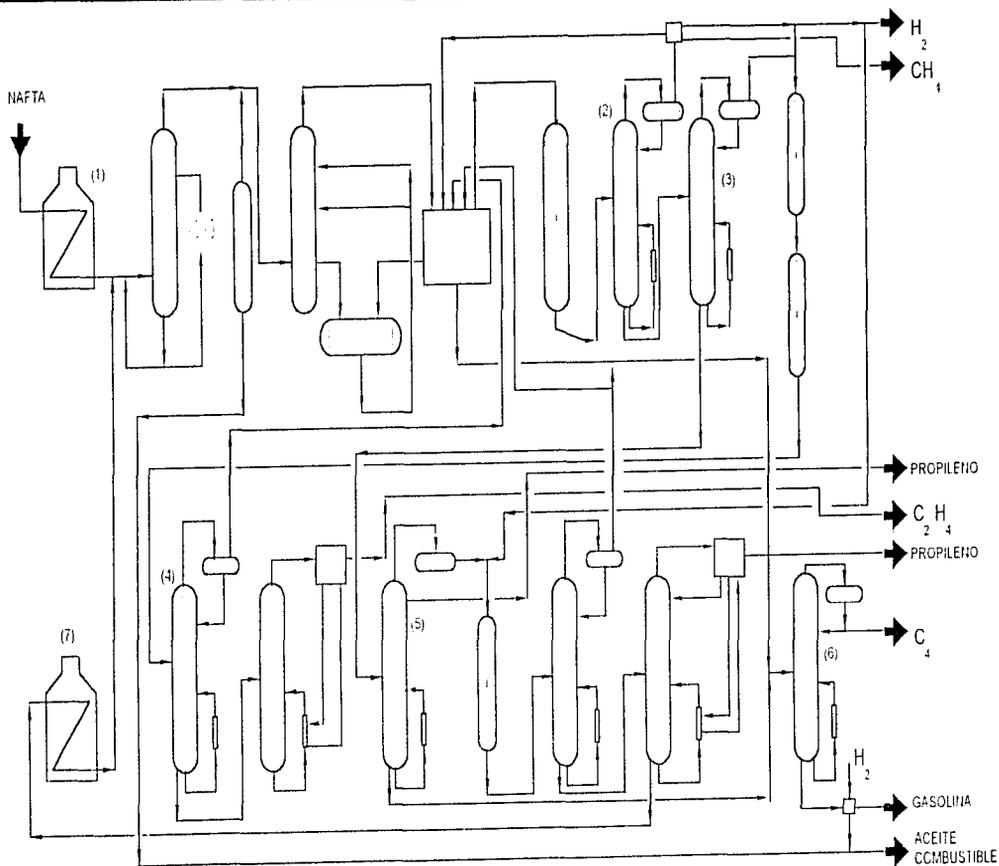
Los efluentes calientes del horno se enfrían en una línea de cambiadores de calor por generación de vapor a alta presión. Los gases enfriados se enfrían primero por circulación de aceite y después por circulación de agua. Con estas dos etapas de enfriamiento se tiene un mejor calentamiento económico reduciéndose la acción de la alimentación del compresor.

Los gases incondensables fraccionados del agua de enfriamiento se comprimen, agitados por NaOH, para eliminar los gases ácidos pasando después a secado por medio de anhídrido de aluminio desecante, para alimentarlos al desmetanizador.

La corriente de los domos del desmetanizador se expande y se enfría abajo de 150 °F reduciendo así las pérdidas de etileno en el gas de salida. Los fondos del desmetanizador se envían al desetanizador.

El etileno con grado de polimerización se recupera del domo del desetanizador, por una primera subinyección en una hidrogenación catalítica para eliminar el acetileno, entonces se efectúa un segundo secado secundario para eliminar la inyección continua de metanol y también la fracción secundaria del desmetanizador y la fracción de C_2 . La fracción de C_2 opera en una bomba caliente junto con el sistema de refrigeración de propileno.

Los fondos del desetanizador se alimentan a un despropanizador, mientras la corriente de los domos es un producto de C_4 que contiene 90 a 94 % mol de propileno. El propileno grado polímero se puede obtener de la misma manera que se obtuvo el etileno grado polímero, pero en vez de eliminar acetileno se eliminan propadieno y metilacetileno.



- (1) HORNO PARA PIROLISIS DE NAFTA
- (2) DESMETANIZADOR PRIMARIO
- (3) DEETANIZADOR
- (4) DESMETANIZADOR SECUNDARIO
- (5) DESPROPANIZADOR
- (6) DESBUTANIZADOR
- (7) HORNO PARA PIROLISIS DE PROPANO Y ETANO



FACULTAD
DE
QUIMICA

TESIS PROFESIONAL
ELABORACION DE UN LIBRO DE
INGENIERIA BASICA PARA EL PROCESO DE
OBTENCION DE PROPILENO A PARTIR DE
PROPANO

EDUARDO E. LOMAS ROMERO
ANTONIO VALENCIA CUBILLAS

PROCESO
C. F. BRAUN AND Co
ESQUEMA No 10



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE
MEXICO

Los fondos del despropanizador se alimentan al desbutanizador. El domo del desbutanizador contiene un producto de C_4 que consiste de butilenos y butadienos. La corriente de los fondos está en combinación con el destilado que se produce en la sección de enfriamiento y se alimenta después a la sección de hidrogenación de gasolinas.

En la sección de hidrogenación se realiza media hidrogenación catalítica en la pirólisis de la gasolina cruda para eliminar la formación de gomas diolefinicas. La gasolina hidratada se estabiliza entonces a la presión de vapor requerida y se conduce para producir la gasolina con el punto final requerido. Los fondos de la torre de fraccionamiento se combinan con la corriente de fuel-oil de la sección de enfriamiento para la formación de producto de fuel-oil.

III.11 PROCESO COASTAL STATE PETROLEUM CO. FOSTER WHEELER CORE⁽¹⁶⁾

Aplicación.

Un proceso adiabático con catálisis de lecho fijo para deshidrogenación de hidrocarburos ligeros. El proceso puede operar para producir tanto como mono y diolefinas.

Alimentación.

Parafinas de tres a cinco carbonos, monoolefinas y mezclas de ambos.

Productos.

Propileno a partir de propano, monoolefinas C_4 a partir de butano e isobutano, butadieno a partir de n-butano, n-butadieno a partir de la mezcla de los dos últimos, monoolefinas C_5 a partir de pentano e isopentano e isopropeno a partir de isopentano.

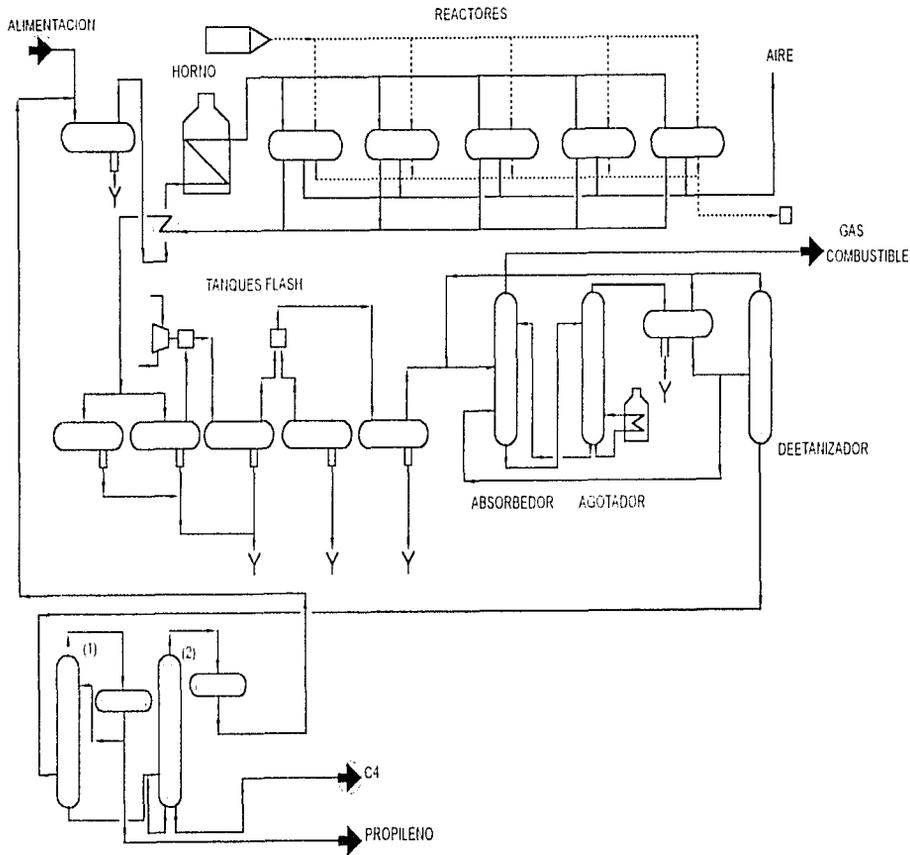
Descripción del proceso.

En este proceso (Ver esquema 11) se realiza una operación típica, la alimentación se precalienta a una determinada temperatura de reacción, antes de entrar a los reactores de lecho fijo donde se realiza la catálisis. El efluente caliente saliente de los reactores, se envía a una torre enfriadora donde se recircula el efluente para ponerlo en contacto directo con aceite, después esta corriente se comprime y se enfría para luego pasar a un sistema convencional de absorción y estabilización.

La corriente del producto estabilizado se envía a un sistema de extracción apropiado para recuperar un producto de alta pureza. Cuando las monoolefinas no son removidas del producto, en un acumulador serán removidas con alguna parafina.

Las válvulas de operación son controladas por un timer especial de ciclos, el número de ciclos se determina según el programa de reacción; purgando y regenerando secuencialmente al sistema de reactores.

Los hidrocarburos se purgan en la corriente de entrada a los reactores antes de la regeneración y de los gases de combustión son removidos después de la regeneración.



(1) TORRE FRACCIONADORA
(2) DESALETADORA

	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACIÓN DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	PROCESO COASTAL STATE PETROLEUM Co	
FACULTAD DE QUÍMICA	ESQUEMA No 11	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Condiciones de operación.

En este proceso cíclico las condiciones de operación son elegidas esencialmente adiabáticas, con el aire requerido para que se lleve a cabo la reacción durante el periodo de alimentación que virtualmente es el mismo que el tiempo de reacción, así como el provisto para la combustión en el depósito de coque durante la regeneración catalítica.

III.12 PROCESO DE RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS.⁽¹⁷⁾**Aplicación.**

Recuperación de gas de refinería y estabilización de gasolina.

Alimentación.

Destilados inestables y corriente de gas húmedo de varias unidades de refinería.

Productos.

Gasolina, propileno-propano, butileno-butano y gas residual.

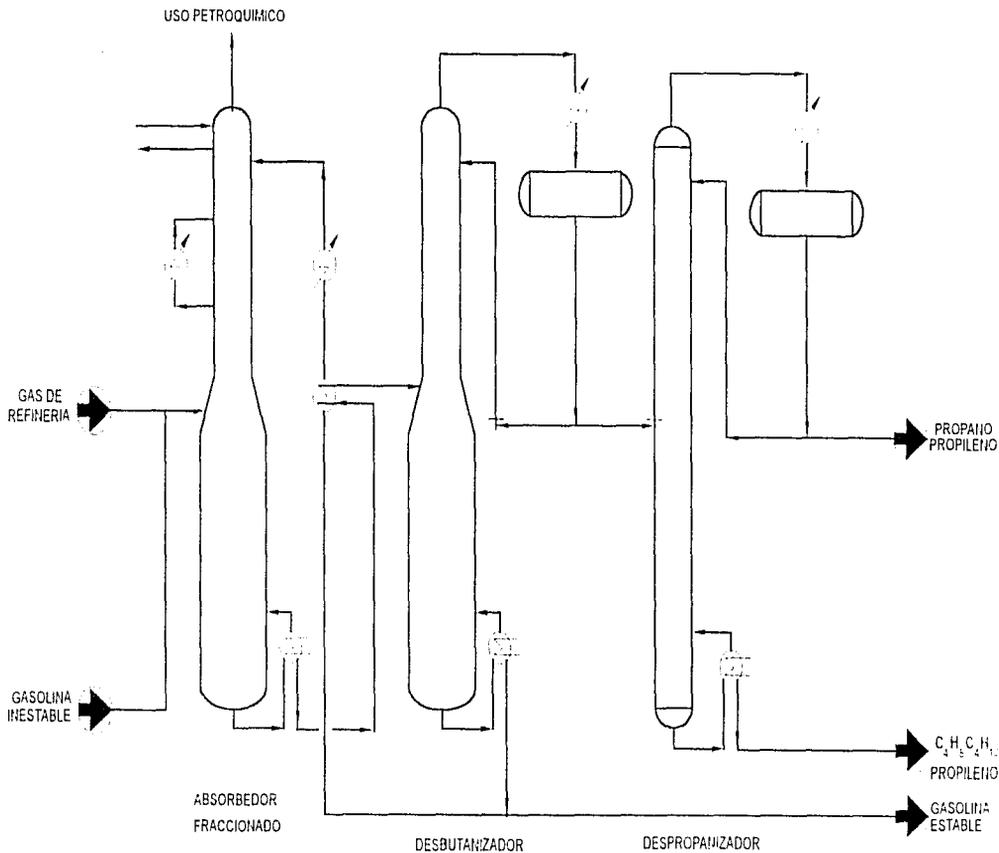
Descripción del proceso.

El diseño de la planta (ver esquema No. 12) depende de las fuentes y cantidades de gases, así como de los destilados inestables que se manejen, o por simple sistema se manejan las corrientes combinadas. Cada situación del refinamiento requiere de una consideración especial y debe proporcionarse gran flexibilidad en las operaciones.

El método de fraccionamiento absorción está adaptado a las variaciones de alimentación y se usa frecuentemente. Una alternativa es el método de fraccionamiento directo para reducir la temperatura. Se han propuesto otras técnicas de separación pero no han resultado factiblemente económicas en las plantas de servicio de gas.

La recuperación de propileno-propano es generalmente del 70-90% con corrientes dirigidas a muy altas recuperaciones, con las cuales en situaciones especialmente económicas puedan ser tan altas como el 98%. Etano y materiales más ligeros se rechazan y junto con los C_3 no recuperables resultan material crudo valioso para manufactura petroquímica. Los métodos para separar y utilizar tales componentes como etano, etileno y propileno son los mismos seguidos en otros procesos.

En el fraccionamiento de absorción las facilidades de recuperación se muestran en el esquema de proceso. La corriente de alimentación que consiste de gas y líquido se carga al fraccionador de absorción que opera a la presión (35-250 psi) y contiene de 20 a 30 pasos de absorción. El medio de absorción es de gasolina estabilizada. Una forma de separar fracciones de C_2 y C_3 se realiza por medio de un rehervidor de agotamiento de vapor. Otra alternativa, es usar la absorción convencional seguida de una desetanización por medio de aceite. Las pérdidas de gasolina del flujo del domo del absorbedor se recuperan por medio de agitación con un aceite pesado absorbente. La sección de absorción puede ser integral o puede representar un absorbedor separado.



	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERIA BASICA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	PROCESO RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIGEROS	
FACULTAD DE QUIMICA	ESQUEMA No 12	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Una alternativa del método para la recuperación de materiales pesados del flujo del domo del absorbedor se basa en el uso de un refrigerante de gas de salida y/o aceite ligero de absorción.

El aceite del absorbedor pasa a una columna de agotamiento (desbutanizador), donde se separan las fracciones de C_3 y C_4 por el domo. Una porción de aceite agotado se recircula al absorbedor y el residuo se extrae y fracciona más, o si se desea a fracciones ligeras o pesadas de gasolina.

En el despropanizador se efectúa una separación entre las fracciones de propano-propileno y butano-butileno. La fracción formada se usa como alimentación de poli-gasolina y contiene la suficiente cantidad de butanos permitida por las especificaciones de propano LPG, después de que el propileno se convierte en gasolina. La fracción butano-butileno se usa como materia prima en las plantas de alquilación y contiene limitaciones similares dependiendo del contenido de propano.

III.13 PROCESO PHILLIPS PETROLEUM COMPANY⁽²⁾

Aplicación.

Un proceso para la producción de etileno e hidrocarburos insaturados.

Alimentación

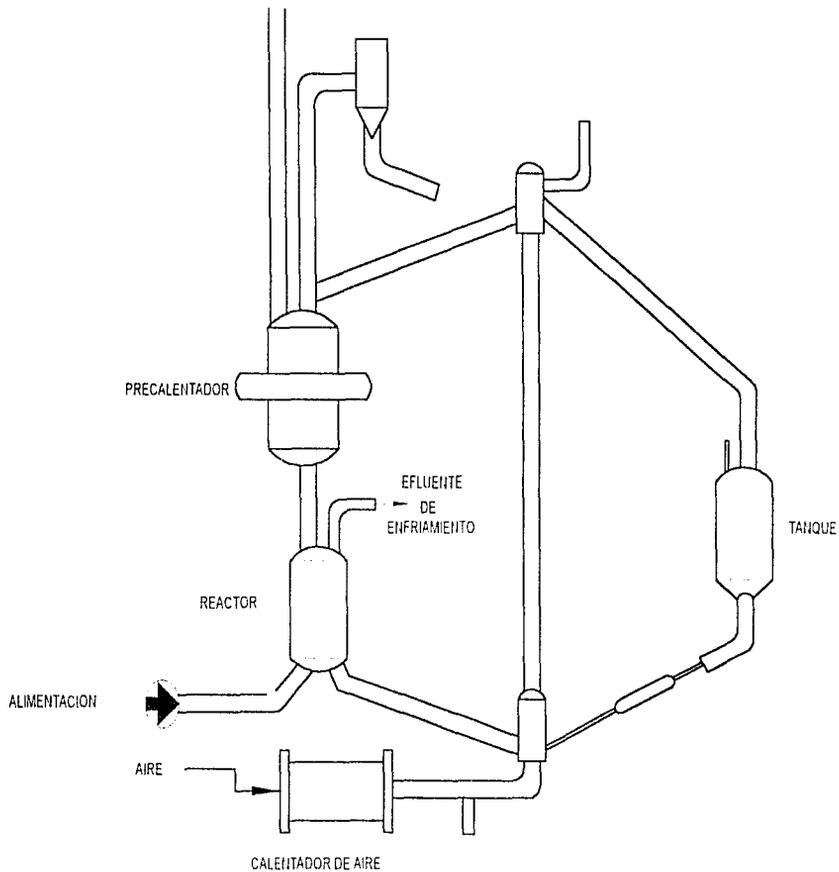
Se puede usar hidrocarburos gaseosos, gases inertes o corrosivos, vapor o aire.

Productos.

Se obtiene etileno y otros hidrocarburos insaturados, predominantemente olefinas, sin embargo el fraccionamiento de hidrocarburos, depende de las condiciones del proceso, como por ejemplo: tiempo de reacción, presión y temperatura.

Descripción del proceso.

En el proceso Pebble Heater, (ver esquema No. 13) circulan continuamente esferas calientes, las cuales se ponen en contacto en el reactor junto con el material que se va a procesar, para efectuar el calentamiento hasta fraccionarse, se tiene un lecho continuo de esferas calientes extendidas a lo largo del reactor y el precalentador, hasta salir por la parte superior del precalentador. Este lecho se va moviendo hacia abajo a través de la cámara a una velocidad que se controla por medio de dispositivos de flujo. En la línea ascendente las esferas circulan por medio de una corriente de aire caliente. Las esferas calientes se depositan fuera de la línea de aire en un recipiente alargado al final de la línea y corren con pendiente hacia abajo al fondo del lecho, en el tanque de esferas calientes. Como el lecho de las esferas calientes se ponen en contacto con los gases de combustión del tipo bustle, donde rodea la porción más baja del recipiente del precalentador. Las esferas una vez calientes pasan a través de un tubo estrecho para llegar a la cámara de reacción, donde la carga gaseosa se calienta por ascensión. La alimentación se introduce por la parte baja del reactor, a través de un distribuidor diseñado para minimizar la interferencia con el flujo de las esferas calientes. Una vez frías las esferas, fluyen hacia abajo y salen del reactor por un ducto dentro del recipiente, para ser regresadas por la eliminación de la presión de la cámara. Cuando los hidrocarburos están en proceso, los gases calientes pasan fuera, hacia



	<p>TESIS PROFESIONAL</p>	
	<p>ELABORACIÓN DE UN LIBRO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO</p>	
	<p>EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS</p>	
	<p>PROCESO PHILLIPS PETROLEUM COMPANY</p>	
<p>FACULTAD DE QUÍMICA</p>	<p>ESQUEMA N° 13</p>	<p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</p>

el fondo del reactor. En un recipiente de enfriamiento brusco, disminuyendo así la temperatura rápidamente al ser rociados con agua.

Como precaución para evitar mezclas de gases de combustión con los efluentes del reactor, se mantiene un balance de presión, y a través del tubo entre el precalentador y el reactor. Posteriormente para tener una separación segura de los gases, se inyecta vapor al tubo entre las cámaras, usando vapor sellador para la separación del gas que se alimenta a el reactor y la olla de marmita.

III.14 PROCESO USC STONELAND WEBSTER ENGL CORE⁽¹⁸⁾

Aplicación.

Un proceso para la producción de etileno, propileno, butadieno y aromáticos.

Alimentación.

Etano, propano, butano, pentano, gasolina natural, keroseno o gas-oil.

Productos.

Etileno y propileno grado polimero, corriente de C₄ y una corriente rica en aromáticos.

Descripción del proceso.

El esquema de flujo (ver esquema No. 14) ilustra el proceso USC (Ultra Selective Conversion), para la pirólisis de nafta o alimentación de gas-oil, para la obtención de etileno a 99.95% y propileno al 99.95% como productos primarios.

La nafta o gas-oil se precalienta y se carga a un horno de tubo vertical USC. La mezcla de hidrocarburo y dilución de vapor se calienta a 1550-1650°F, entonces se enfría por medio de un cambiador de enfriamiento súbito. La selección de las condiciones de cracking y el rápido enfriamiento ocasionan una alta producción de valiosos productos para una reducción a contracorriente, lo cual es indeseable ya que ocasiona la formación de coproductos tales como metano.

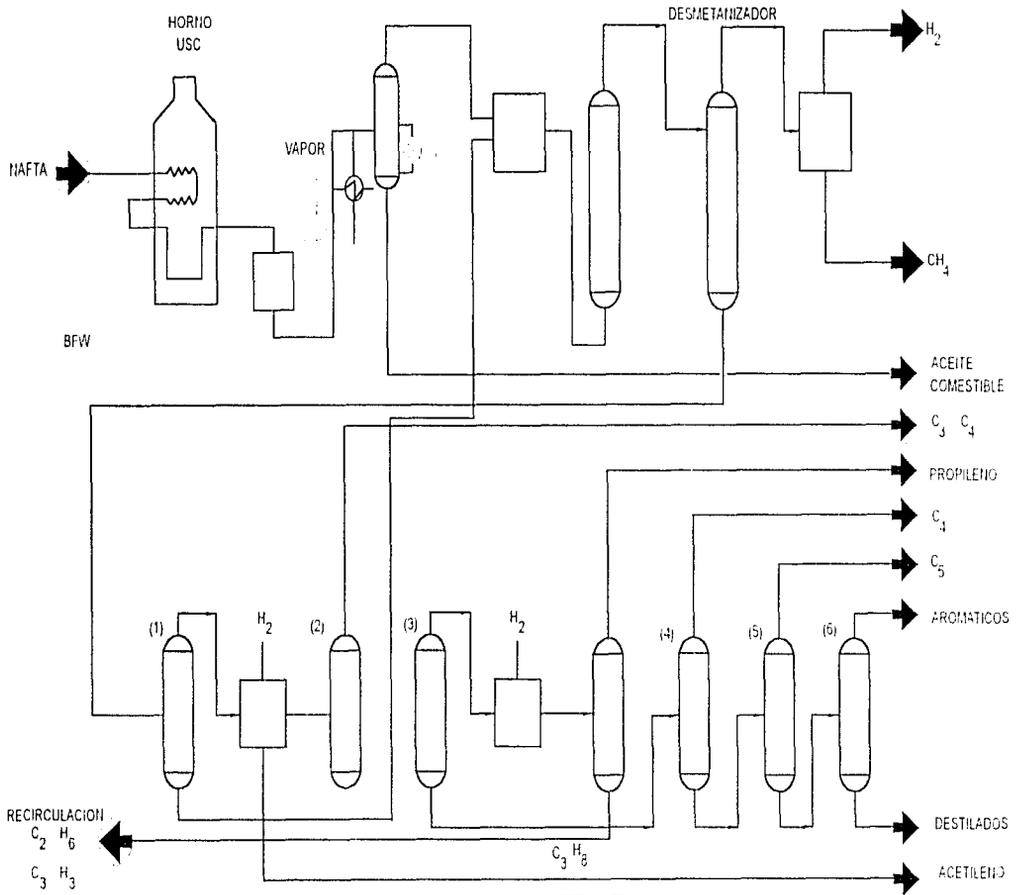
Se alcanza una eficiencia térmica por la generación de vapor a 650-2000 psi manométricas y 100 psi manométricas por el calor que se recupera del tubo del gas del horno. El efluente del serpentín pasa a una torre de fraccionamiento primario para el enfriamiento final y la separación de aceite de enfriamiento y producto de fuel-oil, después de comprimirse en un compresor centrífugo de múltiples etapas a cerca de 500 psi manométricas. Los gases se separan en el sistema de compresión y los hidrocarburos condensados se separan entre etapas enviándose al sistema de fraccionamiento.

El gas comprimido se seca y enfría pasando después al sistema de fraccionamiento a baja temperatura. El hidrógeno residual y el metano se obtienen del domo del desmetanizador. El flujo de los fondos del desmetanizador pasan a un desetanizador, donde los C_2 se obtienen en el domo y estos se hidrogenan para separar acetileno. Los C_2 libres de acetileno se fluyen al fraccionador donde se obtiene el etileno al 99,95% en el domo y una corriente de etano en los fondos de la torre, la cual se recircula al craking.

El reflujo se suministra por un sistema de refrigeración externo de etileno-propileno.

El flujo de los fondos del desetanizador fluye al despropanizador en donde una corriente de C_3 se obtiene por el domo y se fracciona para dar 99,9% de propileno y propano como productos.

La fracción tratada de gasolina rica en aromáticos se puede usar como una mezcla de materia prima para el combustible de motores o como alimentación en unidades de extracción de aromáticos.



- (1) DEETANIZADOR
- (2) COLUMNA DE ETILENO
- (3) DESPROPANIZADOR
- (4) DESBUTANIZADOR
- (5) DESPENTANIZADOR
- (6) COLUMNA DE DESTILACION DE AROMATICOS

	TESIS PROFESIONAL	
	ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERIA BASICA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DE PROPILENO A PARTIR DE PROPANO	
	EDUARDO E. LOMAS ROMERO ANTONIO VALENCIA CUBILLAS	
	PROCESO USC STONE AND WEBSTER ENG CORP	
FACULTAD DE QUIMICA	ESQUEMA No 14	UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO

CAPÍTULO IV

**ANÁLISIS TÉCNICO PRELIMINAR Y
SELECCIÓN DEL PROCESO DE
OBTENCIÓN DE PROPILENO MÁS
ADECUADO PARA EL ENTORNO
NACIONAL**

IV. ANÁLISIS TÉCNICO PRELIMINAR Y SELECCIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE PROPILENO MÁS ADECUADO PARA EL ENTORNO NACIONAL.

En este capítulo haremos dos tipos de análisis para elegir un proceso. El primero **consiste** en una eliminación preliminar, la cual se basa en criterios generales; para continuar con un **análisis** más riguroso que considerará aspectos específicos de cada proceso y, así, elegir aquél que es **más** conveniente para posteriormente elaborar su ingeniería básica.

IV.1 ANÁLISIS TÉCNICO PRELIMINAR.

Para este análisis vamos a respetar la numeración del capítulo anterior para **identificar los** procesos.

- 1) LUMMUS CO.
- 2) PETROCARBON DEVELOPMENTS LIMITED.
- 3) LURGI RUHGAS. LURGI CORPORATION.
- 4) BADISCHE ANILIN AND SODA FABRIK.
- 5) UNION OIL COMPANY OF AMERICA.
- 6) LINDE.
- 7) M.W. KELLOGG CO.
- 8) SELAS CORPORATION OF AMERICA.
- 9) STONE AND WEBSTER ENG. CORP.
- 10) C.F. BRAUN AND CO.
- 11) COASTAL STATES PETROLEUM CO. FOSTER WHEELER CORP.
- 12) RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS.
- 13) PHILLIPS PETROLEUM COMPANY.
- 14) USC STONE AND WEBSTER ENG. CORP.

De los procesos anteriormente enlistados se eliminarán por falta de información los siguientes:

2. Proceso Petrocarbon Developments Limited.
5. Proceso Union Oil Company of America.
6. Proceso Linde.
7. Proceso M. W. Kellogg Co.
8. Proceso Selas Corporation of America.
10. Proceso C. F. Braun and Co.
12. Proceso de Recuperación de Hidrocarburos Ligeros.
13. Proceso Phillips Petroleum Company.

La eliminación de estos procesos se basó en la falta de información accesible, esto es debido que al realizar la búsqueda de referencias de estos procesos, las cuales especifican las condiciones de operación, esquemas de proceso, tipo de catalizador a utilizar, equipos más importantes, etc.: no se encontraron en las revistas especializadas y bancos de datos.

Lo anterior, significa que esta información está restringida y sólo se podría consultar por medio de las compañías dueñas de las patentes. Una consulta de este tipo resultaría muy costosa e innecesaria y no se contempla en el alcance y objetivos de esta tesis.

Los procesos:

3. Proceso Lurgi Ruhgas, Lurgi Corporation.
4. Proceso Badische Anilin and Soda Fabrik.

Estos procesos fueron eliminados debido a que la información disponible es parcial, esto es, no se encontraron los respectivos diagramas de flujo de proceso, sino que solo se encontraron alguna sección o parte de la planta en estudio.

Otro criterio considerado, fue la escasa información encontrada referente a la pureza del producto lo que trae consigo otro tipo de problema que es la implantación de un sistema de purificación que elevaría considerablemente los costos de estos procesos por lo cual serán eliminados de nuestra consideración.

Como resultado de esta primera selección, los procesos remanentes son:

1. Proceso Lummus Co.
9. Proceso Stone and Webster Eng. Corp.
11. Proceso Coastal State Petroleum Co. Foster Wheeler Corp.
14. Proceso USC Stone and Webster Eng. Corp.

Los cuales vamos a someterlos a un análisis más riguroso y así encontrar el más conveniente para el entorno nacional.

IV.2 SELECCIÓN DEL PROCESO MÁS CONVENIENTE.

A continuación mostraremos en la tabla IV.1 los diferentes criterios de comparación para la selección del proceso.

TABLA IV.1.

CRITERIOS	PROCESOS			
	LUMMUS	STONE	COASTAL	USC STONE
Aplicación	Producción, recuperación y purificación de etileno y propano	Producción de olefinas y aromáticos	Deshidrogenación de hidrocarburos ligeros	Producción de etileno, propileno, butadieno y aromáticos
Alimentación	Gases de refinería, etano o propano	Gas de refinería, etano, LPG, gasolina natural y naftas	Parafinas de 5 a 5 carbonos y mono olefinas	Etano, propano, butano, pentano, gasolina natural, keroseno o gas-oil
Productos	Etileno y/o propileno	Etileno, propileno, butilenos y aromáticos	Propileno	Etileno y propileno grado polímero y aromáticos
No. de equipos	Aprox. 80	Aprox. 82	Aprox. 70	Aprox. 85
Pureza	99.9 % mol	99.9 % mol	99.9 % mol	99.95 % mol
Tipo de cracking	Térmico	Térmico	Térmico	Térmico
Pirólisis (equipo)	Horno o calentador tubular.	Horno tubular	Horno tubular	Horno tubular

COMPARACIÓN

Alimentación:

Proceso LUMMUS: Gases de refinería etano y propano.

Proceso STONE AND W.: Etano, L.P.G., gasolina natural, destilado de nafta hasta aceites crudos ligeros.

Proceso COASTAL STATES PETROLEUM CO.: Propano

Proceso USC STONE AND WEBSTER ENG. CORP.: Etileno, butano y propano.

Secciones de la planta:

Proceso LUMMUS: Cuenta con 6 secciones

- a) Alimentación
- b) Pirólisis
- c) Enfriamiento y secado
- d) Compresión
- e) Refrigeración
- f) Recuperación

Proceso STONE & W.- Cuenta con 6 secciones:

- a) Alimentación
- b) Pirólisis
- c) Enfriamiento y secado
- d) Compresión
- e) Secado
- f) Recuperación

Proceso COASTAL STATES PETROLEUM CO.- Cuenta con 6 secciones:

- a) Alimentación
- b) Reacción
- c) Compresión
- d) Planta de gas
- e) Refrigeración
- f) Recuperación

Proceso USC STONE AND WEBSTER ENG. CORP.- Cuenta con 6 secciones:

- a) Alimentación
- b) Pirólisis
- c) Enfriamiento
- d) Compresión
- e) Tratamiento
- f) Refrigeración

Condiciones de operación (ver tabla IV.2):

TABLA IV.2

PROCESO	T (°C)	P man.
LUMMUS	700-850	1atm
STONE	843-898	1atm
COASTAL	621-677	0,5atm
USC STONE	843-899	1atm

Selectividad a propileno

Proceso LUMMUS

Se puede obtener propileno de gran pureza sin embargo existe una mayor selectividad hacia etileno (se produce mas etileno)

Proceso STONE

Gran selectividad a propileno obteniéndose también otros productos.

Proceso COASTAL

Alta selectividad a propileno de hecho es el único que se obtiene

Proceso USC STONE

Gran selectividad a propileno obteniéndose también otros productos (etileno y aromáticos).

Uso de catalizador

LUMMUS.- Requiere catalizador

STONE.- No requerido

COASTAL.- Requerido

USC STONE.- No requerido

Equipo principal requerido**LUMMUS:**

Hornos, bombas, cambiadores de calor, torres de absorción, torres de destilación, secadores y compresores

STONE:

Hornos, bombas, cambiadores de calor, torre de destilación, secadores y compresores.

COASTAL:

Hornos, bombas, compresores, reactores, cambiadores de calor, torres de absorción y torres de destilación

USC STONE:

Hornos, bombas, cambiadores de calor, torre de destilación, secadores y compresores.

Separaciones requeridas en la sección de recuperación

LUMMUS: Aproximadamente 5 separaciones

STONE: Aproximadamente 6 separaciones

COASTAL: Aproximadamente 2 separaciones

USC STONE: Aproximadamente 6 separaciones

Ventajas y desventajas (ver tabla IV.3)

TABLA IV.3

PROCESO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
PIROLISIS	Produce propileno como subproducto	Se enfoca principalmente a la producción de etileno Baja selectividad de propileno
DESHIDROGENACION CATALITICA	Presenta una alta selectividad a propileno	Baja conversión de propano Limitaciones al equilibrio Costo alto del tren de reactores
DESHIDROGENACION OXIDANTE	Mayor conversión de propano	Costo de M.P. alto

IV.3 CONCLUSIONES

El proceso elegido es el de Coastal States Petroleum Co. (No. 11) debido a lo siguiente:

- a) Nuestro interés se enfoca a la obtención de propileno; otros procesos obtienen etileno, gasolinas, aromáticos etc.
- b) La alimentación no necesita un pretratamiento que elimine azufre como en otros casos.
- c) La selectividad a propileno es la óptima.
- d) Con respecto a las condiciones de reacción estas son las óptimas con respecto a la temperatura que se maneja, excepto la presión, ya que se manejan presiones subatmosféricas.
- e) El equipo involucrado es prácticamente el mismo con la diferencia en el uso de reactores.
- f) Se utiliza menor equipo en la sección de separación (involucra menos etapas debido a que tiene que separar menos componentes).
- g) Con respecto a los tipos de deshidrogenación la mejor opción es la catalítica ya que la oxidante involucra un gran costo en el manejo del halógeno.

FALTA PAGINA

No. 78

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CAPÍTULO V

INGENIERÍA BÁSICA

Generalmente el paquete de documentos que forman un Libro de Ingeniería Básica es el siguiente:

- a) BASES DE DISEÑO.
- b) CRITERIOS DE DISEÑO.
- c) DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.
- d) LISTA DE EQUIPO.
- e) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.
- f) REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.
- g) DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO (DFP).
- h) DIAGRAMAS DE SERVICIOS AUXILIARES.
- i) HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS.
- j) DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE PROCESO (DTI).
- k) PLANO DE LOCALIZACIÓN DE EQUIPO (PLOT PLAN).
- l) SISTEMA DE DESFOGUE.
- m) DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN DE DESFOGUE.
- n) SISTEMA DE SEGURIDAD Y TRATAMIENTO DE EFLUENTES.

V.2 BASES DE DISEÑO.

Este documento fija los lineamientos dentro de los cuales se debe efectuar el diseño de la planta. Contiene la información proporcionada por el cliente.

V.2.1. GENERALIDADES.

La planta para producir propileno a partir de propano tiene como fin principal cubrir la demanda interna de éste, ya que el producto actualmente es importado en grandes cantidades debido a que no se produce lo que requiere el mercado nacional.

V.2.1.1 FUNCIÓN DE LA PLANTA.

La planta de propileno será realizada bajo el proceso Coastal, para deshidrogenación catalítica de parafinas sobre catalizadores cromo-alúmina. Esta planta de propileno se puede dividir en las siete secciones siguientes:

- Sección de Refrigeración
- Sección de Alimentación de Vapor
- Sección de Reacción
- Sección de Compresión
- Sección de Planta de Gas
- Sección de Recuperación de propileno
- Sección de Servicios Auxiliares

V.2.1.2 TIPO DE PROCESO.

Es el proceso Coastal que convierte propano a propileno y la reacción se sustenta en un catalizador de cromo-alúmina. El propano sin reaccionar se recicla de manera que el único producto es el propileno.

Las condiciones de operación del proceso son:

Temperatura: 1149.8-1250.6 °F
Presión: 6.53 lb/in²

SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN

La alimentación fresca es usada en un sistema de refrigeración de circuito cerrado para proveer enfriamiento a la planta de gas. El propano a 109.4 °F y a 213.15 lb/in² del recipiente de líquido refrigerado es enfriado a 55.4 °F por despresurización a 85.26 lb/in² dentro del tanque elevado del líquido refrigerante. El vapor que resulta de la despresurización, fluye directamente al compresor del refrigerante.

El líquido del tanque de líquido de refrigeración es vaporizado por intercambio con la alimentación del absorbedor y el desetanizador. La temperatura a la cual el propano se vaporiza es establecida bajo el control de presión a estos intercambiadores.

El propano vaporizado del enfriador de alimentación al absorbedor y en el condensador del desetanizador, fluye hasta el tanque separador, donde se combina con los vapores del tanque del líquido refrigerante. El vapor contenido se condensa por intercambio de calor con agua de enfriamiento en el condensador de refrigeración y el líquido fluye al recipiente de refrigerante líquido para completar el ciclo.

VAPORIZACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN

La alimentación fresca de propano que está disponible, se despresuriza y se alimenta al tanque de vaporización de la alimentación. De la despresurización de la alimentación de propano y la alimentación de recirculación resulta una mezcla de líquido-vapor, en donde la parte líquida se vaporiza para suministrar enfriamiento en los intercambiadores superiores del absorbedor y en el enfriador secundario de aceite pobre.

La labor combinada de estos intercambiadores no es eficiente para proporcionar la vaporización de la alimentación total. El remanente de la alimentación se vaporiza por intercambio de calor con el vapor en el vaporizador de alimentación de vapor.

La alimentación total vaporizada es calentada aproximadamente a 100 °F por intercambio de calor con la alimentación de recirculación y fluye hasta la sección del vapor.

SECCIÓN DE REACCIÓN

Se llevan también a cabo reacciones laterales simultáneas, las cuales se dan con la reacción principal causando una formación de algunos hidrocarburos ligeros, pesados y existe la deposición de coque en el catalizador.

En la sección de la reacción, esta se lleva a cabo en reactores de lecho fijo, la alimentación total de reacción es calentada hasta 379.4 °F por medio de un intercambiador de calor de la corriente de efuente y la alimentación principal, la alimentación es elevada a la temperatura de reacción de 1200 °F por medio de un calentador de carga y de ahí se manda a los reactores.

Los efuentes son enfriados a 329 °F por el intercambiador de la alimentación de efuente de reactor y de ahí fluye hasta la sección de compresión de la planta. En los reactores el tiempo de hidrocarburos en corriente toma lugar a temperaturas de entrada de 1150-1200 °F y a una presión absoluta de 6.53 lb/in². Si el sistema se maneja a vacío, el reactor será purgado por vapor de manera muy minuciosa, el cual fluirá hacia abajo a través del lecho y de ahí va limpiando los hidrocarburos residuales del catalizador y del reactor dentro del sistema de recuperación.

La regeneración del catalizador se hace ligeramente arriba de la presión atmosférica, el aire de regeneración es suministrado por un compresor de aire y será calentado hasta 1200 °F en el calentador de aire de regeneración antes de pasar por los reactores, el resultado de gas que sale de los reactores se utiliza para obtener vapor en la caldera de recuperación, además de quemar parte del carbón en el catalizador, el aire de regeneración funciona para restaurar el perfil de temperatura en el lecho llevándolo así a su condición original de las corrientes. Si es conveniente puede agregarse calor adicional durante el periodo de regeneración con una inyección controlada de gas del absorbedor.

El sistema de reactores consiste en un tren sencillo de siete reactores que operan en forma cíclica para que en cualquier momento tres de ellos estén en corrientes, otros tres estarán en regeneración y otro estará en evacuación, purga por vapor, cambio de válvula, represurización de aire o disminución de catalizador.

SECCIÓN DE COMPRESIÓN

En esta sección, la presión del gas efluente del reactor se lleva a un nivel adecuado para el funcionamiento de la sección de gas de la planta. El agua que se condensa después de las tres etapas de compresión es separada del vapor de los tanques de expulsión de entre etapa y etapa siendo enviada al desagüe, el vapor de la cuarta etapa es enfriado con agua de enfriamiento. Se deben proporcionar conexiones para inyección de nafta para cada una de las etapas del compresor y así impedir formación de polímeros.

SECCIÓN PLANTA DE GAS

La planta extrae gases inertes e hidrocarburos ligeros del efluente del reactor. El propano, propileno y gases más pesados serán enviados a la sección de recuperación de propileno. La sección de la planta de gas consta de dos absorbedores y un agotador. El deetanizador de la segunda torre separa etano e hidrocarburos ligeros del propano, propileno y materiales pesados.

En la parte superior que viene del reflujo del deetanizador del reciclado de vuelta al absorbedor para recuperar propano y propileno, los fondos del deetanizador (líquidos) se mandan a la sección de recuperación de propileno.

SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE PROPILENO

Esta sección está diseñada para recuperar propileno con un 95% de pureza, además de producto de la unidad de deshidrogenación. La sección de recuperación de propileno extraerá butanos y materiales más pesados, el propano contenido en estas corrientes es recirculado a la sección de vaporización de la alimentación.

El líquido del fondo del deetanizador de la sección anterior es cargado hasta la torre de propileno, por tanto, el propileno que sale del domo es condensado totalmente y una parte se manda a reflujo. El líquido neto de la parte superior fluye a la sección de la alimentación como alimentación de recirculación a los reactores.

SECCIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES

Los servicios auxiliares proporcionan facilidades a la planta de propileno e incluyen vapor de alta, media y baja, condensadores, agua de alimentación al calentador, agua de enfriamiento, combustible, energía eléctrica, aire de planta y de instrumentos, gas inerte, carbón desulfurado, sulfato de sodio e inhibidores polimerizados.

V.2.2.4 PREVISIÓN PARA AMPLIACIONES FUTURAS.

No aplica.

V.2.3. ALIMENTACIONES DE LA PLANTA.

V.2.3.1. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES.

La materia prima debe de tener una pureza del 97% lo cual se comprobará según el método analítico especificado por la norma ASTM D 2136-87 para pureza de propano y según la norma ASTM D 2713-86 para contenido de agua en propano licuado.

V.2.3.2 CONDICIONES DE LÍMITES DE BATERÍA.

Alimentación:	Propano	
Temperatura:		
	Máxima:	
	Normal:	39.2 °F
	Mínima:	
Presión:		
	Máxima:	
	Normal:	63.9 psig
	Mínima:	
Estado físico:	Gas	
Forma de recepción:	Tubería	
Procedencia:	Pemex	
Flujo (unidades):	lb/hr	

V.2.4. PRODUCTOS DE LA PLANTA.

V.2.4.1 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

La pureza del producto debe ser del 99% el cual será verificado según los métodos establecidos por las normas ASTM D 2163-87, que determina la composición del gas LP y es aplicable al análisis de propileno, propano y butano en todos los rangos de concentración de 1% y superiores y, según la norma ASTM D 2712-85, que cubre la determinación de trazas de hidrocarburos en propileno, tales como etileno, butilenos, acetileno, metil-acetileno, propadieno y butadieno.

V.2.4.2 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA.

Productos:	Propileno, metano, etano y etileno	
Temperatura:	Máxima:	
	Normal:	100 °F
	Mínima:	
Presión:	Máxima:	
	Normal:	1.28' psig
	Mínima:	
Estado físico:	Líquido	
Forma de envío:	Tubería	
Destino:	Tanque de almacenamiento fuera de L.B.	
Flujo (unidades):	lb/hr	

V.2.5.AGENTES QUÍMICOS.

	CATALIZADOR	GAS INERTE
Agente químico	Oxido crómico soportado en alúmina	Nitrógeno
Pureza	Comercial promedio	99.5% en vol.
Estado físico	Cristales triangulares	Gas
Forma de recepción	Tren de carga	Tanque

V.2.6. EFLUENTES.

V.2.6.1 MANEJO DE EFLUENTES LÍQUIDOS EN L.B.

TIPO	SE ENVÍA A:	SE INCLUIRÁ EL TRATAMIENTO
Agua de proceso	Planta de tratamiento	No aplica
Agua aceitosa	Planta de tratamiento	No aplica
Agua de lluvia	Planta de tratamiento	No aplica
Agua negras	Planta de tratamiento	No aplica

V.2.6.2 EMISIONES AL AIRE.

TIPO	SE ENVÍA A:	SE INCLUIRÁ EL TRATAMIENTO
Gases de caldera	Ambiente	No aplica
Gases de calentadores	Ambiente	No aplica

V.2.6.3 MANEJO DE EFLUENTES SÓLIDOS.

No aplica.

V.2.7. INSTALACIÓN REQUERIDA DE ALMACENAMIENTO.

V.2.7.1 ALIMENTACIONES.

No aplica debido a que la alimentación llega por tubería

V.2.7.2 PRODUCTOS.

Se utilizarán tanques de almacenamiento tanto para los productos (propileno, etileno, etc.) como para los agentes químicos.

V.2.8. SERVICIOS AUXILIARES.

V.2.8.1 VAPOR.

- Vapor de muy alta presión:
Presión (lb/in² man):
Temperatura (° F):
Calidad:
Disponibilidad:

No requerido

- Vapor de alta presión en L. B.

Presión (lb/in² man.):
Temperatura (° F):
Calidad:
Disponibilidad:

Máxima	Normal	Mínima
	620	620
	750.2	750.2

Vapor sobrecalentado
Por Pemex (Según se requiera)

- Vapor de media presión en L. B.

Presión (lb/in² man.):
Temperatura (° F):
Calidad:
Disponibilidad:

Máxima	Normal	Mínima
	274	274
	541.4	541.4

Vapor sobrecalentado
Por Pemex (Según se requiera)

- Vapor de baja presión en L. B.

Presión (lb/in²):
Temperatura (° F):
Calidad:
Disponibilidad:

Máxima	Normal	Mínima
	65.36	65.36
	309.2	591.4

Vapor saturado
Por Pemex (Según se requiera)

- Retorno de condensado

Condensado limpio:

Presión (lb/in²):

No requerido

Temperatura (° F):

Condensado contaminado

Presión (lb/in²):

0.3-19.7

Temperatura (° F):

41

V.2.8.2

AGUA.

- Agua de enfriamiento:

Fuente de suministro:

Propietario

Sistema de enfriamiento:

Presión de entrada en L. B. de plantas:

4.97 lb/in².

Temperatura de entrada en L. B. de plantas:

89.9 ° F

Presión de salida en L. B. de plantas:

2.98 lb/in².

Temperatura de salida en L. B. de plantas:

114.9 ° F

Disponibilidad:

Por Pemex

Factor de ensuciamiento:

8.48 h·in⁻²·°F/BTU

Se dispone de análisis de agua de repuesto:

SI NO X

- Agua para servicios de limpieza en planta:

Fuente de suministro:

Propietario

Presión en L. B.:

4.97 lb/in².

Temperatura en L. B.:

Ambiente

Disponibilidad:

Por Pemex

- Aguas para usos sanitarios:

Fuente de suministro:

Propietario

Presión en L. B. de plantas:

4.97 lb/in²

Temperatura en L. B.:

Ambiente

Disponibilidad:

Por Pemex

- Agua contra incendio:

Presión en L. B.:

12.5 lb/in².

Disponibilidad:

Por Pemex

- Agua potable

Fuente de suministro:

Garrafrones

Presión de L. B.:

Atmosférica

Temperatura en L. B.:

Ambiente

Disponibilidad:

Empresa privada

Se dispone de análisis químico:

SI X NO

Se dispone de análisis bacteriológico:

SI X NO

- Agua de alimentación de calderas (tratada)

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Disponibilidad:

Análisis:

No requerido

- Agua de proceso pretratada

Fuente de suministro:

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Disponibilidad:

Análisis:

No aplica

- Agua de proceso tratada:

Fuente de suministro:

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Disponibilidad:

Análisis:

Propietario

Por Pemex

SI X

NO

- Agua cruda

Fuente de suministro:

Pozo X

Río X

Lago

Atmosférica

Ambiente

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Análisis:

SI X

NO

V.2.8.3 AIRE.

- Aire de instrumentos

Fuente de suministro

Generada dentro de L. B.:

Se integrará algún sistema general fuera de L. B.:

Presión del sistema:

Punto de rocío:

Impurezas (hierro, aceites, etc.):

Propietario

SI

NO X

SI X

NO

10 lb/in².

-40 °F

No permitidas

- Aire de planta:

Generación dentro de L. B.:

Suministro en L. B.:

Dentro de L. B. de planta, existirá red de

aire de planta con manifold para conectar:

Se integrará algún sistema general fuera de L. B.:

Capacidad requerida:

Presión del sistema:

SI

NO X

SI X

NO

SI X

NO

SI X

NO

10 lb/in².

V.2.8.4 COMBUSTIBLES.

- Combustible gaseoso

Tipo:

Fuente de suministro:

Naturaleza:

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Disponibilidad:

Forma de entrega:

Gas de refinería

Pemex

Gas natural

7.11 lb/in²

Ambiente

Por Pemex

Por tubería

- Combustible líquido

No requerido

- Refrigerante:

Fuente de suministro:

Naturaleza:

Composición:

Forma de entrega en L. B.:

Presión en L. B.:

Temperatura:

Pemex

Propano

97 % propano

Por tubería

V.2.8.5 INERTES.

Naturaleza:

Composición:

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Nitrógeno (Para sello de reactor)

99.5 % Vol.

344.16 lb/in²

86 °F

- Otros.

Naturaleza:

Composición:

Forma de entrega en L. B.:

Presión en L. B.:

Temperatura en L. B.:

Disponibilidad:

No aplica

V.2.8.6 DESFOGUE

Responsabilidad de diseño de la compañía:

Dentro de L.B.:

Hasta quemador:

SI XSI NO NO X

Características de los cabezales disponibles fuera de L. B.:

Fuente:	Propietario
Número:	
Diámetro:	
Especificación de tubería:	
Flujo máximo actual:	
Flujo máximo disponible contra presión:	
Temperatura:	
Causas del desfogue:	
Características del quemador:	
Capacidad:	
Condiciones de operación:	

Químicos para servicios auxiliares

No requeridos

V.2.8.7 ALIMENTACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Fuente de suministro :	C.F.E
Frecuencia:	60 ciclos
Tensión de suministro:	13 800 Volts
Número de fases	3
Factor de potencia, min	0.9
Capacidad requerida:	No aplica
Tensión de generación:	No aplica
Distribución eléctrica:	
Aérea:	Instrumentos y alumbrado
Subterránea:	Fuerza y central de motores
Planta de emergencia:	SI <u>X</u> NO <u> </u>
Capacidad interruptiva de CC:	2500 ciclos
Tensión de generación:	500 V
Número de fases	3

V.2.8.8 TELÉFONOS

Se tendrán los necesarios para comunicación interna y externa. La conexión será hecha por otra compañía.

V.2.8.9 SISTEMAS DE SEGURIDAD.

V.2.8.9.1 Sistemas contra incendio.

Normas o criterios de diseño NFPA 704-1 y 704-14.

V.2.8.9.2 Protección del personal.

Se tomará como base las especificaciones referentes al código NFPA.

Se sugiere tener letreros en las instalaciones que motiven al personal a protegerse, no se deberá pasar por alto las siguientes instalaciones: regaderas emergentes y lava ojos; se deberá obligar al personal a utilizar el equipo de seguridad: casco, botas de casquillo, lentes de seguridad, bata, guantes, etc.

V.2.9.CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

V.2.9.1	Temperatura	
Máxima extrema	93.2 °F	
Mínima extrema	68.36 °F	
Promedio	78.72 °F	
Promedio de bulbo húmedo	74.42 °F	
V.2.9.2	Humedad	
Máxima	90 %	
Mínima	52.91 %	
V.2.9.3	Estadística pluvial	
Precipitación pluvial	121 días/año	
Horaria máxima	181 in	
Máxima en 24 hrs	7.29 in	
Total anual	88.7 in	
V.2.9.4	Atmósfera	
Presión atmosférica media	60.0 lb/in ²	
Presión barométrica máxima de diseño	0.2103 lb/in ²	
Presión barométrica mínima de diseño	0.1102 lb/in ²	
Presión barométrica máxima anual	0.2074 lb/in ²	
V.2.9.5	Vientos	
Velocidad máxima registrada	874.88 ft/min	
Velocidad media	160 ft/min	
Vientos reinantes	1175.62 ft/min NORTE	
Vientos dominantes	984.24 ft/min NE	

V.2.9.6 Datos del lugar

Granizo, nieve, escarcha etc.	Rocío	
Tormentas eléctricas por año	111	
Tipo de ambiente del lugar	Cálido	X
	Húmedo	X
	Marino	X

V.2.10. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Coordenadas del límites de batería	
Latitud	18° 9' Norte
Longitud	94° 8'
Altura sobre el nivel del mar	65.6 FSNM
Previsiones para futuras ampliaciones	No aplica

V.2.11. BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO

V.2.11.1 Código para especificación de áreas

NFPA Sección 500

V.2.11.2 Resistividad eléctrica del terreno

Por otros.

V.2.11.3 Características de la alimentación a motores

La acometida de la alimentación será subterránea con las siguientes características:

POTENCIA (HP)	TENSIÓN (Volts)	FASES	FRECUENCIA (Hz)
0 - 0.75	120	1	60
1 - 200	440	3	60
200 - 2000	4000	3	60
> 2000	13800	3	60

V.2.11.4 Corriente para alumbrado

Volts	127
Fases	1

V.2.11.5	Corrientes para instrumentos de control
Volts	127
Fases	1

V.2.11.6 Distribución de corriente dentro del L.B.

La acometida será subterránea

V.2.12. BASES DE DISEÑO PARA TUBERÍA

V.2.12.1 Soporte de tubería y trinchera

Tipos de soportes Metálicos o de concreto, dependiendo del caso
 No se permite el uso de trincheras para manejar tubería.

V.2.12.2 Drenaje

Dentro de los límites de batería se tendrán los siguientes tipos de drenaje: pluvial, sanitario y químico.

Los materiales de estos drenajes serán de fierro fundido y las elevaciones de las mismas se fijarán después.

V.2.13. BASES DE DISEÑO CIVIL

V.2.13.1 Solicitaciones por viento y sismo

V.2.13.1.1 ¿ Se acepta el manual de diseño de obras civiles de C.F.E. ? para:

Sismos	SI
Vientos	SI

V.2.13.2 Nivel de piso terminado

1.64 ft por debajo del nivel cero.

V.2.13.3 Nivel freático

3.3ft.

V.2.13.4 Información general sobre el tipo de suelo

Pantanosos.

V.2.13.5 Tipo de edificios y construcciones que se desean dentro del L.B.

Cuarto de control de instrumentos
 Cuarto de control eléctrico
 Sanitarios
 Cobertizos para compresores y bombas

V.2.14. BASES DE DISEÑO DE INSTRUMENTOS

El tablero de control será de tipo consola
 La instrumentación será analógica y electrónica
 La consola de multipunto de temperatura será montada en una consola tipo escritorio
 Se requiere medición y registro de flujos totales y servicios
 Se requiere dejar conexiones para medición de flujos en todos los servicios individuales
 Se requiere indicadores de temperatura y termopozo para intercambiadores de calor
 La calibración de la instrumentación será en sistema inglés

V.2.15. BASES DE DISEÑO DE EQUIPOS

V.2.15.1 Compresoras.

Tipo preferido de compresoras:
 Tipo preferido de accionadores:
 Sobre diseño deseado:

reciprocantes y centrifugas
 motores eléctricos
 10 %

V.2.15.2 Bombas

Tipos de accionadores:
 Sobre diseño deseado:

eléctrico
 10 %

V.2.15.3 Cambiadores de calor

Pendiente (se diseñarán de acuerdo al código TEMA)

V.2.16. NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES

EQUIPO	NORMA, CÓDIGO O ESPECIFICACIÓN *
Recipientes	ASME
Tubería	API, ANSI
Edificios	CFE
Electricidad	NEMA, NEC
Calentadores	ASME, API
Ruido	NOM
Contaminación	NOM
Seguridad	API, ASME, NFPA
Cambiadores	TEMA

*Significado de las siglas:

A.N.S.I.: American National Standards Institute.

A.P.I.: American Petroleum Institute.

A.S.M.E.: American Society of Mechanical Engineers.

C.F.E.: Comisión Federal de Electricidad.

N.E.C.: National Electric Code.

N.E.M.A.: National Electric Manufacturers Association.

N.F.P.A.: National Fire Protection Association.

N.O.M.: Normas Oficiales Mexicanas.

T.E.M.A.: Tubular Exchanger Manufacturers Association.

V.3 CRITERIOS DE DISEÑO.

Este documento establece todos aquellos criterios de diseño, que basados en reglas heurísticas, son aplicados en el desarrollo del proceso, con el objetivo fundamental de informar al cliente y a los diversos especialistas los lineamientos generales y específicos que se deberán considerar para el desarrollo de la Ingeniería Básica y de Detalle de la planta.

V.3.1 CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS.

INTERCAMBIADORES DE CALOR.

- El área máxima por equipo de tubo y coraza para un diseño preliminar será de 5000 ft², proponiéndose un tren de cambiadores de calor si se sobrepasa dicho valor.
- Para prediseño usar coeficientes globales de transferencia de calor recomendados como típicos.
- En cálculos aproximados se puede involucrar un factor de prediseño del 25%.
- No usar menos de 15 °F de acercamientos para no diseñar equipos muy grandes.
- Tomar el flujo a contracorriente real en un equipo de tubo y coraza como base de comparación.
- El lado de los tubos es usado para el fluido más corrosivo, de alta presión, más sucio, incrustante o caliente.
- El lado de la coraza es preferentemente usado para fluidos más viscosos o para condensados.
- Los tubos más comunes para el diseño son los de 3/4" de D.I., el arreglo más usado es el triangular de 1", la longitud más común es de 16 ft.
- Los intercambiadores de doble tubo son usados para servicios que manejan flujos que requieren de 100 a 200 ft² de área como máximo.
- En caso de no tener datos disponibles suponer que el agua de enfriamiento está disponible a 90 °F en un día caluroso y que regresa a la torre a 115 °F como máximo.
- El mínimo acercamiento de temperaturas es de 20 °F para enfriamientos normales y de 10 °F ó menor con refrigerantes ó materiales muy limpios.
- Para enfriadores con aire se debe usar un acercamiento de 40 °F basado en la entrada de temperatura alta del fluido a enfriar.

- En caso de no tener datos disponibles asumir que el aire está a 100 °F en días calurosos para asegurar que el área calculada sea la adecuada.

- Asumir 20 HP de potencia por cada 1000ft² de área para el desplazamiento del aire.

- Asumir una $U = 70 \text{ BTU/hr.ft}^2 \text{ °F}$ para cálculos aproximados.

- Para condensadores en torres de destilación, de ser posible, ésta deberá ser total.

- Para el diseño de condensador de mezclas, se deben considerar los puntos de burbuja y rocío de la mezcla para estimar la diferencia a temperatura adecuada.

- Para condensadores-enfriadores:

a) Utilizar los mismos acercamientos que para enfriadores con agua.

b) Basar la media logarítmica de temperatura en las entradas y salidas si el calor latente es pequeño comparado con el calor sensible. En caso contrario, basar la media logarítmica de temperatura en los puntos de burbuja y de rocío.

TORRES DE DESTILACIÓN Y ABSORCIÓN DE GASES.

- La destilación es en general, el método de separación de líquidos que representa menores costos, siendo comparado con la extracción, absorción, cristalización u otros.

- Si el sistema físico en estudio no es conocido o no se tiene la información necesaria, se puede principiar suponiendo un comportamiento ideal de ambas fases para el cálculo del equilibrio.

- Si el sistema tiene un comportamiento fuertemente no ideal y no forma azeótropos, entonces, la suposición de comportamiento ideal para estimar costos y prediseñar es buena y da valores aceptables.

- La presión de operación de la torre se determina a menudo por la temperatura del medio de enfriamiento disponible en el condensador.

- La presión también puede determinarse por la máxima temperatura permisible en el rehervidor.

- La relación de reflujo óptimo en una torre de destilación es aproximadamente de 1.15 veces la relación mínima de reflujo.

- Para el diseño de torres de platos, se debe conocer el número de etapas reales y para ello se requiere estimar una eficiencia, la cual puede asumirse de 50%.

- Si los sistemas son ideales bicomponentes, una buena aproximación para sacar el número de etapas teóricas es el método de McCabe Thiele.

- Para la eficiencia del plato, se puede tomar el valor de la eficiencia global (EO), de no conocer este dato se puede tomar el valor entre las eficiencias de Murphee y la puntual (EOG).
- El número óptimo de platos teóricos está cerca del valor mínimo, el cual puede calcularse con la ecuación de Fenske- Underwood:

$$\frac{\log [(x/1-x) + (\alpha)]}{(x/1-x)}$$

- Para seleccionar la velocidad superficial del vapor en la columna, se utilizan correlaciones bien conocidas, pero se pueden usar las siguientes reglas:
 - a) Velocidad vapor = 2-3 ft/s para destilación atmosférica o a presiones moderadas con una caída de presión por plato de 0,5 in de H₂O .
 - b) Velocidad de vapor = 6-8 ft/s para destilación al vacío con caída de presión de 1.0 in de H₂O.
- Para estimar la altura de la torre con fines de costo, se pueden usar 2 ft entre plato y plato y agregar 4 ft en domo y 6 ft en el fondo.
- Si el diámetro es mayor a 4ft en una torre de platos, el coeficiente de distribución es bajo y la volatilidad relativa tiende a 1, se puede probar el servicio con una torre empacada, pues son menos costosas que las de platos.
- Por razones de accesibilidad el espacio entre platos debe ser entre 20-24 in.
- Un factor de seguridad de 10% sobre el número de platos calculados, es razonable.
- Existen ecuaciones para calcular el reflujo mínimo en una torre de destilación, para lo cual uno debe remitirse a la literatura correspondiente.
- El número óptimo del factor de absorción en una torre de absorción está entre el rango de 1.25-2.0 donde el factor de absorción A, es igual a la relación $A = K^*(V/L)$, donde K^* es la constante de equilibrio líquido-vapor.
- La caída de presión razonable por plato es del orden de 3" de agua ó 0.1 psi.
- La eficiencia de platos para destilación de hidrocarburos ligeros y soluciones acuosas es del orden de 60-90% y para absorción y agotamiento entre 10 y 20 %.
- Empaques al azar o estructurado son usados especialmente para torres con menos de 3 ft de diámetro y cuando se requiere una baja caída de presión.
- Para flujos de gases de 500 ft³ por minuto se pueden usar empaques entre 1 1/4" a 1 1/2". Para flujos menores, se usan empaques que van de 1/4 a 1" de diámetro nominal.

- La razón entre el diámetro de la torre y el diámetro del empaque debe ser menor a 15 y mayor a 10.
- Las torres empacadas deben operar cerca del 70% del valor de la velocidad de inundación.
- El límite de la altura de una torre debe ser 175 ft. aproximadamente, porque a mayor altura se tienen problemas de estabilidad. Otro criterio es que la relación L/D debe ser menor o igual a 30.
- Si no puede partirse la torre se requerirán cimentaciones especiales cuando la torre sea muy alta.
- Un distribuidor de líquidos en torres empacadas debe estar entre 5 a 10 ft., pero en algunos casos puede colocarse hasta cada 20 ft.
- Los agujeros y platos perforados son de 0.25 a 0.5" de diámetro, siendo el área de los agujeros el 10% del área de sección activa.
- Los platos de válvula tienen agujeros de 1.5" de diámetro con un promedio de 12 a 14 válvulas por pie cuadrado de sección activa.
- La longitud del vertedero de salida de líquidos en una torre de platos es en general del 75% del diámetro de la torre y el flujo de líquido máximo que se derrama es de 8 gpm/in.
- Otro criterio para definir el diámetro del empaque es que sea aproximadamente un décimo de diámetro de la torre.
- Las bajantes inclinadas se usan cuando se desea tener mayor área activa, además de que proporciona el volumen suficiente para separar el líquido y el vapor sin desperdiciar área.
- Las bajantes en general se construyen del mismo material y espesor usados para platos.
- Se recomienda fijar el claro a 1 2" o más abajo de la altura del vertedero con el fin de asegurar el sello hidráulico.
- Si la altura del líquido rebasa lo recomendado, se debe aumentar el claro.
- Si se tiene un servicio muy sucio y se desea usar charolas de retención, entonces el claro de la bajante debe ser de 2" mínimo.
- Cuando se utilizan charolas de sellos se recomienda:
 - a) Que el faldón de la bajante se extienda 10 2" por debajo del nivel del plato, para asegurar el sello hidráulico.
 - b) El área del claro que cruza el líquido en su trayectoria ascendente hacia el plato deberá ser mayor o igual que el área del claro de la bajante para evitar restricciones al flujo del líquido.
 - c) Deberán colocarse agujeros que drenen en la parte inferior de las charolas de tensión.

d) La profundidad normal de las charolas es de 4", para flujos altos se emplean profundidades hasta de 6", pero se debe cumplir una profundidad no mayor al 25% del espacio entre platos.

- La bajante del plato de fondos o de un plato donde existe un cambio de número de pasos, deberá mantener un sello de líquido que impida que el vapor penetre al plato anterior (para lo cual se usan charolas de sello).

a) El claro de la bajante formado por la bajante y el piso de la charola debe diseñarse de modo tal que se tenga una mínima restricción al flujo del líquido y una baja caída de presión.

- Se sugiere el uso de mamparas antisalto en bajantes centrales o intermedias para evitar saltos de líquidos cuando la dimensión de estos sobre el vertedero sean mayores al 60% de la anchura de la bajante.

- Se recomienda colocarse las canales de soporte paralelas al flujo de líquido en columnas menores de 12 ft de diámetro.

- El aro, los canales y las vigas de soporte del plato deben ocupar como máximo el 25% del área transversal de la torre, estando sus valores usuales entre 10 a 25 %.

- A mayor altura de vertedero de salidas del líquido, mayor altura del líquido en el plato, mayor burbujeo y tiempo de contacto, por lo tanto mayor eficiencia de plato pero mayor arrastre y caída de presión a través del mismo. Las alturas sugeridas son:

a) Para servicios a presión se recomienda una altura de 2".

b) Para servicios al vacío se recomienda una altura de 1".

c) La altura mínima recomendada es de 1.2".

- La longitud del vertedero debe diseñarse para mantener una cresta de líquido de 0.25" a 0.5" como mínimo y lograr una buena distribución del mismo.

- Si el flujo del líquido es pequeño se recomienda usar vertederos dentados, con ranuras o cuadros.

- Para servicios donde la separación del líquido y vapor es difícil a altas presiones, o si se desea aumentar el área activa, se recomienda usar bajantes inclinadas cuando las torres sean de platos.

- Se debe tener extremo cuidado con el diseño de mezclas no ideales, en particular cuando exista la formación de un azeótropo.

- Si la volatilidad relativa es de 1.1 ó menor, la extracción u otro método de separación es mejor que la destilación.

- La presencia de compuestos sensibles al calor o con tendencia a reaccionar requiere un servicio al vacío.
- Compuestos corrosivos requieren materiales de construcción más caros.
- La volatilidad relativa puede considerarse constante si:
 - a) Los calores latentes de vaporización de los componentes ligeros son aproximadamente iguales a los pesados.
 - b) Si los puntos de ebullición de los ligeros y pesados son cercanos.
 - c) Si los compuestos ligeros y pesados son químicamente similares.
- Para materiales similares con puntos de ebullición lejanos, los efectos térmicos son importantes: la separación es simple y la columna es poco costosa por lo que se puede hacer una buena aproximación usando el método de McCabe-Thiele.
- Para mezclas no ideales líquidas se puede proceder de la siguiente manera:
 - a) Hacer un diseño preliminar con la ecuación de Kremser para las secciones de rectificación y agotamiento.
 - b) Hacer un diseño riguroso.
- Para primeras aproximaciones se puede asumir que el componente valioso se recupera entre el 99 y 99,9 %, lo cual se modifica si existe un azeótropo. Si la columna opera a alta presión se deben considerar porcentajes más bajos.
- Comparar las temperaturas de fondo con las de vapor disponible. Se recomienda de 30 a 45 °F de acercamiento, reajustando la presión en caso necesario.
- Comenzar el diseño con un flujo de operación de 1.3 veces de reflujo mínimo.
- Para estimar el número de platos teóricos se pueden utilizar los métodos de McCabe-Thiele, Ponchon-Savarit o la ecuación de Kremser.
- Si el diámetro de la torre es muy grande (entre 12 y 15 ft) considerar un espaciamiento de platos de 36".
- Si el diámetro de la torre es menor a 18", rediseñar la torre probando con empaques.
- Si el material es corrosivo, forma mucha espuma o se requiere baja caída de presión, hacer el diseño con torres empacadas.
- Para calcular la velocidad de inundación, se puede usar la correlación de Fairs y suponer una velocidad entre 60 y 85% del valor de inundación.
- Los diámetros de las torres se especifican en incrementos de 6".

- Si una torre de gran tamaño debe partirse, una opción es poner la sección de enriquecimiento y la de agotamiento en torres separadas.
- Usar un tiempo de residencia de 3 a 5 min. en los fondos de las torres de platos.
- Si la corriente de fondos es alimentada a quemadores u hornos, entonces el tiempo de residencia deberá ser del orden de 5 min.
- La secuencia de separación en torres de destilación, está sujeta a varios criterios, los cuales en un caso dado pudieran contradecirse:

Remover los materiales corrosivos o peligrosos primero.

Remover primero el componente predominante en la alimentación.

Hacer la separación más fácil primero.

Entre las diferentes alternativas posibles de separación de una mezcla multicomponente deberá usarse, en primer término, el proceso más barato.

Dejar las separaciones difíciles al final.

Operar preferentemente a presiones atmosféricas o moderadas, operar preferentemente a alta presión que al vacío y finalmente operar a alta temperatura preferentemente que en condiciones criogénicas.

Preferir no introducir un componente ausente en la mezcla original, si es necesario introducirlo recuperarlo lo más pronto posible.

Hacer la separación más económica primero.

Hacer separaciones 50/50 siempre que sea posible.

TORRES EMPACADAS O DE PLATOS.

Característica	Platos	Empaque
Tendencia espumante		X
Sólidos disueltos	X	
Manejo de fluidos corrosivos		X
Remoción de calor de solución	X	
Capacidad pequeña		X
Si fluidos sensibles a T		X
Si los comp. tienen P.E. cercanos		X
Si los fluidos son viscosos		X
Si operación es intermitente		X
Si la resistencia a la transf. de masa es controlada por fase gas		X
Si la resist. a la T de M es controlada por la fase líquida	X	
Se requiere variaciones de flujo del liq.	X	
Se requiere retención del líquido	X	
Si la ΔP requerida es baja		X
Si se requiere limpieza frecuente	X	
Si el peso de la columna es crítica		X
Se requieren salidas laterales	X	
Si el diámetro de la columna es menor de 2 ft.		X

RECIPIENTES.

- Los separadores líquido-líquido en general son horizontales y los separadores líquido vapor son verticales.
- La relación óptima de longitud a diámetro es de 3, pero se aceptan valores entre 2.5 a 5.
- El tiempo de residencia para reflujos totales hasta la mitad por líquido es de 5 min si el destilado se alimenta a otra torre.
- En tanques que alimentan a hornos el tiempo de residencia es de 30 min.
- Los separadores líquido-líquido son diseñados con velocidades de asentamiento entre 2 y 3" mínimo.
- Si el diámetro de gota es menor a 100 micras, entonces se deben usar placas corrugadas o alguna otra técnica para incitar la coalescencia de las gotas, tales como arena o fibras especiales.
- Si el número de Reynolds es menor a 5000 en separadores líquido-líquido existirá arrastre y la separación será menos eficiente.

TANQUES DE ALMACENAMIENTO.

- Para tanques de menos de 1000 galones se recomienda de tipo vertical, para tanques entre 1000 y 10000 galones se utilizan tanques horizontales.
- El volumen libre del tanque es el 15% para los de 500 galones o menos y del 10% para tanques de mayor capacidad.

RECIPIENTES A PRESIÓN.

- Se diseñan entre temperaturas de -20 a 650 °F; y, 50 °F (acero al carbón) arriba de la temperatura máxima de operación.
- Se diseñan con una presión mayor en 10% o de 10-25 psi, mayor que la presión de operación.
- Las presiones de diseño de recipientes que operan entre 0-10 psig y 60-100 °F son de 40 psig.
- Para operaciones al vacío la presión de diseño es de 15 psig y de vacío total.
- El mínimo espesor de pared para rigidez es de 0.25" para 42" de diámetro del tanque, 0.32" para 42 a 60" de diámetro de tanque y 0.38" para diámetro de tanque mayores a 60".
- El espesor permisible por corrosión es de 0.35" para condiciones corrosivas conocidas. Para corrientes no corrosivas el espesor es de 0.15 y para recipientes de aire y vapor es de 0.06".
- Los esfuerzos permitidos son una cuarta parte del último esfuerzo permisible del material. Dicho valor depende de la temperatura.

REACTORES.

- El reactor es el equipo más crítico en el proceso. Es el que define los equipos adicionales de purificación separación o preparación del producto, así como los equipos de acondicionamiento de materias primas.
- El tiempo de residencia se establece teóricamente al diseñar el reactor, pero se deben hacer ajustes en planta piloto.
- La cinética de la reacción se debe determinar experimentalmente en laboratorio.

- Una operación intermitente es para bajas cantidades de producción anual o cuando el tiempo de reacción es muy largo.
- Los reactores de flujo tapón tubulares son necesarios para altas velocidades de producción y cortos tiempos de residencia. (seg. o min.)
- Para suministrar calor o enfriar un reactor, existen dispositivos tales como serpentines, chaquetas de hoyuelos de medias cañas y convencionales.
- Para recipientes con volumen de menor a 2000 lts. no es conveniente usar chaquetas de hoyuelos.

BOMBAS.

- Las bombas que se utilizarán en las torres se sobrediseñarán para un reflujo de por lo menos 25% del reflujo normal.
- El NPSH especificado deberá ser de 5 a 10 ft arriba del requerido.
- La velocidad recomendada en la tuberías para líquidos es de 6 - 12 ft/seg.
- En base al NPSH se seleccionará la bomba.
- La cédula 40 es la más usada en los servicios industriales aunque existen otras que están a la disposición.
- Las bombas centrífugas son usadas con una sola etapa en servicios de 15 a 5000 gpm con 500 ft de columna hidrostática como máx., con multietapas utilizadas en servicios de 20 a 11,000 gpm y 5500 ft de columna como máximo.
- La eficiencia de la bomba deberá ser aproximadamente de 45% si maneja 100gpm, 70% a 500gpm y 80% a 10000 gpm.
- Las bombas axiales son usadas para fluidos de 20 a 100000 gpm con 40 ft de columna hidrostática y con eficiencias entre 65 y 85%. Las bombas rotatorias son usadas para manejar fluidos de 1 a 5000 gpm y 50000 ft de columna hidrostática con eficiencias entre 50 y 80%. Las bombas reciprocantes son usadas para servicios de 10 a 10000 gpm con 1000000 ft de columna hidrostática.
- La velocidad recomendada de descarga de bombas es $(5 + d/3)$ ft/seg (1 a 2 psi DP/100)
- La línea de succión deberá tener un diámetro normal mayor que la descarga.

COMPRESORES.

- La eficiencia de compresores centrífugos que manejan de 6000 a 100000 ft³/ min. a la succión es del orden de 77% .
- Los compresores rotatorios tienen eficiencias del orden de 70%.
- Las eficiencias de compresores recíprocos son función de la relación de compresión siendo 65% para una relación de 1.5, 75% para una relación de 2 y entre 80 y 85 % para una relación de 3 a 6.
- Los compresores centrífugos son el tipo que más se emplea en las industrias de procesos químicos porque su construcción es sencilla y libre de mantenimiento, permite un funcionamiento continuo durante largos períodos.
- Los ventiladores se seleccionan cuando se desea elevar la presión estática en orden de 3 ó 5% (12" de agua).
- Los sopladores se utilizan para elevar la presión hasta 40 psig. Para elevaciones mayores se utilizan compresores.
- Los eyectores pueden operar con agua o con vapor en el primer caso es porque se requiera hacer un vacío pequeño.

V.3.2 CRITERIOS GENERALES.

- El gas de reducción obtenido del absorbedor es enviado a un tanque amortiguador, el cuál es usado para reducir el catalizador y como combustible durante el proceso de regeneración en la sección de reacción, la mayor parte de este gas de reducción (no utilizado) se va a L.B. como gas combustible.
- La regeneración del catalizador se lleva a presión ligeramente mayor a la atmosférica el aire empleado para la regeneración lo produce el compresor de aire de regeneración.
- El rango de compresión es selecto para mantener la temperatura del gas cercana a la máxima especificada en cualquier punto de la sección de compresión en el orden de minimizar la formación de polímeros.
- La sección de refrigeración utilizará alimentación fresca de propano, para proporcionar enfriamiento a la planta de gas.

V.3.3 CRITERIOS DE CAPACIDAD.

- La planta estará operando a una capacidad nominal de 400000 ton/año con un sobrediseño del 12%. Para asegurar la producción se eligió el estado de Veracruz, porque es un lugar que cuenta con una infraestructura industrial y económica para llevar a cabo nuestro proyecto además cerca de este lugar están los proveedores de materias primas, así como algunos consumidores.
- Se emplearán tanques de almacenamiento del tipo horizontal cimentados en concreto.
- La capacidad de los tanques de almacenamiento deberá ser por lo menos 1.5 veces la capacidad requerida considerando tiempo de entrega del producto.
- Las líneas de servicios auxiliares y las de proceso con temperaturas altas de operación serán aisladas.
- Las líneas de productos no se instalarán arriba de las líneas de vapor.
- La planta estará como se había dicho, sobrediseñada un 12% más de la capacidad normal.

V.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

Este documento tiene como finalidad permitir un conocimiento de las características fundamentales del proceso para facilitar la interpretación de los diagramas de flujo correspondientes.

V.4.1 GENERALIDADES.

La planta de producción de propileno utilizará el proceso de deshidrogenación de propano con la tecnología de Coastal, empresa con la cual se ha hecho un acuerdo.

- Nomenclatura para nombrar equipos.

BOMBAS	- GA-#	
CAMBIADORES DE CALOR		- EA-#
RECIPIENTES A PRESIÓN		- FA-#
COLUMNAS	- DA-#	
VÁLVULAS QUE CONTROLAN NIVEL		- LRC-#
VÁLVULAS QUE CONTROLAN PRESIÓN		- PRC-#
VÁLVULAS QUE CONTROLAN FLUJO		- FRC-#
CONTROLADORES DE NIVEL	- LC-#	
CONTROLADORES DE FLUJO	- FC-#	
CONTROLADORES DE PRESIÓN	- PC-#	

- Nomenclatura para nombrar corrientes.

CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN	- S-#
CORRIENTES DE RECIRCULACIÓN	- S-#
CORRIENTES INTERMEDIAS EN LA SECCIÓN DE REACCIÓN	- S-#
CORRIENTES INTERMEDIAS EN LA SECCIÓN DE PURIFICACIÓN	- S-#
CORRIENTES DE DESECHO (AL TRATAMIENTO EFLUENTES O QUEMADOR)	S-#
CORRIENTES DE PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS	- S-#
CORRIENTES DE REACTIVOS AUXILIARES	- S-#

V.4.2 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO.

El proceso para la producción de propileno consta de seis secciones:

- Sección de Alimentación y Vaporización
- Sección de Reacción
- Sección de Compresión
- Sección de Refrigeración
- Sección de Planta de gas
- Sección de Recuperación de propileno

SECCION DE ALIMENTACIÓN Y VAPORIZACIÓN

Debido a que la deshidrogenación se lleva a cabo a temperaturas altas y presiones subatmosféricas, es necesario adecuar las condiciones de nuestra materia prima, para este cometido se emplea la primera de las secciones de la planta, la de alimentación y vaporización.

La alimentación se toma a partir de L.B. La alimentación de propano viene con una mezcla de gases tales como C_1 , C_2 , C_3 , C_4 y CO_2 . Las condiciones de P y T en L.B. son $104^\circ F$ y 228.9 lb/in^2 .

En L.B. se modifica la P y T 64 lb/in^2 y $39.2^\circ F$, convirtiéndose en una mezcla líquido-vapor que a estas condiciones se alimenta al tanque vaporizador EA-101, esta corriente de alimentación S-1, nuestra segunda corriente de EA-101 es una corriente de recirculación proveniente del domo de la torre fraccionadora DA-402 (corriente S-3) la cual pasa por un tren de intercambiadores EA-101 A, B, C, y sale la corriente S-4 a 64 lb/in^2 y $267.8^\circ F$, la cual va al tanque EA-101. En el tanque hay una mezcla líquido-vapor y la fracción líquida es vaporizada para proporcionar enfriamiento a los interenfriadores EA-302 y EA-303 por medio de las corrientes S5 a la S8 al enfriador de recirculado de aceite EA-305 por medio de las corrientes S9 y S10, estos equipos pertenecen a la planta de gas y circulan de regreso al tanque EA-101, la combinación de los equipos EA-302, EA-303 y EA-305, la cual no es suficiente para vaporizar toda la alimentación, el excedente de la alimentación se envía al vaporizador de alimentación EA-103, el cual retorna al tanque en forma de vapor.

La corriente vaporizada que se obtiene del tanque FA-101 (S2) es enviada al tren de intercambio EA-101, A, B, C, donde a la salida de este tren, el vapor alcanza una temperatura de 84.2°F y una presión de 64 lb/in² (S-13), la cual se envía a la sección de reacción.

Se adiciona a la corriente S-13 CS₂ para apasivar los metales en la reacción y se encuentran sujetas a atmósferas alternativas oxidantes y reductoras.

SECCIÓN DE REACCIÓN

El propano alimentado se convierte en propileno al pasar por una cama catalítica. La alimentación de propano se calienta hasta 379.4 °F al pasar por los intercambiadores EA-102, A, B (corriente S14) empleando la corriente de salida de los reactores, posteriormente esta corriente de alimentación pasa por el horno (BA-101), el cual eleva la temperatura hasta 1200 °F y lo envía al tren de reacción, que consta de 5 reactores DC-101 a 105 (corriente S15), estos reactores funcionan en paralelo y si se desea en la regeneración se puede adicionar calor al inyectar gases de salida (H₂) del absorbedor DA-301, cuando la regeneración se ha completado el reactor se renueva para el siguiente periodo y antes de reutilizar y cargar otra vez propano se debe de introducir gases de salida del absorbedor por un periodo corto de tiempo con el fin de remover O₂ de la cama catalítica, este último procedimiento reduce la pérdida de C₃ debido a la combustión durante la reacción.

Se utiliza N₂ (gas inerte) para sellar las válvulas de presión mínima de 99.5 lb/in² (corriente S17). El sistema de reacción consiste en un tren sencillo de 5 reactores que trabajan en forma cíclica de tal forma que siempre habrá 2 reactores operando en línea, 2 reactores en regeneración y un reactor en purga, evacuación, represurización de aire, reducción catalítica ó cambio de válvula.

El ciclo resulta de un flujo alternado de HCS y aire a través de toda la unidad; las corrientes de proceso a los reactores individuales son controlados por válvulas de operación hidráulica y el arreglo de estos reactores está en función de la producción de la planta y de la conversión de la reacción .

La corriente útil del producto (caliente) se enfría en el intercambiador de calor EA-104 A, B y C para ser vuelto a enfriar hasta 329 °F por los cambiadores EA-102 A y B y se envía a la sección de compresión de la planta (corriente S 21).

Los reactores operan en un rango de temperatura de 1149.8-1200 °F y una presión de 6.5lb/in² abs, por lo cual operan a vacío y mientras el reactor opera así, se purga y se lleva hidrocarburos residuales junto con el catalizador en la cama catalítica y las manda a recuperación.

La regeneración del catalizador se lleva a presión ligeramente mayor a la atmosférica el aire empleado para la regeneración lo produce el compresor de aire de regeneración GB-101 y después es calentado por el calentador de aire (BA-102) a una temperatura de 1200-1250.6 °F antes de pasar por los reactores.

Estas válvulas a su vez son controladas por un sistema central de arreglo en función de tiempo, para prevenir la mezcla de corrientes de aire y HDC hay un sistema electrónico de bloqueo de los operadores de las válvulas y un controlador de presión en los reactores .

El sistema de control emite dos tipos de impulso, uno que va a las válvulas de operación hidráulica y otro para probar las condiciones de presión en los reactores, ó para probar la posición de las válvulas. En caso de falla en las válvulas, un impulso de prueba echará a andar una alarma e instantáneamente apagará el ciclo de tiempo, un indicador de progreso en el ciclo de tiempo identifica el número del impulso agilizando la localización de la razón de la falla, las válvulas de operación hidráulica son de diseño especial que permite una operación frecuente con un mínimo de mantenimiento, una válvula de sello aunado al operador de la válvula principal admite un sello de gas inerte en su capucha cuando la válvula principal se encuentra cerrada, el sello de gas evita la mezcla de corrientes de proceso si se encuentra alguna fuga que lo permita.

La reacción se lleva a cabo a altas temperaturas y presión subatmosférica con lo cual se obtiene una conversión adecuada, si se aumenta la temperatura aumenta la conversión, al desplazar el equilibrio dinámico hacia productos y lo mismo sucede con la presión, para definir condiciones de temperatura y presión para una mayor conversión están en función del gasto que se tiene que hacer y que sea recuperable, las reacciones laterales principales son, cracking, alquilación y polimerización donde los productos obtenidos respectivamente son: gases, hidrocarburos ligeros, coque y polipropileno.

El catalizador utilizado es óxido crómico sustentado en alúmina activada, la utilidad del catalizador es corta y aún más bajo con la presencia de impurezas, la desactivación normal del catalizador se da por las altas temperaturas y se representa en la disminución del área de contacto y la formación de alfa-cromo-alúmina, estos dos efectos son acelerados por la presencia de contaminantes como agua, a mayor temperatura y conversión menor vida útil del catalizador por lo que no se logra encontrar una temperatura adecuada para la reacción este no es un caso extraño para la industria, el catalizador es resistente a las impurezas con las que viene el propano.

Los principales venenos del catalizador son:

- a) Agua que acelera la formación del alfa-cromo-alúmina en grados distintos.
- b) El CO_2 que a una concentración de 1,5 % (w/w) no tiene efectos dañinos durante la reacción pero a concentraciones superiores tiene un efecto indirecto al reaccionar con H_2 formando H_2O y CO .
- c) S_2 y SO_2 en ciertas cantidades pequeñas disminuye la actividad del catalizador.
- d) NH_3 y compuestos de amonio: para cantidades menores de 0,1 % en peso no es dañino pero para cantidades superiores disminuye la conversión de la reacción.
- e) C_4 y C_5 : se encuentran siempre ciertas cantidades en el reactor con lo cual disminuye el área de contacto al formar coque sobre el catalizador.
- f) Fe y otros metales: estos metales son arrastrados por la corrosión del equipo y se vuelven activos que producen cantidades excesivas de coque y gas y hacen muy difícil el control de la temperatura.
- g) Halógenos: producen un excesivo cracking al propano y debe tener menos de 1,0 ppm.

La regeneración del catalizador consiste sólo en aprovechar el aire de recuperación para quemar el coque del catalizador, el cual disminuye su área de contacto, el área de contacto del catalizador se utiliza para mantener la temperatura en la cama catalítica, cuando el catalizador muere es reemplazado por uno nuevo.

SECCIÓN DE COMPRESIÓN

El gas efluente que proviene de la sección de reacción y que sirve como alimentación al cambiador EA-102A/B, es enfriado hasta 105.8 °F en el enfriador del efluente del reactor EA-201 (corriente S22) con agua de enfriamiento fluyendo hasta un tren de compresores simple (GB-201 A/R), donde se comprime aproximadamente de 3.8 lb/in² abs. a 237.3 lb/in² abs (corriente de salida S27). En cuatro etapas sucesivas de compresión, el rango de compresión es selecto para mantener la temperatura del gas cercana a la máxima especificada en cualquier punto de la sección de compresión en el orden de minimizar la formación de polímeros.

El agua que se condensa después de la primera, segunda y tercer etapa de compresión es separada del vapor en separadores interetapa y se manda a drenaje, el vapor de la cuarta etapa después de enfriar a 105.8 °F con agua de enfriamiento, en la cuarta etapa del post-enfriador EA-205A,B (corriente de salida S37) y de ahí se manda a la planta de gas. En todos los compresores hay conexiones para inyectar nafta para evitar polimerización.

SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN (L.B.)

Se utiliza alimentación fresca en un ciclo cerrado de refrigeración para proporcionar enfriamiento a la planta de gas, el propano entra a 109.4 °F y 213.3 lb/in² (corriente S75) al contenedor del refrigerante, después es enfriado a 55.4 °F al ser despresurizado a 85.3 lb/in² en el equipo de FA-601 y FA-602, el vapor que resulta de la despresurización es enviado al tanque enfriador del compresor del refrigerante FA-603 (corriente S78), el líquido de refrigeración del tanque FA-602 es vaporizado por cambio de calor con los cambiadores EA-301 de alimentación del del absorbedor (corriente S81) y EA-308 (corriente S79) del domo de el dectenizador. La temperatura a la cual el propano es fijada al controlar la presión en estos cambiadores, para el intercambiador EA-301 la temperatura 50.9 °F y 69.7 lb/in² y para el EA-308 la temperatura y presión es de 55.4 °F y 76.8 lb/in².

El propano vaporizado por EA-301 y EA-308 se manda al tanque de FA-603 (corrientes S69 y S70) donde se combina con los vapores provenientes del tanque FA-602, estos vapores combinados fluyen hacia el compresor de refrigeración GB-601 (corriente S71) donde son comprimidos hasta una presión de 223.2 lb/in², este vapor comprimido es condensado por intercambio de calor con agua de enfriamiento en el tren de condensadores de refrigeración EA-601 A-H (corriente S74) y este líquido fluye al tanque FA-601 cerrando así el ciclo de refrigeración.

SECCIÓN PLANTA DE GAS

Esta remueve los gases inertes y los hidrocarburos ligeros del efluente que proviene de la sección de compresión. El propano, propileno y compuestos más pesados son enviados a la sección de recuperación de propileno.

Después de la sección de compresión es parcialmente condensado a 60.8 °F usando propano como refrigerante en el enfriador de alimentación EA-301 (corriente S39) y es separado en corriente de vapor y en corriente de líquido en el tanque flash FA-301. El condensado es bombeado por medio del par de bombas GA-301A/R al decantador DA-303 (corriente S41) para remover los hidrocarburos ligeros (metano, etileno, etano y gases inertes). El efluente no condensado entra al absorbedor DA-301 donde propano y propileno y pesados son absorbidos en un aceite aromático de absorción; la parte no absorbida es principalmente hidrógeno resultante de la deshidrogenación.

El absorbedor es una columna de 48 etapas con una operación en domo a 62.6 °F y 250.5 lb/in² y en fondos de 93.2 °F y 254.5 lb/in², el aceite de absorción es cargado en el domo a 55.4 °F en el plato superior, para mantener la temperatura promedio el líquido es retirado de las etapas 19 y 7 y es enfriado a 55.4 °F por intercambio con la alimentación que se vaporiza en los inter-enfriadores inferior y superior EA-302 y EA-303. El gas de reducción obtenido del absorbedor es enviado al tanque amortiguador de gas de reducción FA-102 (corriente S44) y es usado para reducir el catalizador y como combustible durante el proceso de regeneración en la sección de reacción, la mayor parte de este gas de reducción (no utilizado) se va a L.B. como gas combustible.

El aceite enriquecido obtenido del absorbedor DA-301 es bombeado por GA-302A/R a los intercambiadores EA-306A,B,C para ser posteriormente alimentado al fraccionador DA-302 en la etapa 16 (corriente S43).

El fraccionador DA-302 es una torre de 30 etapas que opera en el domo a 118.4 °F y 291.5 lb/in² y separa los hidrocarburos ligeros del aceite de absorción. Los fondos operan a 518 °F y 295.7 lb/in², el calor del rehervidor es producido por el horno BA-301. Los fondos del fraccionador después de ser enfriados a 140 °F por el intercambiador de alimentación del agotador EA-306A/R (corriente S48) y es bombeado por GA-306A/R de regreso al absorbedor como aceite de absorción, este aceite es enfriado a 105.8 °F por intercambio por agua de enfriamiento en EA-304A/R y posteriormente a 55.4 °F por intercambio con propano vaporizante (de alimentación a reactores) EA-305 antes de entrar a la etapa superior del absorbedor (corriente S47).

Poco después de pasar por EA-304 A/R una pequeña porción del aceite es desviada de curso y una pequeña parte de aceite de absorción nuevo es adicionado para mantener el mismo rango de ebullición de aceite de absorción circulante.

La corriente de domo de salida del DA-302 es parcialmente condensada con agua de enfriamiento en el tren de intercambiadores EA-307 para ser separado en el tanque flash FA-302 (corriente S49), la corriente de vapor proveniente de este tanque es recirculada al enfriador del absorbedor EA-301, para recuperar propano y propileno en el absorbedor. Una fracción del líquido obtenido en el tanque FA-302 es bombeado por medio de GA-303 A/R devuelta al fraccionador como reflujo, el resto del líquido es bombeado por medio de GA-304 A/R y combinado con el

líquido del tanque flash FA-301 del absorbedor DA-301 como carga al deetanizador DA-303 (corriente S54). El deetanizador DA-303 es una torre de 50 etapas que opera en el domo a 105.8 °F y 406.7 lb/in² y separa el etano e hidrocarburos del propano, propileno y materiales más pesados. En los fondos opera a 156.2 °F y 411 lb/in², el rehervidor de esta torre es dado con intercambio con vapor de baja presión en los cambiadores EA-309. La corriente de salida de domos de DA-303 es condensada parcialmente al ser enfriada a 69.8 °F por propano de refrigerante en EA-308, el líquido condensado es bombeado de regreso por medio de GA-307 A/R a DA-303 como reflujo, el vapor de domo entra al enfriador EA-308 y entra al tanque flash FA-303, la corriente de vapor es recirculada al enfriador EA-301 para recuperar por medio de este último propano y propileno. La corriente de fondos de el deetanizador DA-303 es enviada a la sección de recuperación de propileno (corriente S58).

SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE PROPILENO

Esta sección está diseñada para recuperar propileno de baja pureza 95%, esta sección recibe las corrientes ricas en propileno que vienen de la planta de gas. El propano contenido en estas corrientes es recirculado a la sección de alimentación y vaporización después de remover de éste butano e hidrocarburos más pesados, la corriente de fondos del deetanizador DA-303 es cargada al fraccionador de baja pureza DA-401 en la etapa 14 (corriente S58), este fraccionador consta de 125 etapas y opera en domo a 122 °F y 281.5 lb/in² y produce propileno con una pureza de 94.27% en mol, la temperatura y presión en los fondos es de 132.8 °F y 291.5 lb/in², el rehervidor de la torre EA-401 funciona con vapor de baja presión.

La corriente de salida del domo es totalmente condensada utilizando agua de enfriamiento en el tren de condensadores EA-402 (corriente S60) y depositado en el tanque separador FA-401 (corriente S62), una fracción del líquido del tanque es bombeada utilizando GA-402 A/R de regreso a la torre como reflujo (corriente S63). El resto de la corriente es enviada al enfriador de propileno EA-403 donde su temperatura desciende a 100.4 °F y se envía a L.B.

La corriente de fondos de la torre es enviada utilizando la bomba GA-401 A/R a la torre desaceitadora DA-403 en la etapa 11 (corriente S64). La torre consta de 30 etapas para separar butano e hidrocarburos más pesados de la corriente de propano que no reaccionó; en el domo opera a 127.4 °F y 266 lb/in², en los fondos opera a 210.2 °F y 270.2 lb/in², su rehervidor es el EA-404 y opera con vapor de baja presión, la corriente de fondos obtenida se enfría por el enfriador EA-405 y enviada a L.B., su contenido es butano e hidrocarburos más pesados; la corriente en el domo se condensa al 100% con agua de enfriamiento en los condensadores EA-406 (corriente S65) para posteriormente ser almacenado en el tanque FA-402 (corriente S67) del cual sale una corriente que al ser dividida manda por medio de la bomba GA-404 A/R una porción como reflujo a la torre y la corriente restante a la sección de alimentación y vaporización como una corriente de alimentación recirculada a reactores (corriente S3).

V.5 LISTA DE EQUIPO⁽¹⁹⁾

En este documento se da un resumen de los equipos que intervienen en la realización de un proceso. Incluye información suficiente de cada uno de ellos con el fin de evaluar o estimar su costo.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
BA-101	Calentador a fuego directo para vaporización de propano.	40 MMBTU/hr.
BA-102	Calentador a fuego directo para aire de reactores	35 MMBTU/hr.
BA-301	Calentador a fuego directo para fondos de torre agotadora.	63 MMBTU/hr.
DA-301	Torre absorbadora.	15' D ; 100' T-T.
DA-302	Torre agotadora.	10' D ; 72' T-T.
DA-303	Torre desetanizadora.	10' D ; 100' T-T.
DA-401	Torre de recuperación de propileno 95%de pureza.	21' D ; 264' T-T.
DA-402	Torre desaceitadora.	12'6" D; 62' T-T.
DC-101	Reactor catalítico de lecho fijo para deshidrogenación.	7' D ; 21' T-T.
DC-102	Reactor catalítico de lecho fijo para deshidrogenación.	7' D ; 21' T-T.
DC-103	Reactor catalítico de lecho fijo para deshidrogenación.	7' D ; 21' T-T.
DC-104	Reactor catalítico de lecho fijo para deshidrogenación.	7' D ; 21' T-T.
DC-105	Reactor catalítico de lecho fijo para deshidrogenación.	7' D ; 21' T-T.
EA-101A/B/C	Intercambiador de calor para la alimentación	991.077.31BTU/hr.
EA-102	Intercambiador de calor de corriente de proceso	900.945.10 BTU/hr.
EA-103	Intercambiador de calor para vaporizar propano.	8.054.011.2 BTU/hr.
EA-104A/B/C	Enfriador de corriente de producto	11.420.117 BTU/hr.

EA-201	Enfriador de efluentes de reactores.	12,310,287 BTU/hr.
EA-202	Enfriador de producto de 1ª etapa.	6,696,050 BTU/hr.
EA-203	Enfriador de producto de 2ª etapa.	7,404,824 BTU/hr.
EA-204	Enfriador de producto de 3ª etapa.	7,833,819 BTU/hr.
EA-205	Enfriador de producto de 4ª etapa de compresión.	7,929,078.7 BTU/hr.
EA-301	Enfriador de alimentación al vaporizador.	433,352.26 BTU/hr.
EA-302	Enfriador en domo del absorbedor.	666,708 BTU/hr.
EA-303	Enfriador en domo del absorbedor.	66,708 BTU/hr.
EA-304	Enfriador de la recirculación de aceite al absorbedor.	684,566.25 BTU/hr.
EA-305	Enfriador de propano de absorción.	945,313.36 BTU/hr.
EA-306	Intercambiador de alimentación del agotador.	1,377,002 BTU/hr.
EA-307	Condensador de la salida de domo de la torre agotadora.	14,572,638.9 BTU/hr.
EA-308	Condensador de domo de torre deetanizadora.	1,353,996.4 BTU/hr.
EA-309	Rehervidor del deetanizador	1,071,428.5 BTU/hr.
EA-401	Termosifón de fondos de DA-401.	1,142,857.14 BTU/hr.
EA-402	Enfriador total de domos de DA-401.	5,074,892.85 BTU/hr.
EA-403	Enfriador de propileno al 95% al L.B.	476,220 BTU/hr.
EA-404	Termosifón de fondos de DA-402.	1,071,428.5 BTU/hr.
EA-405	Enfriador de fondos de recirculación de DA-402.	476,220 BTU/hr.
EA-406	Enfriador total de domos de DA-402.	684,566.25 BTU/hr.
FA-101	Tanque de vaporización de alimentación.	7'6" D; 21' T-T.
FA-102	Tanque amortiguador de gases de reacción.	3' D; 10' T-T.
FA-201A/B	Tanque flash de 1ª etapa de succión de compresión.	5' D; 15' T-T.
FA-202	Tanque flash de 2ª etapa.	5' D; 15' T-T.

FA-203	Tanque flash de 3ª etapa.	5' D ; 15' T-T.
FA-204	Tanque flash de 4ª etapa	5' D ; 15' T-T.
FA-301	Tanque flash de alimentación a absorbedor.	7' D ; 28' T-T.
FA-302	Tanque de acumulación de destilado.	6'6" D ; 26' T-T.
FA-303	Tanque de acumulación de decantador.	3' D ; 15' T-T.
FA-401	Tanque de destilado (C ₃ F).	5' D ; 18' T-T.
FA-402	Tanque de propano de recirculación.	4' D ; 14' T-T.
GA-301A/R	Bomba de alimentación al DA-303.	303GPM, ΔP=150psi; Pd=424.9psig.
GA-302A/R	Bomba de alimentación al DA-302.	635GPM, ΔP=250psi Pd=319.9psig.
GA-303A/R	Bomba de reflujo del DA-302.	22GPM; ΔP= 20psi Pd=318.05psig.
GA-304A/R	Bomba de alimentación al DA-303.	222GPM; ΔP=130psi Pd=426.98psig.
GA-305A-D/R	Bomba de recirculación de fondos al DA-302.	31GPM; ΔP=5psi Pd=313.7psig.
GA-306A/R	Bomba de recirculación de aceite al DA-301.	285GPM; ΔP=230psi Pd=309.7psig.
GA-307A	Bomba de reflujo del DA-303.	12GPM; ΔP=24psi Pd=438.5psig.
GA-308A	Bomba de alimentación al DA-401.	200GPM; ΔP=118psi Pd=427.7psig.
GA-401A/R	Bomba de fondos de DA-401.	634GPM; ΔP=20psi Pd=306.2psig.
GA-402A/R	Bomba de producto al EA403.	162GPM; ΔP=2psi Pd=297.2psig.
GA-403A/R	Bomba de recirculación de DA-402.	198GPM; ΔP=19psi Pd=294.3psig.

GA-404A/R	Bomba de alimentación a FA-101.	80GPM: $\Delta P=209\text{PSI}$ Pd=277.16psig.
GB-101	Compresor recíprocante.	6GPM : 13000hp.
GB-201A/R	Compresor recíprocante de 5 etapas.	6GPM : 14000hp.
GB-202A-B/R	Compresor recíprocante de 5 etapas.	6GPM : 14000hp.
GB-203	Compresor de producto de 4 etapas.	6GPM : 14000hp.
GB-204	Compresor de producto de 4 etapas.	6GPM : 14000hp.

V.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA ⁰¹⁹⁹

Este documento proporciona los resultados del balance de masa y de calor de la planta, en otras palabras, ratifica que toda la materia que entra en un proceso, es igual a la que sale menos lo que se acumula. De tal manera, nosotros vamos a representarlo por medio de tablas que contengan la información más importante de lo que pasa en cada línea de proceso.

COMPONENTE	1		2	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	37.50	0.20	37.50	0.13
C ₂	877.50	2.46	877.50	1.58
C ₃	0.0	0.0	2880.55	3.71
C ₃	49715.91	95.01	75795.33	93.07
iC ₄	1248.0	1.81	1271.38	1.18
iC ₄	0.0	0.0	0.0	0.0
nC ₄	501.75	0.73	501.75	0.33
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	52380.66	100.0	81363.84	100.0
PRESION (psia)	163.4		78.1	
TEMPERATURA (°F)	100.4		39.2	

COMPONENTE	3		4	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₃ =	2880.55	10.35	2880.55	10.35
C ₃	26079.42	89.57	26079.42	89.57
iC ₄	23.37	0.06	23.37	0.06
iC ₄ =	0.0	0.0	0.0	0.0
nC ₄	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	28983.18	100.0	28983.18	100.0
PRESION (psia)	270.0		245.0	
TEMPERATURA (°F)	123.8		55.4	

COMPONENTE	5-6		7-8	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.75	0.01	1.50	0.019
C ₂	93.76	0.86	130.50	0.855
C ₃ =	273.75	1.70	380.25	1.78
C ₃	15283.49	95.49	21384.0	95.51
iC ₄	268.50	1.32	373.50	1.31
iC ₄ =	0.75	0.004	0.75	0.0026
nC ₄	110.25	0.52	153.66	0.52
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	16031.25	100.0	22423.53	100.0
PRESION (psia)	78.1		78.1	
TEMPERATURA (°F)	39.2		39.2	

COMPONENTE	9-10		11	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	1.50	0.01	37.50	0.13
C ₂	153.75	0.35	877.50	1.58
C ₃ =	445.50	0.72	2880.55	3.71
C ₃	63914.13	98.19	75795.33	93.07
iC ₄	438.0	0.53	1271.38	1.18
iC ₄ =	0.75	0.0	0.0	0.0
nC ₄	179.99	0.21	501.75	0.33
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	65133.94	100.0	81363.84	100.0
PRESION (psia)	78.1		63.94	
TEMPERATURA (°F)	39.2		84.20	

COMPONENTE	12		13	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	37.50	0.13	37.50	0.13
C ₂	877.50	1.6	877.50	1.6
C ₃ =	1216.50	5.9	1216.50	5.9
C ₃	76288.37	94.97	76288.37	94.97
iC ₄	1268.25	1.24	1268.25	1.24
iC ₄ =	2.25	0.0	2.25	0.0
nC ₄	501.75	0.47	501.75	0.47
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	80192.26	100.0	80192.26	100.0
PRESION (psia)	63.94		63.94	
TEMPERATURA (°F)	84.20		379.40	

COMPONENTE	14		15	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	37.50	0.13	100.53	9.17
C ₂	877.50	1.6	107.13	5.20
C ₃ =	1216.50	5.9	971.96	33.70
C ₃	76288.37	94.97	796.77	26.37
iC ₄	1268.25	1.24	16.73	0.42
iC ₄ =	2.25	0.0	12.02	0.37
nC ₄	501.75	0.47	16.73	0.42
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	46.05	33.53
TOTAL	80192.26	100.0	2070.04	100.0
PRESION (psia)	19.88		6.5	
TEMPERATURA (°F)	1202.2		1121.0	

COMPONENTE	16		17	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	3857.98	9.17	3857.98	9.17
C ₂	4103.24	5.2	4103.24	5.2
C ₃ =	37230.54	33.70	37230.54	33.70
C ₃	30515.22	26.37	30515.22	26.37
iC ₄	634.50	0.42	634.50	0.42
iC ₄ =	541.46	0.37	541.46	0.37
nC ₄	646.50	0.42	646.50	0.42
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	1764.0	33.53	1764.0	33.53
TOTAL	79293.34	100.0	79293.34	100.0
PRESION (psia)	6.5		4.5	
TEMPERATURA (°F)	1121.0		329.0	

COMPONENTE	18		19	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	3857.98	9.17	3857.45	9.17
C ₂	4103.24	5.2	4103.69	5.2
C ₃ =	37230.54	33.70	37230.12	33.70
C ₃	30515.22	26.37	30514.66	26.37
iC ₄	634.50	0.42	633.94	0.42
iC ₄ =	541.46	0.37	540.93	0.37
nC ₄	646.50	0.42	645.93	0.42
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	1764.0	33.53	1763.45	33.52
TOTAL	79293.34	100.0	79289.2	100.0
PRESION (psia)	4.3		3.837	
TEMPERATURA (°F)	529.0		105.8	

COMPONENTE	20-21		22	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	3857.45	9.17	3857.45	9.17
C ₂	4103.69	5.2	4103.69	5.2
C ₃ =	37230.12	33.70	37230.12	33.70
C ₃	30514.66	26.37	30514.66	26.37
iC ₄	633.94	0.42	633.94	0.42
iC ₄ =	540.93	0.37	540.93	0.37
nC ₄	645.93	0.42	645.93	0.42
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	1763.45	33.52	1763.45	33.52
TOTAL	79289.2	100.0	79289.2	100.0
PRESION (psia)	3.837		9.947	
TEMPERATURA (°F)	105.8		105.8	

COMPONENTE	23-24		25	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	3857.45	9.17	3855.8	9.17
C ₂	4102.69	5.2	4101.04	5.2
C ₃ =	37230.12	33.70	37228.47	33.70
C ₃	30514.66	26.37	30513.01	26.37
iC ₄	633.94	0.42	632.28	0.42
iC ₄ =	540.93	0.37	539.28	0.37
nC ₄	645.93	0.42	644.28	0.42
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	1763.45	33.52	1761.78	33.52
TOTAL	79289.2	100.0	79275.92	100.0
PRESIÓN (psia)	39.2		31.263	
TEMPERATURA (°F)	249.3		105.8	

COMPONENTE	26-27		28	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	3855.8	9.17	3854.69	9.17
C ₂	4101.04	5.2	4099.93	5.2
C ₃ =	37228.47	33.70	37227.37	33.70
C ₃	30513.01	26.37	30511.91	26.37
iC ₄	632.28	0.42	631.18	0.42
iC ₄ =	539.28	0.37	538.19	0.37
nC ₄	644.28	0.42	643.18	0.42
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	1761.78	33.52	1760.69	33.52
TOTAL	79275.92	100.0	79267.15	100.0
PRESIÓN (psia)	104.32		99.474	
TEMPERATURA (°F)	249.3		105.8	

COMPONENTE	29-32		33	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	3854.69	9.17	5312.97	9.17
C ₂	4099.93	5.2	7630.07	7.17
C ₃ =	37227.37	33.70	48099.78	32.26
C ₃	30511.91	26.37	34602.49	22.16
iC ₄	631.18	0.42	631.36	0.31
iC ₄ =	538.19	0.37	538.26	0.27
nC ₄	643.18	0.42	643.2	0.31
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	1760.69	33.52	2663.99	37.53
TOTAL	79267.15	100.0	100122.15	100.0
PRESION (psia)	279.8		105.8	
TEMPERATURA (°F)	249.3		270.0	

COMPONENTE	34		35	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	5169.58	10.25	143.39	2.29
C ₂	6854.49	7.25	775.59	6.6
C ₃ =	41606.32	31.42	6493.46	39.48
C ₃	29931.18	21.58	4671.31	27.11
iC ₄	163.79	0.09	467.57	2.05
iC ₄ =	126.92	0.07	126.92	0.58
nC ₄	203.74	0.11	439.46	1.93
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	2489.71	39.48	174.28	22.25
TOTAL	86545.72	100.0	13291.98	100.0
PRESION (psia)	269.8		269.8	
TEMPERATURA (°F)	60.8		60.8	

COMPONENTE	36		37	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	1902.96	3.91	3266.62	25.19
C ₂	5630.38	6.16	1215.29	5.0
C ₃ =	39401.32	30.81	2205.0	5.48
C ₃	28665.51	21.4	1265.67	3.55
iC ₄	163.79	0.09	0.0	0.0
iC ₄ =	126.92	0.07	0.0	0.0
nC ₄	203.74	0.12	0.0	0.0
C ₁₂	118967.9	22.98	489.48	0.35
H ₂	1118.22	18.36	1371.49	84.62
TOTAL	196179.95	100.0	10026.49	100.0
PRESION (psia)	264.12		62.6	
TEMPERATURA (°F)	60.8		261.28	

COMPONENTE	38		39	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	1001.71	1.99
C ₂	0.0	0.0	1326.53	2.01
C ₃ =	912.43	2.23	6648.58	9.09
C ₃	18676.48	43.62	2767.36	87.65
iC ₄	411.98	0.73	0.0	0.0
iC ₄ =	333.51	0.61	0.0	0.0
nC ₄	255.03	0.45	0.0	0.0
C ₁₂	86596.77	52.35	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	903.3	0.26
TOTAL	107186.2	100.0	12647.46	100.0
PRESION (psia)	307		296.38	
TEMPERATURA (°F)	150		102.33	

COMPONENTE	40		41	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	901.25	1.99	522.86	0.75
C ₂	4303.86	2.01	2526.22	3.62
C ₃ =	48192.48	9.09	35690.59	51.15
C ₃	22724.73	87.65	29543.67	42.34
iC ₄	0.0	0.0	467.57	0.67
iC ₄ =	0.0	0.0	411.34	0.59
nC ₄	0.0	0.0	439.46	0.63
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	214.94	0.26	174.28	0.25
TOTAL	76337	100.0	69777.22	100.00
PRESION (psia)	296.28		269.28	
TEMPERATURA (°F)	102.33		102.33	

COMPONENTE	42		43	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	1458.28	11.67
C ₂	0.0	0.0	3309.64	53.50
C ₃ =	31476.46	53.15	10872.41	21.85
C ₃	28595.92	44.75	4090.58	7.01
iC ₄	467.57	0.71	0.1768	0.0
iC ₄ =	411.34	0.63	0.0923	0.0
nC ₄	439.46	0.68	0.0344	0.0
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	903.3	3.91
TOTAL	61415.87	100.0	21007.85	100.00
PRESION (psia)	424.58		413.22	
TEMPERATURA (°F)	164.49		123.44	

COMPONENTE	44		45	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₃ =	29902.62	95.0	8379.0	95.0
C ₃	1428.84	5.0	441.0	5.0
iC ₄	0.0	0.0	0.0	0.0
iC ₄ =	0.0	0.0	0.0	0.0
nC ₄	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	31331.46	100.0	8820.0	100.0
PRESION (psia)	293.94		293.94	
TEMPERATURA (°F)	123.98		123.8	

COMPONENTE	46		47	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₃ =	2880.55	9.65	2880.55	10.36
C ₃	27166.11	87.04	26079.4	89.57
iC ₄	467.57	1.17	23.37	0.06
iC ₄ =	411.34	1.03	0.0	0.0
nC ₄	439.46	1.06	0.0	0.0
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	31365.02	100.0	28983.18	100.0
PRESION (psia)	293.94		303.8	
TEMPERATURA (°F)	123.8		142.5	

COMPONENTE	48		49	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₃ =	1728.32	10.36	1152.22	10.36
C ₃	15645.47	89.57	10431.79	89.57
iC ₄	18.44	0.06	9.35	0.06
iC ₄ =	0.0	0.0	0.0	0.0
nC ₄	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	17392.23	100.0	11593.36	100.0
PRESION (psia)	279.74		279.74	
TEMPERATURA (°F)	127.4		127.4	

COMPONENTE	50		51	
	lb/hr	%mol	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
C ₃ =	1152.22	10.36	0.0	0.0
C ₃	10431.79	89.57	1086.62	51.93
iC ₄	9.35	0.06	444.18	16.68
iC ₄ =	0.0	0.0	411.34	15.44
nC ₄	0.0	0.0	430.64	15.93
C ₁₂	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL	11593.36	100.0	2372.78	100.0
PRESION (psia)	274.06		284.0	
TEMPERATURA (°F)	125.60		210.0	

52		
COMPONENTE	lb/hr	%mol
C ₁	0.0	0.0
C ₂	0.0	0.0
C ₃ [≡]	29902.62	95.0
C ₃	1429.79	5.0
iC ₄	0.0	0.0
iC ₄ [≡]	0.0	0.0
nC ₄	0.0	0.0
C ₁₂	0.0	0.0
H ₂	0.0	0.0
TOTAL	31332.41	100.0
PRESIÓN (psia)	293.94	
TEMPERATURA (°F)	123.8	

V.7 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.⁽¹⁹⁾

SERVICIO: AGUA DE ENFRIAMIENTO.

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	FLUJO (lb/hr.)
EA-201	Enfriador	39,495.96
EA-202A	Interenfriador	26,684.56
EA-202B	Interenfriador	26,684.56
EA-203A	Interenfriador	26,684.56
EA-203B	Interenfriador	26,684.56
EA-204A	Interenfriador	26,684.56
EA-204B	Interenfriador	26,684.56
EA-205A	Interenfriador	26,684.56
EA-205B	Interenfriador	26,684.56
EA-304	Enfriador de aceite pobre	30,005.13
EA-307	Condensador de la torre de agotamiento DA-302	5,00085.0
EA-402	Condensador de la torre de baja pureza DA-401	70,011.99
EA-403	Enfriador de producto de baja pureza	70,011.99
EA-405	Enfriador de pesados	6,001.02
EA-406A	Condensador de torre de pesados	35,005.98
EA-406B	Condensador de torre de pesados	35,005.98
	TOTAL=	<u>504,015.38</u>

SERVICIO: VAPOR DE ALTA (15.24 lb/in², 775.8 °F).

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	FLUJO (lb/hr.)
GB-201A/R	Compresor de efluente de reactor	3,282.41
GB-202A-B/R	Compresor de efluente de reactor	3,282.41
GB-203A-B/R	Compresor de efluente de reactor	3,282.41
GB-204	Compresor de efluente de reactor	<u>3,282.41</u>
		TOTAL= 13,129.64

SERVICIO: VAPOR SATURADO (1.56 lb/in², 334.8 °F)

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	FLUJO (lb/hr.)
EA-309	Rehervidor de la torre DA-303	2,500.43
EA-401	Rehervidor de la torre DA-401	60,010.27
EA-404	Rehervidor de la torre DA-402	<u>100,017.12</u>
		TOTAL= 162,527.82

SERVICIO: ENERGÍA ELÉCTRICA.

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	KWATTS / HP
GA-301A/R	Bomba impulsora de condensado de tanque FA-301 a alimentación de torre DA-303	1,506.85 / 13.13
GA-302A/R	Bomba impulsora de fondos de la torre DA-301 a la torre DA-302	6,808.60 / 59.34
GA-303A/R	Bomba de recirculación de condensado de tanque FA-302 a torre DA-302	89.41 / 0.77
GA-304A/R	Bomba de alimentación de condensado de tanque FA-302 a torre DA-302	2,641.00 / 23.02
GA-305A/R	Bomba impulsora de fondos de la torre DA-302 a rehervidor EA-301	637.12 / 5.55
GA-306A/R	Bomba de recirculación de condensado de tanque FA-303 a torre DA-303	3,781.27 / 32.96
GA-401A/R	Bomba impulsora de fondos de la torre DA-401 a torre DA-402	103.84 / 0.90
GA-402A/R	Bomba de recirculación de torre DA-401	204.21 / 1.77
GA-403A/R	Bomba de recirculación de torre DA-402	<u>231.89 / 2.01</u>
		TOTAL= 16,594.42

SERVICIO: ENERGÍA ELÉCTRICA (Equipo de repuesto)

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	KWATTS / HP
GA-301B	Bomba de repuesto de GA-301A	1.506.85 / 13.13
GA-302B	Bomba de repuesto de GA-302A	6.808.60 / 59.34
GA-303B	Bomba de repuesto de GA-303A	89.41 / 0.77
GA-304B	Bomba de repuesto de GA-304A	2.641.00 / 23.02
GA-305B	Bomba de repuesto de GA-305A	637.12 / 5.55
GA-306B	Bomba de repuesto de GA-306A	3.781.27 / 32.96
GA-307B	Bomba de repuesto de GA-307A	590.21 / 5.14
GA-401B	Bomba de repuesto de GA-401A	103.84 / 0.90
GA-402B	Bomba de repuesto de GA-402A	204.21 / 1.77
GA-403B	Bomba de repuesto de GA-403A	231.89 / 2.01
TOTAL=		16.594.42

V.8 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.⁽¹⁹⁾

El diagrama de flujo de proceso (DFP) es un documento fundamental en un libro de Ingeniería Básica, ya que consiste en dar una representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo. Este documento lo diseñamos para mostrar la secuencia seguida en el proceso, las operaciones unitarias que en él se efectúan, las características básicas del equipo, las entradas y salidas de materia y energía y los controles principales de una manera clara y sencilla (ver anexo 1).

V.9 DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES.⁽¹⁹⁾

El diagrama de servicios auxiliares nos muestra de una manera esquemática los diferentes requerimientos que va a tener la planta como son agua, vapor, combustible, electricidad, etc., mostrando en bloques los diferentes servicios que se tienen conectados a los equipos que los requieren, como son hornos, calentadores, cambiadores de calor, etc. (ver anexo 2).

V.10 HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS.⁽¹⁹⁾

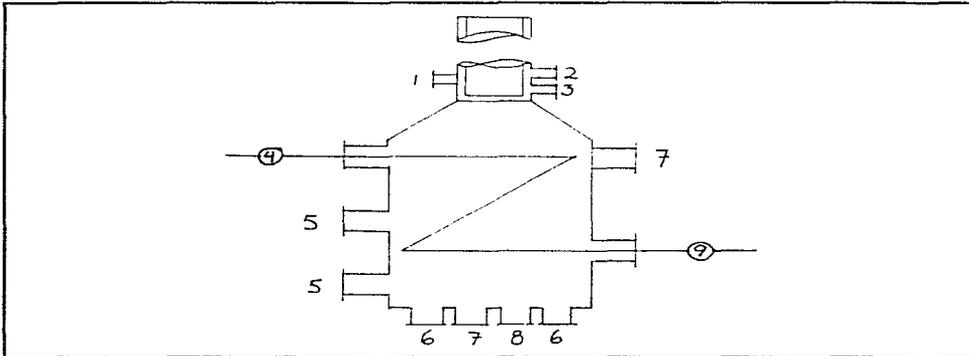
Las hojas de datos de equipos de proceso son los documentos en los cuales se especifican las características de los mismos, con el fin de que cumplan la función encomendada durante el proceso en base al balance de materia y energía y al diagrama de flujo de proceso. Se eligieron los equipos más críticos para realizar su hoja de datos, tomando en cuenta que están involucrados en el proceso más de 70 equipos.

CLIENTE	PROFESOR, MÓDULOS, Y ESCUELA	HOJA	2 DE 2
PLANTA		FECHA	NOV-1996
SERVICIO	DISEÑO	ELAB. POR	AVL
CLAVE	10-111	APROBADO POR	ELR
			1 DUBIOS

MATERIAL

ACERO INOXIDABLE DE TIPO AUSTENÍTICO
FORMA REDONDA, LUBRICADO EN FROD.

DIBUJO



NOTAS

- (1) NIVEL DE CORROSION: 0.01816
(2) CONEXIONES Y BOQUILLAS SI MUESTRAN EN EL DIBUJO

BOQUILLAS

1	INDICADOR DE PRESION
2	INDICADOR DE TEMPERATURA
3	SALIDA DE VAPOR
4	CONTROLADOR DE FLUJO DE ENTRADA
5	MIRETAS
6	ENTRADA DE COMBUSTIBLE
7	ENTRADA DE AIRE
8	ENTRADA DE VAPOR
9	SALIDA DE FREDDO CALO

TORRE DE PLATOS

Hojas de datos

CLIENTE	PROPILENO, MORELOS, VERACRUZ	HOJA	1 DE 2
SERVICIO	TORRE AGOFADORA	FECHA	NOV.-1996
CLAVE	DA-302	ELAB. POR	A.V.C.
N. DE UNIDADES	1	REV. POR	E.L.R.

TIPO	PLATOS
DIAMETRO	12.68 m
ALTURA TOTAL	62.0 m
FALDON	9.84 m

CONDICIONES DE OPERACION

TEMP. OP. SUP.	278.0 °F
TEMP. OP. INF.	284.0 °F
PRESION DIS.	294 psia
PRESION OP.	284 psia

MATERIALES

CABEZAS

RECUBRIMIENTO INTERIOR

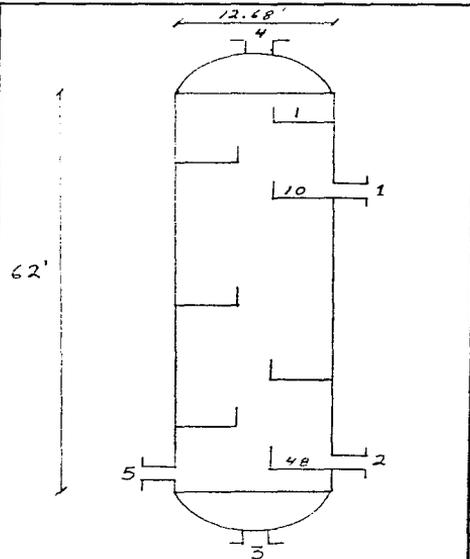
ESPESOR	
CORR. PERM	0.1181 m
AISLAMIENTO	NO REQUIERE

PLATOS

TIPO	DOBLE PASO
ESPESOR	0.125 m

BOQUILLAS

N°	DIAMETRO	N° REQ.	SERVICIO
1	15"	1	ALIMENTACION
2	12"	1	RETRUCCION DE FONDOS
3	12"	1	SALIDA DE FONDOS
4	12"	1	SALIDA DE DOMOS
5	4"	1	CONTROL DE NIVEL



REVISION	01	02	03
----------	----	----	----

NOTAS:

1. PLATO DE ALIMENTACION: 10
2. UNA SOLA UNIDAD
3. NUMERO DE PLATOS: 48
4. ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: 1.0
5. MATERIAL: ACERO INOXIDABLE

PLATOS
HOJAS DE DATOS

CLAVE DEL EQUIPO	DA-302	HOJA	2 DE 2
CLAVE DE LA TORRE	DA-302	No. DE UNIDADES	1
SERVICIO	TORRE AGOTADORA		

SECCION	SUPERIOR	INFERIOR
No. DE PLATOS DE LA SECCION	10	38
PLATO CRITICO-SECCION	10	48

CONDICIONES DE OPERACION			
VAPOR	DENSIDAD	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-3} \text{ a T. P.}$	2,681
	FLUJO	$\text{lb} \cdot \text{hr}^{-1}$	$6,032 \text{ E} + 04$
	TEMP	$^{\circ}\text{F}$	275,0
LIQUIDO	DENSIDAD	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-3} \text{ a T. P.}$	27,60
	FLUJO	$\text{lb} \cdot \text{hr}^{-1}$	$3,2935 \text{ E} + 04$
	TEMP	$^{\circ}\text{F}$	275,0
	PRENSION	$\text{lb} \cdot \text{in}^{-2}, \text{ man}$	261,0
	VISCOSIDAD	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-1} \cdot \text{hr}$	0,1705
	TENSION SUP	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-1} \cdot \text{m}$	$1,048 \text{ E} + 05$

CRITERIOS DE DISEÑO		
INUND. MAX. POR ARRASTRE (%)	82,0	82,0
INUND. MAX. EN BAJANTES (%)		
CAIDA DE P. MAX. PLATO (psd)	3,498	3,498
RANGO DE OPERACION (%)	85-90	85-90

CARACTERISTICAS DE PLATOS			
TIPO DE PLATO	DOBLE PASO	DOBLE PASO	
DIAMETRO (in)	12,679	12,679	
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS (in)	1		
NÚMERO DE PASOS	2	2	
ÁREA ACTIVA (m^2)	366,834	366,834	
ÁREA DE BAJANTES (m^2)			
TIPO DE BAJANTES			
ALTURA DE VERTEDERO (in)			
TIPO UNIDADES DE CONTACTO			
No. DE UNIDADES PLATO			

DATOS HIDRAULICOS DEL SISTEMA						
FACTOR DE ESPERA	0,9000		0,9000			
VELOCIDAD DE INUNDACION (ft/sec)	0,0753		0,0585			
ALTURA LÍQ. VERTEDERO (in)						
CAIDA DE P. PLATO (psd)						
CAIDA DE P. SECCION (psd)						
PORCENTAJE DE INUNDACION A CAP. MAX. NORMAL MIN.	76 - 75,410 - 73		96 - 95,1 - 92			
METALURGIA	Material de construcción	Corrosion permisible	Material de construcción	Corrosion permisible	Material de construcción	Corrosion permisible
PLATO						
BAJANTE						
UNID. CONTACTO						

NOTAS	1	2	3	4
	Revision
Fecha
Elab. por
Apr. por

PLATOS
HOJAS DE DATOS

CLAVE DEL EQUIPO	DA-303	HOJA	2 DE 2
SERVICIO	TORRE DESETANIZADORA	No. DE UNIDADES	1

SECCION	SUPERIOR	INFERIOR
No. DE PLATOS DE LA SECCION	61	64
PLATO CRITICO-SECCION	61	125

CONDICIONES DE OPERACION					
VAPOR	DENSIDAD	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-3}$ a T.P.	2,772	2,975	
	FLUJO	$\text{lb} \cdot \text{hr}$	5,953 E +05	6,242 E +05	
	TEMP.	$^{\circ}\text{F}$	121,06	138,26	
LIQUIDO	DENSIDAD	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-3}$ a T.P.	28,72	27,17	
	FLUJO	$\text{lb} \cdot \text{hr}$	5,640 E +05	6,575 E +05	
	TEMP.	$^{\circ}\text{F}$	121,06	138,26	
	PRESION	$\text{lb} \cdot \text{in}^{-2}$ man	300,0	300,0	
	VISCOSIDAD	$\text{lb} \cdot \text{ft}^{-1} \cdot \text{hr}$	0,1758	0,1628	
	TENSION SUP.	$\text{lb} \cdot \text{in}^{-2}$	1,096 E +05	9,379 E +04	

CRITERIOS DE DISEÑO			
INUND. MAX. POR ARRASTRE (C ₀)		82,0	82,0
INUND. MAX. EN BAJANTES (C ₀ in)			
CAIDA DE P. MAX. PLATO (psi)		13,938	8,534
RANGO DE OPERACION (C ₀)		85-90	85-90

CARACTERISTICAS DE PLATOS			
TIPO DE PLATO	DOBLE PASO	DOBLE PASO	
DIAMETRO (in)	20,1654	20,1654	
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS (in)	1	1	
NUMERO DE PASOS	2	2	
AREA ACTIVA (ft ²)	32,937	54,842	
AREA DE BAJANTES (ft ²)			
TIPO DE BAJANTES			
ALTURA DE VERT. DE ROD (in)			
TIPO UNIDADES DE CONTACTO			
No. DE UNIDADES PLATO			

DATOS HIDRAULICOS DEL SISTEMA							
FACTOR DE ESPUMA		0,05		0,05			
VELOCIDAD DE INUNDACION (ft/seg)		0,2597		0,2202			
ALTURA LIQ. VERT. DE ROD (in)							
CAIDA DE P. PLATO (psi)		13,9		7,8			
CAIDA DE P. SECCION (psi)							
PORCENTAJE DE INUNDACION A CAP. MAX. NORMAL/MIN.		83,5 - 82,45 - 80		90 - 95,00 - 92			
METALURGIA	Material de construcción	C. corrosión permisible	Material de construcción	C. corrosión permisible	Material de construcción	C. corrosión permisible	
PLATO							
BAJANTE							
UNID. CONTACTO							

NOTAS

Revision	0	1	2	3	4
Fecha					
Elab. por					
Apr. por					

CAMBIADORES DE CALOR
HOJA DE DATOS

SERVICIO DE LA UNIDAD	INTERCAMBIADOR PARA EL PROCESO	CLAVE	EA-101
TAMANO	CORAZA 2091 ft DI 4H	TIPO	TUBO Y CORAZA
AREA DE TRANSFERENCIA (H2)	2844.83	ENVOLENTE POR UNIDAD	HORIZONTAL
AREA REQUERIDA (H2)	2847.59	ARREGLO DE LAS ENVOLVENTES	

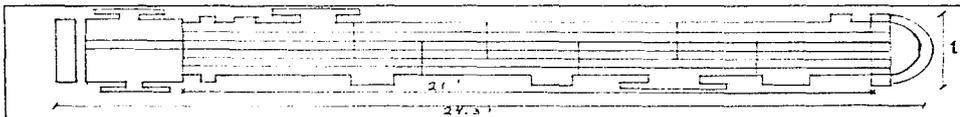
CONDICIONES DE OPERACIÓN POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO	LADO ENVOLVENTE					
	PROPANO					
	ENTRADA		SALIDA		ENTRADA SALIDA	
CANTIDAD TOTAL	lb/hr	kg/hr	81,363.84	81,363.84	28,983.18	28,983.18
LIQUIDO	lb/hr	kg/hr				
GRAVEDAD ESPECIFICA						
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Btu ft pie ⁻¹	keal hr-m ⁻¹ C				
CALOR ESPECIFICO	Btu lb ⁻¹	keal kg ⁻¹ C				
VISCOSIDAD	cp	cp				
PESO MOLECULAR	lb lbmol ⁻¹	kg kmol ⁻¹	81,363.84	81,363.84	28,983.18	28,983.18
VAPOR	lb/hr	kg/hr				
CALOR LATENTE	Btu lb ⁻¹	keal kg ⁻¹	154.36	154.36	154.36	154.36
PESO MOLECULAR	lb lbmol ⁻¹	kg kmol ⁻¹	44.1	44.1	44.1	44.1
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Btu ft pie ⁻¹	keal hr-m ⁻¹ C	0.101	0.101	0.017	0.017
CALOR ESPECIFICO	Btu lb ⁻¹	keal kg ⁻¹ C	0.87	0.87	0.435	0.435
VISCOSIDAD	cp	cp	0.104	0.104	0.008	0.008
DENSIDAD	lb pie ⁻³	kg m ⁻³				
TEMPERATURA	t	c	81	29	4	20
PRESSION	psig	kg cm ² MAN	78.3	0.94	270	245
No. PASOS				2		6
VELOCIDAD	pie seg	m seg		50		95
CAIDA DE PRESSION	psig	kg cm ²	0.126 PERM	0.008	CALC	01.08 PERM 0.9 CALC
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	hr pie ² F Btu	hr m ² C kcal	0.002			0.004
CALOR INTERCAMBIADO	Btu hr	keal hr		994,403.25		TEMERATURE 200.0 T.C
COEF. TOT. DE TRANS. DE Q	Btu hr pie ² F	keal hr-m ² C	1.0310	41.26		SERVICIO 15.63

CONSTRUCCIÓN POR ENVOLVENTE

PRESSION DE DISEÑO	psig	kg cm ² man	19.5		5.0
PRESSION DE PRUEBA	psig	kg cm ² man	19.3		4.5
TEMP. DE DISEÑO	t	c	52.0		20.0

TUBOS	No.	322	D ext	1	OWE	14	LONG	21	ARREGLO TRIANGULAR
ENVOLVENTE			D int	19.5 m			D ext	21 m	
CAJAS ENVOLV			CAJA CABLEZADA TRIANGULAR						
CANAL			CAJA DEL CANAL						
ESPEJOS			TRIANGULAR						
MAMPARAS	32		ESPACIAMIENTO						
MAMPARATOSO			ESPACIAMIENTO						
TIPO DE UNION	ENVOLE		ENVOLE-ENVOLE	ENVOLE-ESPEJ	ENVOLE-ESPEJ	ENVOLE-ESPEJ	ESPEJO-CANAL	ESPEJO-CANAL	
EMPAQUES			ENVOLE-ENVOLE	CANAL-ENVOLE	ENVOLE-ESPEJ	ENVOLE-ESPEJ	ESPEJO-CANAL	ESPEJO-CANAL	
CABLEZADO			CAJAS DE SELLO						
BOQUILLAS			ENVOLE-ENTR	ENVOLE-ENTR	ENTROROSARIOS	ENTROROSARIOS	ENTROROSARIOS	ENTROROSARIOS	
CORR. PERMIL			LADO TUBOS						
CODIGOS REQ			LADO TUBOS						
PESOS			LADO TUBOS						



BOMBA

HOJA DE DATOS

PLANTA	PROPILENO	FECHA	NOV.-1996
CLAVE	GA-305 A/R	HECHA POR:	A.V.C Y E.L.R.
UNIDADES REQUERIDAS	1	ACCIONADOR	MOTOR ELECTRICO
RELEVO	SI	ACCIONADOR	TURBINA
SERVICIO DE LA UNIDAD:	RECIRCULACION		
FABRICANTE		POSICION	HORIZONTAL

CONDICIONES DE OPERACIÓN

LIQUIDO	lb/hr	10,718.61	PRESION DE DESCARGA	psi	328.42
TEMP. DE BOMBEO	°F	182.3	PRESION DE SUCCION	psi	324.52
FLUJO (GPM)	ft ³ /hr	31.7	PRESION DIFERENCIAL	psi	3.9
DENSIDAD	lb/ft ³	42.15	COLUMNA DIFERENCIAL	ft	13.0
PRESION DE VACIO	psi	321.6	POTENCIAL HIDRAULICO	Hp	0.07
VISCOSIDAD	cp	0.781			

RENDIMIENTO

CURVA PROPUESTA No.		BHP MAX. IMPULSOR DISP.
NPSH REQUERIDA (AGUA)	9.97	CARGA MAX. DE IMPULSOR
% DE EFICIENCIA	85.0	GASTO MINIMO
BHP	0.09	HP HIDRAULICO
		30.0 GPM
		0.07

CONSTRUCCIÓN

DIAMETRO DEL IMPULSOR	TAMANO	RANGO
BOQUILLAS		
SUCCION		
DESCARGA		

NECESIDADES ESPECIALES DE LA BOMBA

TIPO DE BOMBA RECOMENDADA	CENTRIFUGA
TIPO DE MOTOR RECOMENDADO:	
REGULAR	ELECTRICO
DE RESERVA	TURBINA

COMPRESOR

HOJA DE DATOS

PLANTA	PROPILENO	FECHA	NOV. 96	HECHA POR	A.V.C.
CLAVE	GB-201A/R			APROB. POR	E.L.R.
UNIDADES REQUERIDAS:	1				
SERVICIO:	COMPRESION	TIPO:	CENTRIFUGO		
DIRECCION DEL GAS: HORIZONTAL					

CONDICIONES DE OPERACIÓN

CONDICIONES DE ENTRADA:		
PRESION	PSIA	3.84
TEMPERATURA	°F	131.4
PESO MOLECULAR	"o	20.196
RELACION C_p / C_v		1.36
COMPRESIBILIDAD		0.99

CONDICIONES DE SALIDA		
PRESION	PSIA	280.06
TEMPERATURA	°F	275.4
COMPRESIBILIDAD		0.99

VELOCIDAD	RPM	6,214.16
CABEZA POLITROPICA	N m Kg	29,863.68
EFICIENCIA POLITROPICA	"o	77.0

CONTROL DE PROCESO:	
METODO:	VALVULA REGULADORA DE SUCCION DE 3.84 PSIA A 280.06 PSIA
SEÑAL:	
ORIGEN:	PRESION DE DESCARGA Y FLUJO
TIPO:	ELECTRONICO

ANALISIS DE GASES:		
COMPUESTO	PESO MOLECULAR	"o EN MOL
HIDROGENO	2.016	0.65
METANO	16.042	5.023
ETANO	30.068	9.8
PROPILENO	42.078	13.72
PROPANO	44.094	14.38
ISO-BUTANO	58.120	18.95
n-BUTANO	58.120	18.95
2-METIL-PROPENO	56.100	18.29
TOTAL	306.64	100.00
PESO MOLECULAR PROMEDIO:	30.196	

V.11 DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE PROCESO (DTI),⁽¹⁹⁾

El diagrama de tubería e instrumentación es la representación gráfica de los datos necesarios para el desarrollo de la Ingeniería de Diseño de una planta de proceso. En el diagrama mostraremos la instrumentación incluyendo la simbología de todos los instrumentos así como las señales requeridas para tener un buen control (ver anexo 3).

V.12 PLANO DE LOCALIZACIÓN DE EQUIPO (PLOT PLAN),⁽¹⁹⁾

El plano de localización de equipo) es un documento crítico en el diseño y construcción de una planta de proceso. En el Plot Plan se encontrarán distribuidos y localizados todos y cada uno de los equipos. Además se presentan los edificios y localización relativa de áreas funcionales (ver anexo 4).

V.13 SISTEMA Y DIAGRAMA DE DESEQUE,⁽¹⁹⁾

Es llamado así el sistema formado por diferentes elementos, entre los que destacan el cabezal principal y tuberías asociadas, el quemador, los tanques de separación, válvulas de seguridad, etc. estos elementos permiten disminuir un exceso de presión en algún equipo y evitar problemas a la planta (ver anexo 5).

V.14 SISTEMA DE SEGURIDAD Y TRATAMIENTO DE EFLUENTES,⁽¹⁹⁾

Definición de los aspectos de seguridad del proceso.

Algunos de los aspectos que se deben tomar en cuenta para la seguridad del proceso son los datos encontrados en el NFPA para los compuestos que se manejan en el proceso. Y dado que los que se manejan en mayor cantidad son el propano y el propileno se tienen los siguientes datos de cada uno de ellos.

Para el caso del propileno en cuanto a su relación de peligro se encontró que es un gas inflamable, el cual tiene un rápido escape de gas comprimido que puede causar quemaduras por frío. Para cuando se presenta una emergencia se debe usar ropa gruesa y aparatos para respiración con presión positiva. Los procedimientos que se deben de llevar a cabo en caso de derrames o fugas son: eliminar toda la fuente de ignición, usar agua espreada para enfriar y dispersar vapores, parar o controlar la fuga, y si ésta no tiene riesgo excesivo aprovechar el paro.

Los peligros a la salud son: quemaduras por frío al salir el gas comprimido de rápido escape, puede ser peligroso si se inhala y también es un anestésico.

Los peligros por explosión y fuego son: el gas inflamable, el cual es más pesado que el aire y puede viajar a una fuente de ignición y expandir el incendio. La combustión puede producir gases

tóxicos, irritantes y hollín negro. La temperatura de ignición es de 927°F y los límites de flamabilidad están entre 2.4 y 10.3%.

Los peligros de inestabilidad y reactividad puede ser la polimerización, la cual es causada por temperatura elevada, materiales oxidantes o peróxidos. Es una reacción con rango extenso de materiales.

Para realizar el almacenamiento se debe de hacer en frío, seco y en un lugar con buena ventilación. Se debe separar de ácidos y materiales oxidantes. Es preferible almacenar fuera o independientemente de la planta.

Las reacciones peligrosas para el propileno son:

Propileno + NO₂ produce explosión
 Propileno + NO₃ produce explosión
 Propileno + N₂O produce explosión

En la siguiente tabla se tienen las características principales del propano y del propileno.

TABLA

	PROPANO	PROPILENO
Punto de inflamación	Gas	Gas
Temperatura de ignición (°F)	842	927
Límite de flamabilidad (min-max.)	2.1-9.5	2.0-11.1
Sg vapor (aire=1)	1.6	1.5
Punto de ebullición (°F)	-44	-53
Solubilidad en agua	No hay	No hay
Método de extinción	6	6
IDENTIFICACIÓN DE PELIGRO		
Salud	1	1
Inflamabilidad	4	4
Reactividad	0	1

De acuerdo a la tabla anteriormente mostrada se puede considerar en general, el riesgo a la salud en el combate de incendios es que una sola exposición puede variar desde unos cuantos segundos hasta una hora. La actividad física requerida en las operaciones de combate de incendio u otras emergencias puede intensificar los efectos de cualquier exposición. Solo se consideran los riesgos que son causados de las propiedades inherentes del material considerado. La siguiente información de los cinco grados de riesgo está basada en la información de NFPA 704 y relacionada al equipo de protección normalmente disponible para los hombres.

Para nuestro caso trabajamos con el número asignado por riesgo de salud es 1. Lo que se refiere a materiales que ante cuya exposición, causaría irritación, aunque el daño residual sería menor e incluye aquellos que requieren el uso de un buen aparato respirador y purificador de aire certificado. Los materiales son ligeramente peligrosos a la salud necesitándose solamente protección respiratoria.

Identificación de riesgo por inflamabilidad. La susceptibilidad a la ignición y combustión es la base utilizada para asignar el grado de riesgo en esta categoría. El método de combate al incendio esta influenciado por este factor de susceptibilidad. La siguiente información está basada en la definición de los rangos de riesgos de inflamabilidad contenida en la NFPA 704 "Sistema de Normas para la Identificación de Riesgos de Incendio de Materiales". En este caso se estan manejando materiales cuyo número de riesgo de inflamabilidad es de 4, que incluye gases inflamables, líquidos inflamables clase 1A. El método preferido de ataque de incendios es detener el flujo del material o proteger de su exposición mientras se deja que se quemé hasta su combustión completa.

Identificación de riesgo por reactividad. La asignación del grado de riesgo por reactividad está basado en el potencial del material para liberar energía ya sea por sí mismo o en contacto con el agua. Al hacer la asignación se consideró la exposición a impacto y presión. La siguiente información está basada en las definiciones de riesgo por reactividad contenidas en NFPA 704 "Sistema de Normas para la Identificación de Riesgos de Incendio de Materiales". Siendo para el propano 0 y para el propileno 1. Las definiciones son las siguientes:

1. Este grado incluye materiales que son normalmente estables, pero pueden volverse inestables a presiones y temperaturas elevadas y materiales que reaccionan con el agua liberando algo de energía aunque no de forma violenta. Los incendios que involucra estos materiales deben ser considerados con precaución.

0. Este grado incluye materiales que son normalmente estables, aún bajo condiciones de exposición al fuego, y que no reaccionan con el agua. Pueden utilizarse procedimientos de combate de incendios normales.

Se debe de considerar también aquellos equipos que además de tener una temperatura muy alta tienen una presión muy alta.

CLASIFICACIÓN DE ÁREAS Y ANÁLISIS GENERAL DE RIESGOS.

Para poder clasificar las áreas de riesgo se debe de considerar las condiciones a las que trabaja el proceso y los compuestos que se manejan en cada sección del mismo. Así, como el plano general de localización para poder decir en que secciones se deben de tener ciertas precauciones.

De acuerdo a lo anterior se pueden considerar como zonas de riesgo las siguientes:

- a. Sección de alimentación de propano por la gran cantidad de que se maneja de este compuesto.
- b. Sección de reacción, ya que en ella se tienen altas temperaturas y la mezcla de ambos compuestos.

c. Sección de recuperación de propano y propileno, en esta sección se tienen tanques de balance.

Cabe aclarar que no solo se clasifican las áreas de riesgo de acuerdo a los productos que se manejen en la zona, también se debe de considerar las zonas en donde existiría un alto nivel de ruido. En este caso serían las zonas en donde se encuentran los cuartos de bombas y compresores. En esta zona el personal debe de usar equipo de seguridad, dentro del cual uno de los equipos más importantes son unos tapones de seguridad para evitar daños severos en el sistema auditivo. Además se deben de considerar botas de seguridad, casco, fajas, guantes y en algunos lugares lentes de seguridad para evitar posibles accidentes.

SEGREGACIÓN DE LOS EFLUENTES DEL PROCESO.

La cantidad de los efluentes del proceso depende de la cantidad de agua que se utiliza en el proceso y aproximadamente el 10% de la cantidad total del agua que se utiliza en el proceso es la que lleva a una planta de tratamiento la cual está constituida por el agua de servicios y el agua del proceso.

Las emisiones a la atmósfera están dadas por las chimeneas de los hornos de calentamiento indirecto. Estas chimeneas tienen como principal contaminante compuestos de azufre los cuales siempre vienen en pequeñas cantidades en el combustible empleado que en nuestro caso es gas natural.

Las Normas Oficiales Mexicanas relacionadas con la segregación de estos efluentes son los siguientes:

a. Para el agua es la NOM-CCA-003-ECOL/1993, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de refinación del petróleo y de la petroquímica.

b. Para el aire son las NOM-085-ECOL-1994, contaminación atmosférica-fuentes fijas, para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, que establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, bióxido de azufre y óxidos de nitrógeno y los requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como los niveles máximos permisibles de emisión de bióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión. La NOM-35-1976, "Determinación de Bióxido de Carbono, Monóxido de Carbono y Oxígeno en los Gases de Combustión", y la NOM-A-A-54-1978, "contaminación atmosférica-determinación del contenido de humedad en los gases que fluyen por un conducto-método gravimétrico (ver anexo 6).

Para poder definir que tipo de tratamiento se le debe de dar a la segregación de efluentes líquidos de un proceso, primero se debe de tener la composición promedio de la muestra lo cual se debe de hacer por medio de monitores. En nuestro caso los parámetros que no se deben de exceder de nuestra carga son: pll, grasas y aceites, DQO (demanda química de oxígeno), DBO (demanda biológica de oxígeno), sulfuros, cromo hexavalente, cromo total, fenoles y sólidos suspendidos totales. Estos parámetros se encuentran en la tabla 1 de la NOM-CCA-003-ECOL/1993, en algunos casos se llegan a pedir parámetros adicionales que son determinados por la Comisión Nacional del Agua.

IMPACTO AMBIENTAL DEL PROCESO.

El estudio del impacto ambiental es una actividad diseñada para identificar y predecir la modificación de los componentes biogeofísicos y socioeconómico del ambiente, para interpretar y comunicar información acerca de los impactos, así como la forma de atenuar o minimizar los adversos. Estos estudios son una herramienta para la toma de decisiones en la etapa de planeación y permite seleccionar de las alternativas de un proyecto, la que ofrezca los mayores beneficios tanto en el aspecto socioeconómico como en el aspecto ambiental.

Además de las alteraciones ocasionadas por la naturaleza sobre el medio ambiente, se tienen los cambios producidos por la actividad humana. Al incrementarse el control del ambiente por el hombre, se crean conflictos entre los objetivos humanos y los procesos naturales.

Debido a que los ambientes naturales fluctúan con el tiempo, es difícil distinguir los cambios, es necesario tratar de predecir las condiciones que se tendrían en el lugar, de no construirse la obra. Sin embargo, no es fácil evaluar las condiciones presentes, menos aún las tendencias futuras.

Es imperativo que cada región y área local haga el mejor uso de los recursos naturales sin dañar o deteriorar el ambiente.

Al tomar en cuenta el componente social del ambiente, los impactos pueden tener implicaciones de mayor importancia. Los efectos pueden manifestarse de varias maneras, por ejemplo, las tradiciones de una comunidad dependen de su estilo de vida; una vez que éste cambia, la organización social prevalente será debilitada y las tradiciones se perderán, como sucede en un programa de reacomodo como consecuencia de la construcción de una obra. Por otra parte, si una comunidad continúa con algunas de sus actividades tradicionales después de puesta en operación la obra, puede afectarse la viabilidad del proyecto.

Finalmente, el desarrollo lleva a la adopción de nuevos estilos de vida, los cuales generan presiones sociales o tienen mayor impacto en el ambiente.

Los problemas ambientales en los países en desarrollo son consecuencia de una deficiente planeación. Es por esto que los estudios de impacto ambiental son herramientas imprescindibles para una acertada planeación de los proyectos en desarrollo.

La experiencia en los países desarrollados y en desarrollo, sugiere que los efectos de los grandes proyectos regionales, como: presas, carreteras, puertos, etc., deben considerarse en tres etapas:

a. Durante la preparación del sitio y construcción en la que el ambiente es perturbado por la pesada maquinaria de movimiento de tierras, campamentos y caminos de acceso temporales. Para los habitantes locales la calidad de vida es degradada por la generación de polvo y ruido.

b. En el inicio de la operación de la obra. Pueden plantarse árboles y pasto, y pavimentarse los caminos sin embargo, no hay duda de que un nuevo ambiente ha sido creado como consecuencia de la inundación del valle, rectificación de ríos, relocalización de rutas de tráfico, o de la liberación cotidiana de contaminantes al aire y agua.

c. Después de un período de varias décadas de operación la obra puede atraer industria secundaria, provocar un aumento significativo en la población y generar una serie de actividades humanas inesperadas. Después de 50 años, la estructura original será obsoleta, las modificaciones regionales ambientales podría estar lejos de las que imaginaron los proyectistas.

Cuando se concibe un proyecto entran en acción una cadena de eventos que modifican el estado del ambiente y su calidad. Sin embargo, aún cuando el proyecto no fuera realizado, el ambiente de todas formas estaría sujeto a:

- a. Gran variabilidad, variaciones del clima, ciclos ecológicos naturales y sucesiones.
- b. Tendencias irreversibles de origen natural, tendencias a largo plazo de la composición de los suelos.
- c. Tendencias irreversibles debidas a la combinación de factores naturales e inducidos por el hombre.

Uno de los problemas del asesor en los estudios de impacto ambiental es identificar los diversos componentes del cambio ambiental debido a las influencias interactuantes del hombre y la naturaleza.

La predicción de los impactos sobre el ambiente requiere modelar las acciones de la actividad a estudiar e inferir las respuestas antes de llevar a cabo cualquier acción. La predicción ahorrará costo, tiempo y daños en el ambiente.

La predicción de los impactos sobre el ambiente puede estar basada en el juicio profesional, experiencia, evidencia experimental o modelos cuantitativos. La predicción puede indagar la naturaleza, magnitud, duración, extensión, nivel de confianza y certidumbre de los impactos predichos.

No existe un método óptimo de predicción que pueda ser usado en todos los problemas; la selección del método depende de los recursos disponibles. Los métodos de predicción más usuales en los estudios de impacto ambiental son: modelos matemáticos y físicos, y la opinión de expertos.

La construcción de un modelo que represente un sistema es importante por diversos motivos. En primer término la construcción de un modelo exige dedicación, se deberá reunir información y conocimientos referentes al sistema y desplegarlos dentro del marco de un formato bien definido. Durante este proceso se identificarán los aspectos menos comprendidos, así como fallas en la información y aquellos aspectos que requieren un estudio adicional.

Los estudios encaminados a identificar, predecir, evaluar y presentar los impactos ambientales y proponer las medidas de mitigación, deben realizarse previamente a la ejecución de las obras o actividades por lo que constituye una importante herramienta en la etapa de planeación.

Ante el caudal de información que se maneja y por la complejidad de los fenómenos naturales y socioeconómicos que están involucrados en los proyectos, el desarrollo de los estudios de impacto ambiental requiere la participación de equipos interdisciplinarios.

La primera etapa, de un estudio de impacto ambiental consiste en describir las características del proyecto y las obras y actividades que en él se involucran en sus diferentes fases: selección del sitio, preparación del sitio, construcción, operación y mantenimiento, y abandono del sitio. A continuación debe hacerse una caracterización de la situación ambiental existente en la zona de influencia del proyecto, haciendo énfasis en los posibles niveles de alteración. La descripción del ambiente debe incluir los aspectos generales del medio natural (físico y biológico) y socioeconómico. Como parte final de ésta etapa, se predicen las condiciones ambientales futuras que se tendrían en el sitio, de no llevarse a cabo el proyecto.

La segunda etapa, es el elemento fundamental, del estudio de impacto ambiental y consiste en tres fases principales: identificación, predicción y evaluación de los efectos que tendrá la implantación del proyecto en sus diferentes etapas sobre el ambiente. Para llevar a cabo esta segunda etapa, se han desarrollado numerosas técnicas, que presentan diferencias en sus objetivos, enfoque y requerimientos de información. Cada una de estas técnicas presenta ventajas y desventajas respecto a las otras, por lo que aquella o aquellas que se apliquen deberán seleccionarse considerando el tipo de proyecto, la información disponible y las características del ambiente en el sitio de que se trate.

En la tercera etapa del estudio se proponen las medidas de prevención, control y mitigación de los efectos negativos que ocasionaría el proyecto sobre el ambiente, tomando en cuenta los aspectos evaluados en la etapa anterior.

Finalmente, la cuarta etapa del estudio consiste en comunicar sus resultados mediante el documento denominado "Manifestación del Impacto Ambiental".

En la siguiente página (ver anexo 6) se encontrará un listado simple para identificación de los impactos asociados con los proyectos de plantas. Este listado consiste en una lista de parámetros para ser analizados, y proporciona una guía de cómo deben ser medidos.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES.

Se estableció la importancia técnica y económica del propileno tomando en cuenta su historia en la petroquímica, el crecimiento del sector industrial del país y su uso como materia prima en productos de gran demanda.

También se llevó a cabo una recopilación exhaustiva de las propiedades físicas y químicas del propileno; lo que proporciona ventaja para quien necesite esta información, ya que la misma se encontraba dispersa en la literatura especializada. Además, incluimos información acerca del propileno como es: usos, derivados y factores de seguridad, manejo y almacenamiento.

Lo anterior se realizó apoyándonos en un estudio económico que consistió, entre otras cosas, de mostrar a los actuales consumidores nacionales y el balance de consumo y producción del propileno.

Asimismo, se realizó una investigación sobre los procesos patentados para la obtención del propileno, enumerándose 14 de ellos, de los que se presentó aplicación, materias primas, productos, descripción y esquema de proceso y condiciones de operación de cada uno de ellos, lo que permitió llevar a cabo un análisis crítico para definición de fortalezas y debilidades, ventajas e inconvenientes. Llevándonos a concluir que el proceso patentado por la Coastal States Petroleum Co. (Proceso No.11) es el más adecuado para el entorno nacional.

El proceso Coastal States Petroleum Co. fue elegido debido a que es el único que obtiene básicamente y en mayor proporción propileno con una selectividad óptima para nuestras necesidades; además de que no necesita pretratamiento, elimina azufre en la alimentación y no utiliza un número mayor de equipos, comparándolo con los demás procesos.

Con respecto a las condiciones de reacción, éstas son las óptimas con respecto a la temperatura que se maneja, excepto la presión, ya que se manejan presiones subatmosféricas, para lo cual sugerimos se realicen estudios adicionales a la optimización del proceso.

La Ingeniería Básica del proceso se realizó con base a 13 documentos fundamentales para llevar a cabo la fase inicial del proyecto industrial, con información que permite diseñar una planta operable, segura y bajo control. Los documentos anteriormente mencionados podrán coadyudar como guía didáctica para los estudiantes de la carrera de Ingeniería Química, que cursen las materias de Ingeniería de Proyectos y Petroquímica principalmente.

Creemos que debido al gran auge que ha tenido el propileno en el desarrollo de nuestro país, y además, siendo de gran importancia en estos momentos, la industria mexicana debe darle todo el apoyo necesario a nuevos proyectos e investigaciones sobre el propileno.

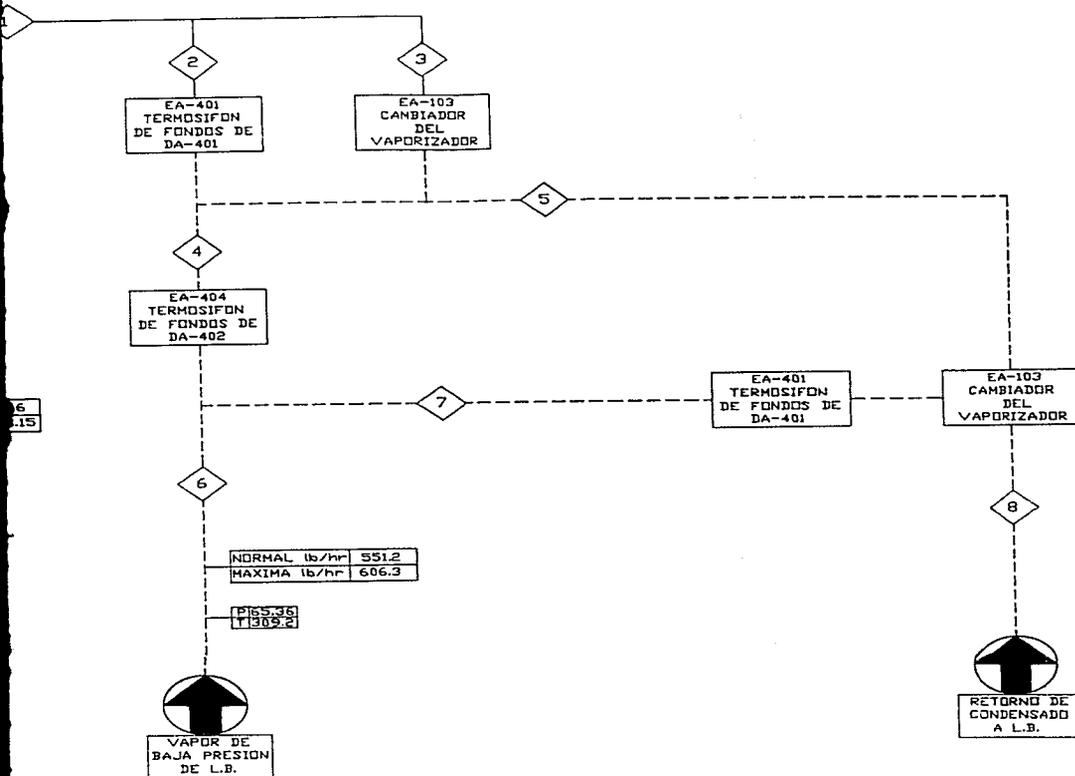
A N E X O

1

A N E X O

2

2	3	4	5	6	7	8
1764	1102.5	551.25	2315	551.25	1102.5	3969
1940	1212	617	2546	606	1212	4365
633	637	234	234	65.36	65.36	42.6
750	750	541.4	541	309.2	309.2	289



NOTAS:
PRESION EN LB/IN² ABS.
TEMPERATURA °F

TESIS.DWG

UNAM FACULTAD DE QUIMICA
PLANTA DE PROPILENO COMPLEJO MORELOS, VER.
DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES VAPOR DE CALENTAMIENTO

TESIS PROFESIONAL MANCOMUNADA
"ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERIA BASICA
PARA EL PROCESO DE OBTENCION DE PROPILENO
A PARTIR DE PROPANO"

DESCRIPCION

ELR
DIBUJO

AVC
SUPERVISO

FECHA

APROBADO
FECHA

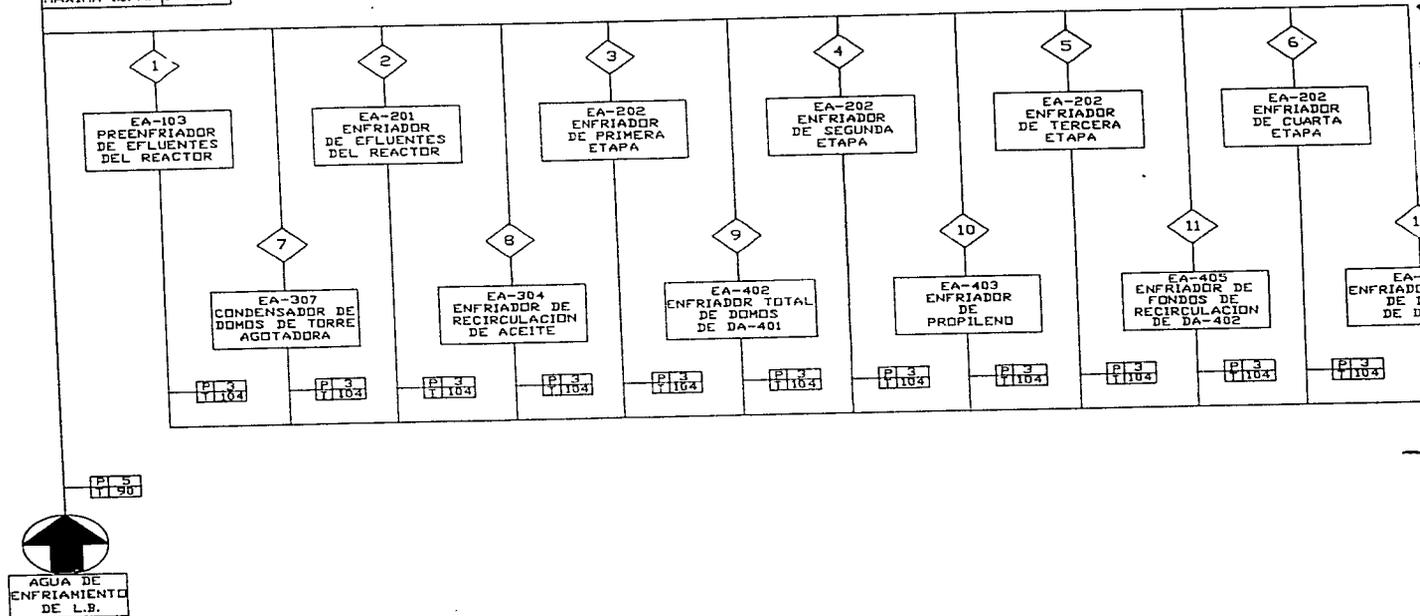
ESCALA

DIBUJO No.

REVISION

	1	2	3	4	5	6	7	8	9
FLUJO NOMINAL	453050	145530	79159.5	2205	2205	2205	370440	253575	195
FLUJO MAXIMO	509355	160083	87075.45	2425.5	2425.5	2425.5	407484	27893.25	218
PRESION lb/in ² man.	5	5	5	5	5	5	5	5	5
TEMPERATURA	77	77	77	77	77	77	77	77	77
DENSIDAD	1	1	1	1	1	1	1	1	1

NORMAL lb/hr 1301832
MAXIMA lb/hr 1432015

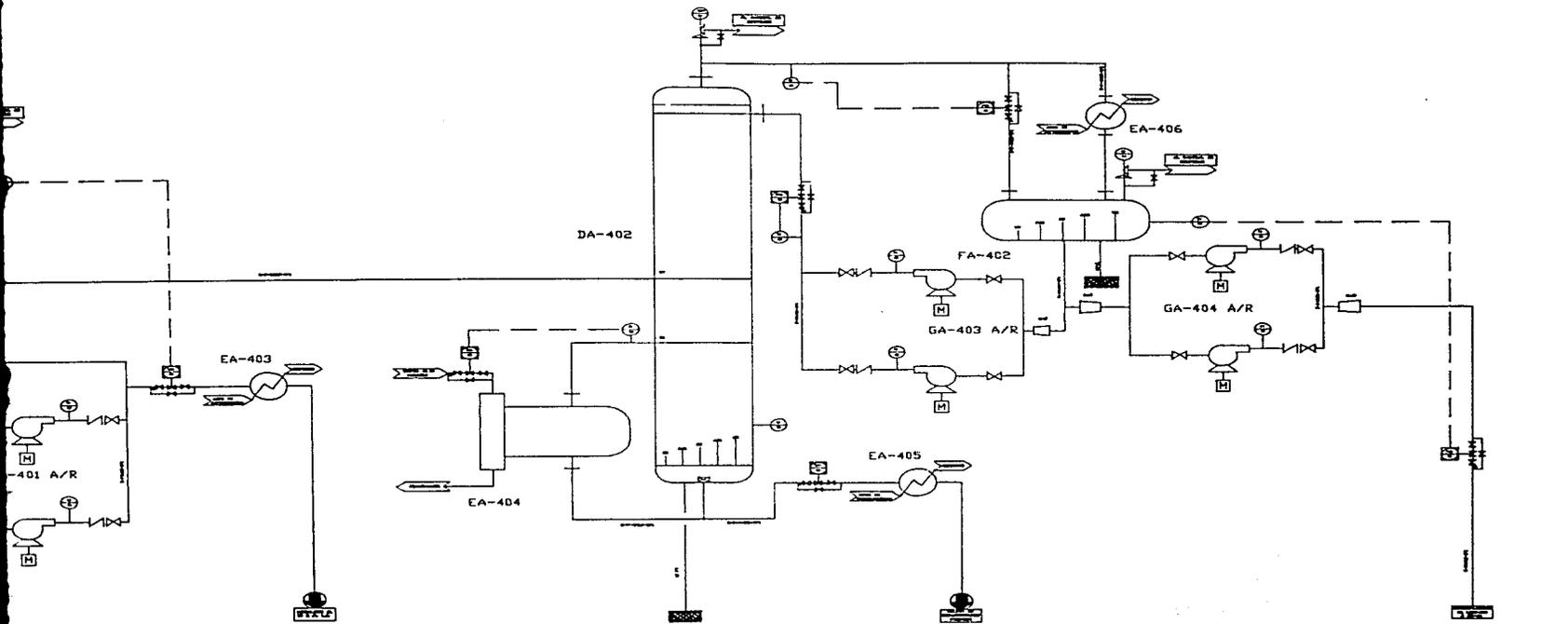


DIBUJOS DE REFERENCIA	REV.	DESCRIPCION	ELR DIBUJO	AVC SUPERVISO	FECHA

ANEXO

3

UN-401	UN-402	UN-403	UN-404	UN-405	UN-406	UN-407	UN-408
DUCTO A EA-403	ENFRIADOR DE TERMOFISON DC	TORRE DE ACEITADORA	ENFRIADOR DE DOMOS DE DA-402	TANQUE DE RECUPERACION DE PROPANO	ENFRIADOR DE FONDOS DE DA-401	BOMBA DE RECIRCULACION DA-402	BOMBA DE ALIMENTACION A EA-401
297PSIG	476220BTU/HR	1071428 BTU/HR	12.5' D/62'T-T	684566 BTU/HR	4'D/14'T-T	476220 BTU/HR	AP=209PSI PD=294PSIG AP=209PSI PD=267PSIG



REV.	DESCRIPCION	ELAB.	APR.	FECHA

TDR/04

UNAM FACULTAD DE QUIMICA
 PLANTA DE PROPILENO COMPLEJO MORELOS, VER.
 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SEPARACION PROPANO PROPILENO

TESIS PROFESIONAL MANCUNADA
 "ELABORACION DE LIBRO DE INGENIERIA BASICA
 PARA EL PROCESO DE OBTENCION DE PROPILENO
 A PARTIR DE PROPANO."

ELAB. Dls. No. REVISION 0

A N E X O

4

NORTE
GEOGRAFICO



CLAVE

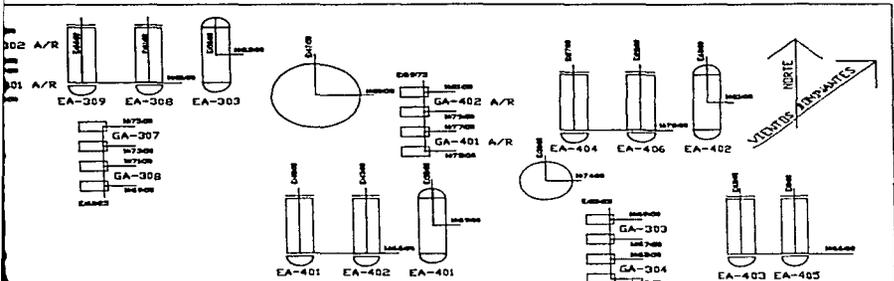
DESCRIPCION

BA-101	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO PARA VAPORIZACION DE PROPANO
BA-102	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO PARA AIRE A REACTOR AGITADORA
BA-301	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO PARA FONDOS DE TORRE AGITADORA
DA-201	TORRE ABSORBEDORA
DA-202	TORRE AGITADORA
DA-203	TORRE DESTANZADORA
BA-401	TORRE DE RECUPERACION DE PROPILENO
DA-602	TORRE DEACETANORA
DC-101	REACTOR CATALITICO DE LECHO FLUJO PARA DESHIDROGENACION
DC-102	REACTOR CATALITICO DE LECHO FLUJO PARA DESHIDROGENACION
DC-103	REACTOR CATALITICO DE LECHO FLUJO PARA DESHIDROGENACION
DC-104	REACTOR CATALITICO DE LECHO FLUJO PARA DESHIDROGENACION
DC-105	REACTOR CATALITICO DE LECHO FLUJO PARA DESHIDROGENACION
EA-101 A/C	INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA LA ALIMENTACION
EA-103	INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA VAPORIZAR PROPANO
EA-201	ENFRIADOR DE EFLUENTES DEL REACTOR
EA-202	ENFRIADOR DEL PRODUCTO DE PRIMERA ETAPA
EA-203	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE SEGUNDA ETAPA
EA-204	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE TERCERA ETAPA
EA-205	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE CUARTA ETAPA
EA-301	ENFRIADOR DE ALIMENTACION AL VAPORIZADOR
EA-302	ENFRIADOR EN DOMO DEL ABSORBEDOR
EA-303	ENFRIADOR LATERAL DEL ABSORBEDOR
EA-304	ENFRIADOR DE RECIRCULACION DE ACEITE AL ABSORBEDOR
EA-305	ENFRIADOR DE PROPANO DE ABSORCION
EA-306	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACION DEL AGITADOR
EA-307	CONDENSADOR DE BOMBA DE LA TORRE AGITADORA
EA-308	CONDENSADOR DE DOMO DE TORRE DESTANZADORA
EA-309	RESENVIBRADOR DEL DESTANZADOR
EA-401	TERMOSTATO DE BA-401
EA-402	ENFRIADOR TOTAL DE DOMO DE BA-401
EA-403	ENFRIADOR DE PROPILENO AL 95% A L3
EA-404	TERMOSTATO DE BA-402
EA-405	ENFRIADOR DE FONDOS DE RECIRCULACION DE BA-402
EA-406	ENFRIADOR TOTAL DE BOMBA DE BA-402
FA-101	TANQUE DE VAPORIZACION DE ALIMENTACION
FA-102	TANQUE AMORTIGUADOR DE GASES DE REACCION
FA-201 A/B	TANQUE FLASH DE PRIMERA ETAPA
FA-202	TANQUE FLASH DE SEGUNDA ETAPA
FA-203	TANQUE FLASH DE TERCERA ETAPA
FA-204	TANQUE FLASH DE CUARTA ETAPA
FA-301	TANQUE FLASH DE ALIMENTACION AL ABSORBEDOR
FA-302	TANQUE DE ACUMULACION DE DESTILADO
FA-303	TANQUE DE ACUMULACION DE DESTANZADOR
FA-401	TANQUE DE DESTILADO (C3+)
FA-402	TANQUE DE PROPANO DE RECIRCULACION
GA-301 A/B	BOMBA DE ALIMENTACION A BA-303
GA-302 A/B	BOMBA DE ALIMENTACION A BA-302
GA-303 A/B	BOMBA DE REFLUJO DE BA-302
GA-304 A/B	BOMBA DE ALIMENTACION A BA-303
GA-305 A/B	BOMBA DE RECIRCULACION DE FONDOS DE BA-302
GA-306 A/B	BOMBA DE RECIRCULACION DE ACEITE A BA-301
GA-307A	BOMBA DE REFLUJO DE BA-303
GA-308A	BOMBA ALIMENTACION A BA-401
GA-401 A/B	BOMBA DE FONDOS DE BA-401
GA-402 A/B	BOMBA DE PRODUCTO A CA-403
GA-403 A/B	BOMBA DE RECIRCULACION DE BA-402
GA-404 A/B	BOMBA DE ALIMENTACION A FA-101
GB-101	COMPRESOR RECIPROCANTE
GB-201	COMPRESOR DE PRIMERA ETAPA
GB-202	COMPRESOR DE SEGUNDA ETAPA
GB-203	COMPRESOR DE TERCERA ETAPA
GB-204	COMPRESOR DE CUARTA ETAPA

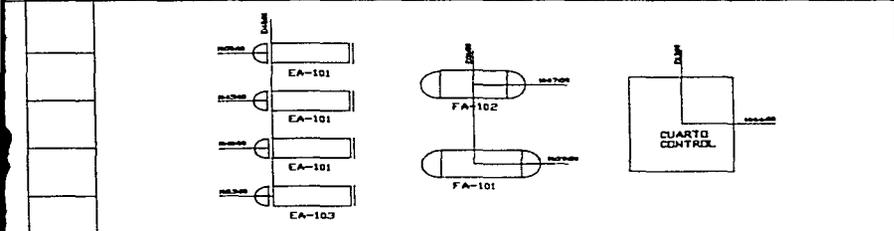
E:00000

N9100

L.B.



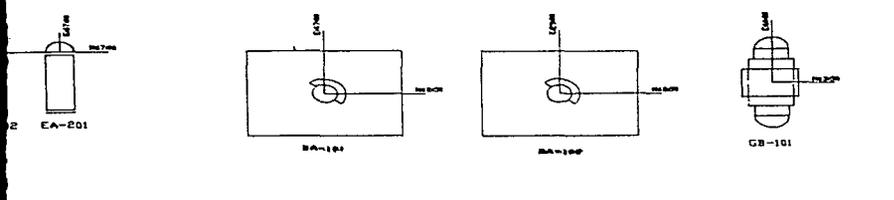
L.B.



N40000

E:00000

L.B.



PLANTA DE PROPILENO COMPLETA MURELOS, VER.

PLAN

TESIS PROFESIONAL MANCOMUNADA
"ELABORACION DE UN LIBRO DE INGENIERIA BASICA
PARA EL PROCESO DE DESTILACION DE PROPILENO
A PARTIR DE PROPANO"

PROFESOR: FROM

ELABORADO POR: FROM

REVISADO POR: FROM

REVISADO POR: FROM

ANEXO

5

ANEXO

6

NORMA Oficial Mexicana NOM-CCA-003-ECOL/1993, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de refinación de petróleo y petroquímica.

Al margen un sello con el Escudo Nacional que dice Estados Unidos Mexicanos - Secretaría de Desarrollo Social.

SERGIO REYES LUJAN, Presidente del Instituto Nacional de Ecología con fundamento en los artículos 32 fracciones XXIV, XXV y XXIX de la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal 5ª fracciones VIII y XV 2ª fracciones II y VII 3ª, 37, 117, 118 fracción II, 119 fracción I inciso a), 123, 171 y 173 de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente 3ª fracción II, 40 fracción X 41 43 46 47 52, 62, 63 y 64 de la Ley Federal Sobre Metrología y Normalización 85, 86 fracciones I, III y VII 92 fracciones II, IV y 119 fracción I de la Ley de Aguas Nacionales, Primero y Segundo del Acuerdo mediante el cual se delega en el Subsecretario de Vivienda y Bienes Inmuebles y en el Presidente del Instituto Nacional de Ecología la facultad de expedir las normas oficiales mexicanas en materia de vivienda y ecología respectivamente y

CONSIDERANDO

Que las descargas de aguas residuales en las redes colectoras, ríos, cuencas cauces, vasos, aguas marinas y demás depósitos o corrientes de agua y los derrames de aguas residuales en los suelos o su infiltración en los terrenos, provenientes de la industria de refinación de petróleo y petroquímica provocan efectos adversos en los ecosistemas por lo que es necesario fijar los límites máximos permisibles que deberán satisfacer dichas descargas.

Que habiéndose cumplido el procedimiento establecido en la Ley Federal sobre Metrología y Normalización para la elaboración de proyectos de normas oficiales mexicanas, el C. Presidente del Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental ordenó la publicación del proyecto de norma oficial mexicana NOM-PA-CCA-003/93 que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de refinación de petróleo y petroquímica publicado en el Diario Oficial de la Federación el 28 de junio de 1993 con el objeto de que los interesados presentaran sus comentarios al citado Comité Consultivo.

Que la Comisión Nacional de Normalización determinó en sesión de fecha 19 de julio de 1993, la sustitución de la clave NOM-PA-CCA-003/93, con que fue publicado el proyecto de la presente norma oficial mexicana por la clave NOM-CCA-003-ECOL/1993 que en lo subsiguiente la identificará.

Que durante el plazo de noventa días naturales contados a partir de la fecha de la publicación de dicho proyecto de norma oficial mexicana, los análisis a que se refiere el artículo 46 del citado

ordenamiento jurídico, estuvieron a disposición del público para su consulta.

Que dentro del mismo plazo los interesados presentaron sus comentarios al proyecto de norma los cuales fueron analizados en el citado Comité Consultivo Nacional de Normalización realizándose las modificaciones procedentes. La Secretaría de Desarrollo Social por conducto del Instituto Nacional de Ecología, publicó las respuestas a los comentarios recibidos en la Gaceta Ecológica Volumen V número especial de octubre de 1993.

Que mediante oficio de fecha 13 de octubre de 1993, la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos a través de la Comisión Nacional del Agua, expresó su conformidad con el contenido y expedición de la presente norma oficial mexicana.

Que previa aprobación del Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental, en sesión de fecha 30 de septiembre del año en curso, ha tenido a bien expedir la siguiente:

NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-CCA-003-ECOL/1993 QUE ESTABLECE LOS LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE CONTAMINANTES EN LAS DESCARGAS DE AGUAS RESIDUALES A CUERPOS RECEPTORES PROVENIENTES DE LA INDUSTRIA DE REFINACION DE PETROLEO Y PETROQUIMICA.

PREFACIO

En la elaboración de esta norma oficial mexicana participaron:

- SECRETARIA DE DESARROLLO SOCIAL
- Instituto Nacional de Ecología
- Procuraduría Federal de Protección al Ambiente
- SECRETARIA DE MARINA
- Dirección General de Oceanografía Naval
- SECRETARIA DE ENERGIA, MINAS E INDUSTRIA PARAESTATAL
- Subsecretaría de Minas e Industria Básica
- SECRETARIA DE AGRICULTURA Y RECURSOS HIDRAULICOS
- Comisión Nacional del Agua
- Instituto Mexicano de Tecnología del Agua
- SECRETARIA DE SALUD
- Dirección General de Salud Ambiental
- DEPARTAMENTO DEL DISTRITO FEDERAL
- Dirección de Ecología
- GOBIERNO DEL ESTADO DE MEXICO
- Secretaría de Ecología
- PETROLEOS MEXICANOS
- Gerencia de Protección Ambiental
- CONFEDERACION PATRONAL DE LA REPUBLICA MEXICANA (COPARMEX)
- CONFEDERACION NACIONAL DE CAMARAS INDUSTRIALES (CONCAMIN)
- CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE LA TRANSFORMACION DE LA (CANJACINTRA)

1. OBJETO

Esta norma oficial mexicana establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de refinación de petróleo y petroquímica básica y secundaria.

2. CAMPO DE APLICACION

La presente norma oficial mexicana es de observancia obligatoria para los responsables de las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de los procesos de la industria de refinación de petróleo y petroquímica básica y secundaria.

3. REFERENCIAS

NMX-AA-3	Aguas Residuales-Muestreo
NMX-AA-5	Aguas-Determinación de grasas y aceites-Método de extracción Soxhlet
NMX-AA-8	Aguas-Determinación de pH-Método potenciométrico
NMX-AA-28	Determinación de demanda bioquímica de oxígeno-Método de incubación por diluciones
NMX-AA-30	Análisis de aguas-Demanda química de oxígeno-Método de reflujo del dicromato
NMX-AA-34	Determinación de sólidos en agua-Método gravimétrico
NMX-AA-42	Análisis de aguas-Determinación del número más probable de coliformes totales y fecales-Método de tubos múltiples de fermentación
NMX-AA-44	Determinación de cromo hexavalente en agua-Método colorimétrico de la difenil carbazida
NMX-AA-50	Determinación de fenoles en agua-Método espectrofotométrico biperina de la 4-amino-antipirina
NMX-AA-51	Análisis de aguas - Método espectrofotométrico de absorción atómica

NMX-AA-84 Análisis de aguas-Determinación de sulfuros-Método colorimétrico del azul de metileno o iodométrico

NOM-CCA-001-ECOL Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de las centrales termoeléctricas convencionales

4. DEFINICIONES

Para efectos de esta norma se asumen las definiciones que se mencionan en la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, Ley de Aguas Nacionales y Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, además de las siguientes:

4.1 Muestra compuesta

La que resulta de mezclar varias muestras simples.

4.2 Muestra simple

La que se toma ininterrumpidamente durante el periodo necesario para completar un volumen proporcional al caudal, de manera que este resulte representativo de la descarga de aguas residuales, medido en el sitio y en el momento del muestreo.

4.3 Parámetro

Unidad de medición, que al tener un valor determinado, sirve para mostrar, de una manera simple las características principales de un contaminante.

5. ESPECIFICACIONES

5.1 Las descargas de aguas residuales provenientes de la industria de refinación de petróleo crudo, sus derivados, petroquímica básica y secundaria deben cumplir con las especificaciones que se indican en la tabla 1.

Tabla 1

PARAMETROS	LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES.	
	PROMEDIO DIARIO	INSTANTANEO
pH (unidades de pH)	6-9	6-9
Grasas y aceites (mg/L)	30	45
Demanda química de oxígeno (mg/L)	100	120
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	60	72
Sulfuros (mg/L)	0.2	0.4
Cromo hexavalente (mg/L)	0.05	0.075
Cromo total (mg/L)	1.0	1.2
Fenoles (mg/L)	0.5	0.75
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	70	85

5.1.1 Para fines de la presente norma se entenderá por límite máximo permisible promedio diario, los valores, rangos y concentraciones de los parámetros que debe cumplir el responsable de la descarga, en función del análisis de muestras compuestas de las aguas residuales provenientes de esta industria.

5.1.2 Para fines de la presente norma se entenderá por límite máximo permisible instantáneo, los valores, rangos y concentraciones de los parámetros que debe cumplir el responsable de la descarga, en función del análisis de muestras

instantáneas de las aguas residuales provenientes de esta industria.

5.1.3 En el caso de que el agua de abastecimiento contenga alguno de los parámetros que se encuentran regulados en esta norma, no será imputable al responsable de la descarga, y este tendrá el derecho a que la autoridad competente le fije, previa solicitud, condiciones particulares de descarga que tomen en consideración lo anterior.

5.2 Los límites máximos permisibles de coliformes totales, medidos como número más

probable por cada 100 ml. en las descargas de aguas residuales provenientes de la industria de refinación de petróleo crudo sus derivados, petroquímica básica y secundaria, considerando las aguas de servicios son:

5.2.1 1,000 como límite promedio diario y 1,000 como límite instantáneo en las aguas residuales de los procesos industriales

5.2.2 10,000 como límite promedio diario y 20,000 como límite instantáneo cuando se permita el escurrimiento libre de las aguas residuales de servicios o su descarga a un cuerpo receptor, mezcladas con las aguas residuales del proceso industrial

5.2.3 Sin límite, en el caso de que las aguas residuales de servicios se descarguen separadamente y el proceso para su depuración prevea su infiltración en terreno, de manera que no se cause un efecto adverso en los cuerpos receptores

5.3 Condiciones particulares de descarga
En el caso de que se identifiquen descargas que a pesar del cumplimiento de los límites máximos permisibles establecidos en esta norma causen efectos negativos en el cuerpo receptor, la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos a través de la Comisión Nacional del Agua, fijará condiciones particulares de descarga para señalar límites máximos permisibles más estrictos de los parámetros de la tabla 1; además, podrá establecer

límites máximos permisibles si lo considera necesario, en los siguientes parámetros:

Cloruros
Color
Conductividad eléctrica
Hidrocarburos que no se incluyen en tóxicos orgánicos
Metales pesados
Materia flotante
Nitrogeno amoniacal
Sólidos disueltos totales
Sulfatos
Temperatura
Tóxicos orgánicos
Unidades de toxicidad aguda con Daphnia magna

5.3.1 Para el caso de tóxicos orgánicos y metales pesados se considerarán los incluidos en el Anexo A de la norma oficial mexicana NOM-CCA-001-ECOL/1993 referida en el punto 3

6. MUESTREO

6.1 Los valores de los parámetros en las descargas de aguas residuales provenientes de la industria de refinación de petróleo crudo, sus derivados, petroquímica básica y secundaria a cuerpos receptores se obtendrán del análisis de muestras compuestas que resulten de la mezcla de las muestras simples, tomadas éstas en volúmenes proporcionales al caudal, medido en el sitio y en el momento del muestreo, de acuerdo con la tabla 2.

Tabla 2

HORAS POR DIA QUE OPERA EL PROCESO GENERADOR DE LA DESCARGA	NUMERO DE MUESTRAS	INTERVALO ENTRE TOMA DE MUESTRAS SIMPLES (HORAS)	
		MINIMO	MAXIMO
HASTA 8	4	1	2
MAS DE 8 Y HASTA 12	4	2	3
MAS DE 12 Y HASTA 18	6	2	3
MAS DE 18 Y HASTA 24	6	3	4

6.2 En el caso que durante el periodo de operación del proceso generador de la descarga, esta no se presente en forma continua, el responsable de dicha descarga deberá presentar a consideración de la autoridad competente, la información en la que se describa su régimen de operación y el programa de muestreo para la medición de los parámetros contaminantes.

6.3 El reporte de los valores de los parámetros de las descargas de aguas residuales obtenidos mediante el análisis de las muestras compuestas a que se refiere el punto 6.1, se integrará en los términos que establezca la autoridad competente.

7. METODOS DE PRUEBA

Para determinar los valores de los parámetros señalados en la tabla 1, se deberán aplicar los métodos de prueba que se establecen en las normas mexicanas referidas en el punto 3

8. VIGILANCIA

La Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos por conducto de la Comisión Nacional del Agua, es la autoridad competente para vigilar el cumplimiento de la presente norma oficial mexicana, coordinándose con la Secretaría de Marina cuando las descargas sean al mar y con la

Secretaría de Salud cuando se trate de saneamiento ambiental.

9. SANCIONES

El incumplimiento de la presente norma oficial mexicana será sancionado conforme a lo dispuesto por la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, la Ley de Aguas Nacionales y demás ordenamientos jurídicos aplicables

10. BIBLIOGRAFIA

- 10.1 APHA, AWWA, WPCF, 1992. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. (Métodos Normalizados para el Análisis del Agua y Aguas Residuales) 18a. Edición. E.U.A.
- 10.2 Code of Federal Regulations 40 Protection of Environmental 1992. (Código de Normas Federales 40. Protección al Ambiente) E.U.A.
- 10.3 Ingeniería Sanitaria y de Aguas Residuales, 1988. Gordon M. Fair, John Ch Gerey, Limusa, México.
- 10.4 Industrial Water Pollution Control, 1989. (Control de la Contaminación Industrial del Agua)

- Eckenfelder W.W Jr. 2a Edición McGraw-Hill International Editions
E.U.A.
- 10.5 Manual de Aguas para Usos Industriales, 1988
Sheppard T. Powell
Ediciones Ciencia y Técnica, S.A.
1a Edición Volúmenes 1 a 4 México
- 10.6 Manual del Agua, 1989
Frank N. Kemmer John McCallion
Ed. McGraw-Hill Volúmenes 1 a 3 México
- 10.7 U.S.E.P.A. Development Document for Effluent Limitation Guidelines and New Source Performance Standard for the 1974 (Documento de Desarrollo de la U.S.E.P.A. para Guías de Límites de Efluentes y Estándares de Evaluación de Nuevas Fuentes para 1974)
- 10.8 Water Treatment Chemicals An Industrial Guide, 1991 (Tratamiento Químico del Agua Una Guía Industrial) Flick Ernest W Noyes Publications E U A
- 10.9 Water Treatment Handbook, 1991 (Manual de Tratamiento de Agua) Degremont Sa. Edición Vol. I y II E U A
- 10.10 Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse, 1991 (Ingeniería en el Tratamiento de Aguas Residuales, Disposición y Reuso) Metcalf and Eddy McGraw-Hill International Editions 3a edición E.U.A.

11. CONCORDANCIA CON NORMAS INTERNACIONALES

11.1 Esta norma oficial mexicana coincide parcialmente con la norma Petroleum Refining (Refinación de petróleo)-EPA 440/1-82/014 de la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos de América.

12. VIGENCIA

12.1 La presente norma oficial mexicana entrará en vigor a la día siguiente de su publicación en el Diario Oficial de la Federación.

12.2 Se abroga el Acuerdo por el que se expidió la norma técnica ecológica NTE-CCA-003/88, publicado en el Diario Oficial de la Federación el 4 de agosto de 1988.

Dada en la Ciudad de México, Distrito Federal, a los catorce días del mes de octubre de mil novecientos noventa y tres - El Presidente del Instituto Nacional de Ecología, Sergio Reyes Luján - Rubrica

NORMA Oficial Mexicana NOM-CCA-004-ECOL/1993, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de fabricación de fertilizantes excepto la que produzca ácido fosfórico como producto intermedio.

Al margen un sello con el Escudo Nacional, que dice Estados Unidos Mexicanos - Secretaría de Desarrollo Social

SERGIO REYES LUJAN, Presidente del Instituto Nacional de Ecología, con fundamento en los artículos 32 fracciones XXIV, XXV y XXIX de la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal, 5o. fracciones VIII y XV, 8o. fracciones II y VII, 35,

37, 117, 178 fracción II, 119 fracción I inciso a), 123, 171 y 173 de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, 38 fracción II, 40 fracción X, 41, 43, 46, 47, 52, 62, 63 y 64 de la Ley Federal Sobre Metrología y Normalización; 85, 86 fracciones I, III y VII, 92 fracciones II y IV y 119 fracción I de la Ley de Aguas Nacionales; Primero y Segundo del Acuerdo mediante el cual se delega en el Subsecretario de Vivienda y Bienes inmuebles y en el Presidente del Instituto Nacional de Ecología, la facultad de expedir las normas oficiales mexicanas en materia de vivienda y ecología, respectivamente, y

CONSIDERANDO

Que las descargas de aguas residuales en las redes colectoras, ríos, cuencas, cauces, vasos, aguas manas y demás depósitos o corrientes de agua y los derrames de aguas residuales en los suelos o su infiltración en los terrenos, provenientes de la industria de fabricación de fertilizantes excepto la que produzca ácido fosfórico como producto intermedio, provocan efectos adversos en los ecosistemas por lo que es necesario fijar los límites máximos permisibles que deberán satisfacer dichas descargas.

Que habiéndose cumplido el procedimiento establecido en la Ley Federal sobre Metrología y Normalización para la elaboración de proyectos de normas oficiales mexicanas, el C Presidente del Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental ordeno la publicación del proyecto de norma oficial mexicana NOM-PA-CCA-004/93, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de fabricación de fertilizantes excepto la que produzca ácido fosfórico como producto intermedio, publicado en el Diario Oficial de la Federación el 28 de junio de 1993 con el objeto de que los interesados presentaran sus comentarios al citado Comité Consultivo.

Que la Comisión Nacional de Normalización determinó en sesión de fecha 1o de julio de 1993, la sustitución de la clave NOM-PA-CCA-004/93, con que fue publicado el proyecto de la presente norma oficial mexicana, por la clave NOM-CCA-004-ECOL/1993, que en lo subsecuente la identificará.

Que durante el plazo de noventa días naturales contados a partir de la fecha de la publicación de dicho proyecto de norma oficial mexicana, los análisis a que se refiere el artículo 45 del citado ordenamiento jurídico, estuvieron a disposición del público para su consulta.

Que dentro del mismo plazo, los interesados presentaron sus comentarios al proyecto de norma, los cuales fueron analizados en el citado Comité Consultivo Nacional de Normalización, realizándose las modificaciones procedentes. La Secretaría de Desarrollo Social, por conducto de Instituto Nacional de Ecología, publicó las respuestas a los comentarios recibidos en la Gaceta Ecológica, Volumen V número especial de octubre de 1993.

Que mediante oficio de fecha 13 de octubre de 1993, la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, a través de la Comisión Nacional del

describe en el plano s/n elaborado a escala 1:1000 en octubre de 1994, por la Delegación de la Secretaría de Desarrollo Social en el Estado de Coahuila y autorizado por la Dirección General del Patrimonio Inmobiliario Federal de la propia Secretaría.

Que la Secretaría del Trabajo y Previsión Social, mediante oficio número 401/26.08.94/1144 de fecha 26 de agosto de 1994, manifiesto su anuencia en que se retire de su servicio la fracción del inmueble que se menciona en el considerando cuarto del presente, toda vez que no le es de utilidad en el presente ni en un futuro previsible.

Que la Delegación de la Secretaría de Desarrollo Social, en el Estado de Coahuila, mediante oficio número FOO-119-1.2-1962/94 de fecha 20 de octubre de 1994, emitió dictamen procedente respecto al destino del inmueble objeto del presente ordenamiento.

Que en virtud de que ha quedado debidamente integrado el expediente respectivo, con base en las disposiciones de la Ley General de Bienes Nacionales y siendo propósito del Ejecutivo Federal dar un óptimo aprovechamiento al patrimonio inmueble federal, he tenido a bien expedir el siguiente

ACUERDO

ARTICULO PRIMERO.- Se retira del servicio de la Secretaría del Trabajo y Previsión Social y se destina al servicio del Gobierno del Estado de Coahuila, el inmueble a que se refiere el considerando cuarto del presente ordenamiento, a fin de que lo utilice en la instalación de oficinas administrativas.

ARTICULO SEGUNDO.- Si el Gobierno del Estado de Coahuila, diere al inmueble que se le destina un aprovechamiento distinto al previsto en este Acuerdo, sin la previa autorización de la Secretaría de Desarrollo Social o lo dejare de utilizar o necesitar, dicho bien con todas sus mejoras y acciones pasará a la administración de esta última Dependencia.

ARTICULO TERCERO.- La Secretaría de Desarrollo Social, en el ámbito de sus atribuciones, vigilará el estricto cumplimiento del presente ordenamiento.

TRANSITORIO

UNICO.- El presente Acuerdo entrara en vigor el día de su publicación en el Diario Oficial de la Federación.

Dado en la Ciudad de México, Distrito Federal, a los veintiocho días del mes de noviembre de mil novecientos noventa y cuatro. - El Secretario de Desarrollo Social, Carlos Rojas Gutiérrez.- Rúbrica.

NORMA Oficial Mexicana NOM-085-ECOL-1994, Contaminación atmosférica - Fuentes fijas - Para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, que establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, dióxido de azufre y óxidos de nitrógeno y los requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como los niveles máximos permisibles de emisión de dióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión.

Al margen un sello con el Escudo Nacional, que dice: Estados Unidos Mexicanos - Secretaría de Desarrollo Social

CARLOS ROJAS GUTIERREZ, Secretario de Desarrollo Social, con fundamento en los artículos 32 fracciones I, XXIV y XXV de la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal; 4 del Reglamento Interior de la Secretaría de Desarrollo Social; 5o. fracciones I y VIII, 6o. Único párrafo, 8o. fracciones I y VII, 36, 37, 111 fracción I, del 161 al 169, 171 y 173 de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente; 7o. fracciones II y IV, 16, 25, 46 y 49 del Reglamento de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente en materia de Prevención y Control de la Contaminación de la Atmósfera; 38 fracción II, 40 fracción X, 41, 43, 46, 47 y 52 de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, y

CONSIDERANDO

Que esta Norma Oficial Mexicana fue expedida con carácter emergente en dos ocasiones, con las claves NOM-PA-CCAT-019/93 (NE) y NOM-CCAT-019-ECOL/1993 (NE).

Que la misma Norma fue expedida por segunda ocasión con la clave NOM-CCAT-019-ECOL/1993 (NE), y publicada en el Diario Oficial de la Federación el 18 de noviembre de 1993.

Que atendiendo a las opiniones de los sectores involucrados, se determinó modificar los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de contaminantes generados por los procesos de combustión que usan combustibles líquidos y gaseosos, e incluir combustibles sólidos.

Que durante el plazo de noventa días naturales contados a partir de la fecha de publicación del respectivo proyecto de Norma Oficial Mexicana, los análisis a los que se refiere el artículo 45 de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, estuvieron a disposición del público para su consulta.

Que dentro del mismo plazo los interesados presentaron sus comentarios al citado proyecto de norma, el cual fue analizado en el Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental, realizándose las modificaciones procedentes. La Secretaría de Desarrollo Social, por conducto del Instituto Nacional de Ecología, ordenó la publicación de las respuestas a los comentarios recibidos en la Gaceta Ecológica, número especial de noviembre de 1994.

Que el Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental aprobó en sesión de 10 de noviembre de 1994 la presente norma oficial mexicana, con la finalidad de asegurar la calidad del aire en beneficio de la salud de la población y el equilibrio ecológico por lo que he tenido a bien expedir la siguiente:

Norma Oficial Mexicana NOM-085-ECOL-1994 para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, que establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, dióxido de azufre y óxidos de nitrógeno y los requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como los niveles máximos permisibles de emisión de dióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión.

PREFACIO

En la elaboración de esta Norma Oficial Mexicana participaron:

- **SECRETARÍA DE DESARROLLO SOCIAL**
- Instituto Nacional de Ecología
- Procuraduría Federal de Protección al Ambiente
- **SECRETARÍA DE COMERCIO Y FOMENTO INDUSTRIAL**
- Dirección General de Normas
- **SECRETARÍA DE SALUD**
- Dirección General de Salud Ambiental
- **SECRETARÍA DE ENERGÍA, MINAS E INDUSTRIA PARAESTATAL**
- Subsecretaría de Hidrocarburos
- **GOBIERNO DEL ESTADO DE MEXICO**
- Secretaría de Ecología
- **DEPARTAMENTO DEL DISTRITO FEDERAL**
- Dirección General de Proyectos Ambientales
- Dirección General de Ecología
- Comisión Metropolitana para la Prevención y Control de la Contaminación Ambiental en el Valle de México
- **COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD**
- Gerencia de Protección Ambiental.
- **PETROLEOS MEXICANOS**
- Auditoría de Seguridad Industrial, Protección Ambiental y Ahorro de Energía.
- Gerencia de Protección Ambiental y Ahorro de Energía.
- Pemex-Refinación
- Pemex-Gas y Petroquímica Básica.
- Gerencia de Seguridad Industrial y Protección Ambiental.
- **ASOCIACION MEXICANA DE LA INDUSTRIA AUTOMOTRIZ, A.C.**
- **ASOCIACION NACIONAL DE PRODUCTORES DE AUTOBUSES, CAMIONES Y TRACTOCAMIONES, A.C.**
- **ASOCIACION NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA**
- **CAMARA NACIONAL DEL CEMENTO**
- **CAMARA NACIONAL DE LAS INDUSTRIAS DE LA CELULOSA Y DEL PAPEL**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE BAÑOS Y BALNEARIOS**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA FARMACEUTICA**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA HULERA**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE ACEITES, GRASAS Y JABONES**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE LAVANDERIAS**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA PANIFICADORA**
- **CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE LA TRANSFORMACION**
- **CONFEDERACION PATRONAL DE LA REPUBLICA MEXICANA**
- **CELANESE MEXICANA, S.A.**
- **INDUSTRIAL QUIMICA DE MEXICO**

1. Objeto.

Norma Oficial Mexicana para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, que establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, dióxido de azufre y óxidos de nitrógeno y los requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como los niveles máximos permisibles de emisión de dióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión.

2. Campo de aplicación.

Norma Oficial Mexicana para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, será de observancia obligatoria para el uso de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como para los equipos de generación eléctrica que utilizan la tecnología de ciclo combinado. Será obligatoria igualmente sólo en emisiones de dióxido de azufre, para el uso de los equipos de calentamiento directo por combustión.

Se exceptúan los equipos domésticos de calentamiento de agua, de calefacción y las estufas utilizados en casas habitación, escuelas, hospitales y centros recreativos, en las industrias cuando estos equipos sean utilizados en las áreas de servicios al personal, sin embargo, aplicara para el caso de industrias, comercios y servicios, cuando los equipos y sistemas de combustión en lo individual o la suma de varios rebasen los 10 cc de capacidad nominal en cada instalación.

También se exceptúan los quemadores industriales de campo, el sistema de regeneración de las plantas de desintegración catalítica, las plantas recuperadoras de azufre y los procesos de calentamiento directo que producen dióxido de azufre adicional al proveniente del combustible.

3. Referencias.

NMX-AA-01	Determinación de la densidad aparente visual de humo
NMX-AA-09	Determinación de flujo de gases en un conducto por medio de un tubo pitot
NMX-AA-10	Determinación de emisión de material particulado contenido en los gases que fluyen por un conducto
NMX-AA-23	Terminología
NMX-AA-35	Determinación de dióxido de carbono, monóxido de carbono y oxígeno en los gases de combustión
NMX-AA-54	Determinación del contenido de humedad en los gases que fluyen por un conducto
NMX-AA-55	Determinación de dióxido de azufre en gases que fluyen por un conducto.

4. Definiciones.

4.1 Calentamiento directo

La transferencia de calor por flama, gases de combustión o por ambos, al entrar en contacto directo con los materiales del proceso.

4.2 Calentamiento indirecto

La transferencia de calor por gases de combustión que no entran en contacto directo con los materiales del proceso.

4.3 Capacidad nominal

La potencia térmica de diseño de un equipo de combustión indicada por el fabricante

4.4 Certificado de emisión

El documento expedido por la Secretaría de Desarrollo Social que acredita la cantidad de contaminantes a la atmósfera que puede emitir una fuente fija en un año de acuerdo a su capacidad nominal y al nivel regional de emisiones

4.5 Combustibles fósiles sólidos, líquidos y gaseosos.

4.5.1. Los combustibles sólidos se refieren a las variedades de carbón mineral cuyo contenido fijo de carbono varía desde 10% hasta 90% en peso y al coque de petróleo.

4.5.2. Los combustibles fósiles líquidos o gaseosos son los derivados del petróleo y gas natural tales como petróleo diáfano, diesel, combustóleo, gasóleo, gas L.P., butano, propano, metano, isobutano, propileno, butileno o cualquiera de sus combinaciones.

4.6 Ciclo combinado

Proceso para la obtención de calor en dos etapas que incluye en la primera, la generación de gases de combustión y la expansión de los mismos y en la segunda, transferencia y recuperación del calor con propósito de generación de energía eléctrica

4.7 Consumo energético horario

Es la cantidad empleada de un combustible por hora multiplicada por su poder calorífico y se expresa en MJ/h

4.8 Densidad de humo

La concentración de partículas sólidas o líquidas transportadas por la corriente de gases producto de una combustión incompleta

4.9 Equipo de combustión existente

El instalado y/o el proyectado y aprobado para su instalación por la autoridad competente antes de la publicación de la presente Norma Oficial Mexicana

4.10 Equipo de combustión nuevo

El instalado por primera vez, por sustitución de un equipo existente o aprobado por la autoridad competente, en fecha posterior a la publicación de la presente Norma Oficial Mexicana.

4.11 Fuente Fija

La instalación o conjunto de instalaciones pertenecientes a una sola persona física o moral, ubicadas en una poligonal cerrada que tenga como finalidad desarrollar operaciones o procesos industriales, comerciales o de servicios o actividades que generen o puedan generar emisiones contaminantes a la atmósfera

4.12 Límite de emisión ponderada.

El promedio permisible de descarga de un contaminante a la atmósfera, aplicable a cada fuente fija

4.13 Monitoreo continuo

El que se realiza con equipo automático con un mínimo de 15 lecturas en un periodo no menor a 60 min. y no mayor a 360 min. El resultado del monitoreo es el promedio del periodo muestreado

4.14 Número de mancha

El valor numérico que se obtiene al comparar la mancha producto del paso de un cierto volumen de gas de combustión por un papel filtro con las tonalidades de la escala patrón equivalente.

4.15 Operación de arranque del equipo de combustión

El inicio de operación de los procesos de combustión

4.16 Operación de soplado

La limpieza de hollín de los tubos de una caldera mediante la inyección de aire, vapor u otro fluido a presión.

4.17 Resto del país

Es toda la extensión territorial nacional excluyendo la Zona Metropolitana de la Ciudad de México, (ZMCM) y las Zonas Críticas

4.18 Región

Se consideran regiones a la Zona Metropolitana de la Ciudad de México y cada una de las zonas críticas

4.19 Zona Metropolitana de la Ciudad de Guadalajara

El área integrada por los siguientes municipios del Estado de Jalisco: Guadalajara, Ixtlahuacán del Río, Tlaquepaque, Tonalá, Zapotlanejo y Zapopan

4.20 Zona Metropolitana de la Ciudad de México (ZMCM)

El área integrada por las 16 Delegaciones Políticas del Distrito Federal y los siguientes 17 municipios del Estado de México: Atizapán de Zaragoza, Coacalco, Cuautlín de Romero Rubio, Cuautlán Izcáil, Chalco de Covarrubias, Chimalhuacán, Ecatepec, Huixquilucan, Ixtapaluca, La Paz, Naucalpan de Juárez, Nezahualcóvill, San Vicente Chicolapan, Nicolás Romero, Tecamac, Tlalneantla y Tultitlán

4.21 Zona Metropolitana de la Ciudad de Monterrey

El área integrada por los siguientes municipios del Estado de Nuevo León: Monterrey, Apodaca, General Escobedo, Guadalupe, San Nicolás de los Garza, San Pedro Garza García, Santa Catarina y Juárez.

4.22 Zonas Críticas

Se consideran Zonas Críticas (ZC) las zonas metropolitanas de Monterrey y Guadalajara; los centros de población de Coatzacoacois-Minatitlán (municipios de Coatzacoacois, Minatitlán, Ixhuatlán del Sureste, Cosoleacaque y Nanchital), en el Estado de Veracruz; Irapuato-Celaya-Salamanca (municipios de Celaya, Irapuato, Salamanca y Villagrán), en el Estado de Guanajuato; Tula-Vito-Aspasco (municipios de Tula de Allende, Tepeji de Ocampo, Tlanhuétilpan, Atlatlaquía, Atotonilco de Tula, Tlaxoapan y Apaxco) en los estados de Hidalgo y de México; corredor industrial de Tampico-Madero-Altamira (municipios de Tampico, Altamira y Cd. Madero), en el Estado de Tamaulipas; el Municipio de Tijuana, en el Estado de Baja California y el Municipio de Cd. Juárez, en el Estado de Chihuahua.

4.23 Nivel regional de emisión

El promedio permisible de descarga de un contaminante a la atmósfera, aplicable a un conjunto de fuentes fijas localizadas en una zona crítica

5. Especificaciones.

5.1 Los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, óxidos de nitrógeno y dióxido de azufre de los equipos de combustión de las fuentes fijas a que se refiere esta Norma Oficial Mexicana, son los establecidos en las tablas 4 y 5.

5.2 Cuando existan dos o más ductos de descarga cuyos equipos de combustión utilicen en forma independiente o conjunta combustibles fósiles sólidos, líquidos y gaseosos, podrán sujetarse a los valores de

emision contemplados en las tablas 4 y 5 o ponderar las emisiones de sus ductos de descarga en funcion de la capacidad termica del equipo o conjunto de equipos de combustion mediante la utilizacion de la ecuacion (1) y de la combinacion de los combustibles fosiles utilizados de acuerdo a la Tabla 1, y cuyo resultado debera de cumplir con el limite maximo promedio permisible, que resulta de promediar ponderadamente los limites maximos permisibles de emision contemplados en las tablas 4 y 5 de los equipos de combustion de una fuente fija al utilizar la ecuacion (2)

TABLA 1

Combinacion de combustibles	Límite de Referencia
Gas/liquido	Liquidos
Gas/solido	Sólidos
Liquido/solido	Liquidos
Gas/liquido/solido	Liquidos

Como alternativa la ecuacion (3) para aquellos equipos de combustion que individualmente no cuenten con un sistema de medicion y registro de alimentacion de combustible

Ecuacion 1

$$EP_{CT} = \frac{E_{CT1} \cdot CT_1 + E_{CT2} \cdot CT_2 + \dots + E_{CTn} \cdot CT_n}{CT_1 + CT_2 + \dots + CT_n}$$

Donde

EP_{CT} = Emision ponderada expresada en $kg/10^6$ kcal

E_{CTi} = Emision de contaminante determinado en cada equipo de combustion expresada en $kg/10^6$ kcal.

CT_i = Carga termica de cada equipo de combustion, expresada en kcal/h. Se obtiene al multiplicar el consumo de combustible por su poder calorifico.

$i = 1, 2, \dots, n$ en donde "n" es el numero de equipos de combustion existentes en una misma fuente.

Ecuacion 2

$$LEP = \frac{LE_1 \cdot C_1 + LE_2 \cdot C_2 + \dots + LE_n \cdot C_n}{C_1 + C_2 + \dots + C_n}$$

Donde

LEP = Limite Maximo Promedio Permisible por Fuente Fija expresada en $kg/10^6$ kcal o partes por millon en volumen.

LE_i = Limite Maximo Permisible de Emision de contaminantes para el equipo de combustion i , seleccionado de las tablas 4 o 5 en funcion del tipo de combustible, expresado en $kg/10^6$ kcal o partes por millon en volumen.

C_i = Consumo energetico del equipo de combustion i expresado en $kg/10^6$ kcal por hora (Anexo 5)

$i = 1, 2, \dots, n$ que se asigna a las fuentes existentes.

n = Numero total de equipos de combustion existentes dentro de un mismo predio

Ecuacion 3

$$EP_Q = \frac{E_1 \cdot Q_1 + E_2 \cdot Q_2 + \dots + E_n \cdot Q_n}{Q_1 + Q_2 + \dots + Q_n}$$

Donde

EP_Q = Emision ponderada en base a flujo en chimenea, expresada en unidades de concentracion segun se indica en las tablas 4 y 5

E_i = Emision determinada en cada equipo de combustion, expresada en unidades de concentracion segun se indica en las tablas 4 y 5

$i = 1, 2, \dots, n$

Q = Flujo en chimenea expresado en m^3/min a condiciones de 760 mm de Hg a 25°C, base seca y 5% de oxigeno

5.3 Las fuentes fijas cuya capacidad total en equipos de combustión sea mayor a 43,000 MJ/h, deberán respaldar el total de las emisiones de bioxido de azufre con certificados de emisión, los cuales serán asignados con base en los niveles regionales establecidos en la Tabla 2 y no deberán sobrepasar los límites de emisión ponderada indicados en la Tabla 5

TABLA 2

REGION	EMISION DE SO ₂ (kg/10 ⁶ kcal)
Zona Metropolitana de la Ciudad de Mexico	0.36
Zonas Críticas	1.44

Conforme a las disposiciones jurídicas aplicables, la Secretaría de Desarrollo Social establecerá el esquema de regionalización, los procedimientos y el programa para que las fuentes fijas a que se refiere este numeral cumplan con los límites de emisión ponderada por fuente fija, así como los niveles regionales de emisión, tomando en consideración el avance de los programas de infraestructura de suministro de combustibles

5.4 Los equipos de combustión existentes deberán cumplir con los límites de óxidos de nitrógeno consignados en la Tabla 4 y a partir de 1998 con los límites de la Tabla 5. Todo equipo de combustión nuevo deberá cumplir con los límites de emisiones de óxidos de nitrógeno consignados en la Tabla 5

5.5 La operación de sopiado que requieren los equipos de combustión de proceso continuo que utilicen combustibles sólidos o líquidos, deberá efectuarse con una frecuencia de por lo menos una vez por turno o de acuerdo a las especificaciones del fabricante. El tiempo de sopiado no deberá exceder de 25 min por sopiador o deshojador, cuando se trate de equipos con capacidad mayor a 43,000 MJ/h y de 10 min para los menores

5.6 Los combustibles que se distribuyan en México deberán cumplir con la calidad ecológica necesaria para cumplir con los límites máximos permisibles de contaminantes establecidos en esta Norma. Las empresas que suministren combustibles sólidos y líquidos deberán certificar en las facturas de embarque de estos, el contenido de azufre expresado en por ciento en peso. La descarga de bioxido de azufre a la atmósfera de equipos que usen combustibles gaseosos, sólidos y líquidos o cualquiera de sus combinaciones, se calculará con base en el consumo mensual de estos y al contenido de azufre certificado por el proveedor

Para efectos de verificación y en su caso, de sanción, el nivel de emisión se calculará mediante la ecuación 4

Ecuación 4

$$N_e = \frac{\sum Qi \cdot FECi \cdot FCI}{\sum Qi \cdot FCI}$$

Donde

- i = Número de combustibles/equipos que se utilizan
- Qi = Cantidad de combustible consumido en un equipo durante un periodo determinado
- FECi = Factor de emisiones específica al tipo de combustible, según datos de la Tabla 3.
- FCi = Factor de conversión para obtener el nivel de emisiones en kg de SO₂/10⁶ kcal
- Ne = Nivel de emisión

TABLA 3

Combustible	Factor de emisión kg de SO ₂ /10 ⁶ kcal
Combustibles con 1% en peso de azufre	2.04
Combustibles con 2% en peso de azufre	4.08
Combustibles con 4% en peso de azufre	8.16
Diesel con 0.5% en peso de azufre	0.91
Gas Natural	0 (Cero)

Para los combustibles que no están contemplados en esta tabla, el factor de emisión se calculará de acuerdo a la ecuación 5

Ecuación 5

$$\text{Factor de emisión} = \frac{\%S \left[\frac{\text{kgS}}{\text{kgCombustible}} \right] \cdot 2 \left[\frac{\text{kgSO}_2}{\text{kgS}} \right]}{\text{Poder calorífico} \left[\frac{10^6 \text{kcal}}{\text{kgcombustible}} \right]} = \left[\frac{\text{kgSO}_2}{10^6 \text{kcal}} \right]$$

Donde:

% S = % en peso de azufre del combustible.

6. Requisitos y condiciones para la operación de los equipos de combustión.

6.1 Requisitos

6.1.1 Los responsables de los equipos de combustión de las fuentes fijas referidas en esta Norma Oficial Mexicana deben observar, según proceda, los siguientes requisitos de operación:

6.1.1.1 Llevar una bitácora de operación y mantenimiento de los equipos de combustión, medición y análisis de las emisiones y de los certificados de calidad del combustible empleado

6.1.1.2 La bitácora deberá tener como mínimo la siguiente información:

Control de operación: fecha, turno, hora de reporte, presión de vapor, temperatura de gases, temperatura del agua de alimentación, temperatura y presión de combustión, color de humo, purga de fondo, purga de nivel, disparo válvula de seguridad, consumo de combustible. Controles: de presión, bomba agua de alimentación paro y arranque, paro por fallo de flama

Control de emisiones contaminantes: eficiencia, temperatura de gases, aire en exceso, O₂, CO₂ opacidad de humo, datos del combustible empleado según certificado, análisis de emisiones según Tabla 6 densidad de humo, partículas (PST), bioxido de azufre, óxidos de nitrógeno y análisis de agua de alimentación

6.1.1.3 La medición y análisis de las emisiones deben realizarse con la frecuencia y métodos que se indican en la Tabla 6

6.1.1.4 Los métodos equivalentes a que se refiere la Tabla 6 tendrán que ser los que se consideran en el Anexo 3 de esta Norma Oficial Mexicana o algún otro que demuestre la misma precisión con previa autorización de la autoridad competente

6.2 Condiciones:

6.2.1 Los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera establecidos en las tablas 4 y 5 de la presente Norma Oficial Mexicana solo podrán rebasarse en el caso de:

6.2.1.1 Operaciones de arranque del equipo de combustión, siempre que no excedan 15 min y la operación no se repita más de dos veces al día en equipos de capacidad menor a 43,000 MJ/h y 18 hrs para alcanzar la máxima carga o capacidad en los equipos mayores de 43,000 MJ/h

Cuando por las características de los procesos y/o de los equipos de combustión se justifique técnicamente que se requiere mayor tiempo para su arranque, lo deberán comunicar a la autoridad competente

6.2.1.2 Operaciones de soplado, siempre y cuando se ajusten a lo establecido en el punto 5.5 de esta Norma

6.2.2 Para los efectos de cuantificación de las emisiones de humos, partículas suspendidas totales, bioxido de azufre y óxidos de nitrógeno deben seguirse los procedimientos establecidos en las Normas Mexicanas correspondientes, o en su caso, los que establezca la autoridad competente.

6.2.3 Cuando por una chimenea confluyan otras corrientes gaseosas para ser descargadas a la atmósfera conjuntamente con las generadas por las de combustión, la medición de las emisiones deberá realizarse por separado

6.2.4 En el caso de que no se cuente con las especificaciones sobre la capacidad nominal del equipo de combustión, ésta se determinará mediante la ecuación 6

Ecuación 6

$$H_N = H_C \cdot V$$

Donde

H_N = Capacidad térmica del equipo de combustión, expresada en megajoules por hora, (MJ/h)

H_C = Poder calorífico del combustible empleado, expresado en megajoules por kilogramo, (MJ/kg)

V = Consumo de combustible, expresado en kilogramos por hora, (kg/h)

6.2.5 Cuando se utilicen simultánea o alternadamente dos o más combustibles sólidos, líquidos o gaseosos, la capacidad nominal del equipo de combustión se determinará mediante la ecuación 7

Ecuación 7

$$H_{PN} = \frac{H_{C1} \cdot V_1 + H_{C2} \cdot V_2 + \dots + H_{Cn} \cdot V_n}{V_1 + V_2 + \dots + V_n}$$

Donde

H_{PN} = Capacidad térmica ponderada del equipo de combustión, expresada en megajoules por hora (MJ/h)

H_{C1} = Poder calorífico de cada uno de los combustibles empleados, expresado en megajoules por kilogramo (MJ/kg)

V_i = Consumo de cada combustible, expresado en kilogramos por hora (kg/h).

$i = 1, 2, \dots, n$ en donde "n" es el número de combustibles usados en un mismo equipo de combustión

Para la presente Norma Oficial Mexicana se considerarán los poderes caloríficos de los combustibles fósiles sólidos, líquidos y gaseosos indicados en el Anexo 4

7. Vigilancia.

7.1 La Secretaría de Desarrollo Social por conducto de la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente, así como los Gobiernos del Distrito Federal de las entidades federativas y, en su caso, de los municipios, en el ámbito de sus respectivas competencias, vigilarán el cumplimiento de la presente Norma Oficial Mexicana

8. Sanciones.

8.1 El incumplimiento de la presente Norma Oficial Mexicana, será sancionado conforme a lo dispuesto por la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, su Reglamento en Materia de Prevención y Control de la Contaminación de la Atmósfera y los demás ordenamientos jurídicos aplicables

9. Vigencia.

9.1 La presente Norma Oficial Mexicana entrará en vigor al día siguiente de su publicación en el Diario Oficial de la Federación

9.2 Los límites de emisión establecidos en las tablas 2 y 5 y los niveles regionales a que se refiere el numeral 5.3, serán aplicables a partir del 10 de enero de 1995

En las zonas críticas en las que no exista disponibilidad de los combustibles con la calidad ecológica que establezcan las normas oficiales mexicanas respectivas, el Instituto Nacional de Ecología, previa consulta con el Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental, suspenderá la aplicación de los límites de emisión de las tablas 2 y 5 por lo que hace a dióxido de azufre y partículas, aplicando los valores señalados en la Tabla 4 en tanto subsista dicha situación.

Dada en la Ciudad de México, D.F., a los veintiocho días del mes de noviembre de mil novecientos noventa y cuatro. El Secretario de Desarrollo Social, Carlos Rojas Gutiérrez. Rúbrica

TABLA 4.
1994 AL 31 DE DICIEMBRE DE 1997

CAPACIDAD DEL EQUIPO DE COMBUSTION MJ/h	TIPO DE COMBUSTIBLE EMPLEADO	DENSIDAD DEL HOKIO	PARTICULAS (PST)		BIOXIDO DE AZUFRE		OXIDOS DE NITROGENO		EXCESO DE AIRE DE COMBUSTION % volumen (4)	
			mg/m ³ (1)(2)	RP	ZMCM	ZC (5)	ppm V (ppm) ³ kcal (1)(2)	ZMCM		ZC (3)
Hasta 5,350	Combustible o gasolera	4	NA	NA	1100 (4.08)	2100 (7.80)	NA	NA	60	
	Otros líquidos	J	NA	NA	1100 (4.08)	2100 (7.80)	NA	NA		
	Gasosos	0	NA	NA	NA	NA	NA	NA		
		NA	170 (0.147)	475 (0.601)	600 (0.852)	1100 (7.80)	2700 (9.81)	270 (0.988)	300 (0.801)	50
De 5,750 a 43,000	Gasosos	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA		
	Líquidos	NA	150 (0.142)	475 (0.604)	560 (0.781)	1100 (7.81)	2600 (9.81)	100 (0.431)	300 (0.801)	40
	Gasosos	NA	NA	NA	NA	NA	NA	150 (0.460)	300 (0.767)	
De 43,000 a 110,000	Sólidos	NA	70 (0.105)	375 (0.476)	435 (0.664)	1100 (8.24)	2600 (9.81)	140 (0.449)	280 (0.785)	
	Líquidos	NA	70 (0.099)	375 (0.462)	500 (0.710)	1100 (7.81)	2600 (9.81)	140 (0.427)	280 (0.745)	30
	Gasosos	NA	NA	NA	NA	NA	NA	160 (0.408)	280 (0.716)	

Notas y significados de siglas en Anexo 1

TABLA 5
1o. ENERO DE 1993 EN ADELANTE

CAPACIDAD DEL EQUIPO DE COMBUSTIÓN (M ³ /H)	TIPO DE COMBUSTIBLE COMBUSTO	DENSIDAD DE (USO) (Número de inyección u equivalencia)	PARTÍCULAS (PST) (mg/m ³) (g/10 ⁶ kcal) (11)(2)		BÓXIDO DE AZUFRE (ppm V) (g/10 ⁶ kcal) (11)(2)		ÓXIDOS DE NITRÓGENO (ppm V) (g/10 ⁶ kcal) (1)		EXCESO DE AIRE DE COMBUSTIÓN (% volumen) (5)
			ZNCA	ZC (3)	RP	ZMCM	ZC (4)	RP	
Hasta 5,750	Combustible u gasóleo	3	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA
	Otros líquidos	2	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA
	Sólidos	0	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA
De 5,250 a 43,000	Líquidos	HA	75 (0.106)	350 (0.497)	450 (0.639)	1,100 (1.604)	1,700 (2.399)	190 (0.507)	190 (0.507)
	Gaseosos	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA
	Líquidos	HA	60 (0.085)	350 (0.426)	400 (0.568)	550 (1.004)	1,100 (2.299)	110 (0.294)	110 (0.294)
De 43,000 a 110,000	Gaseosos	60A	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA
	Sólidos	HA	60 (0.090)	250 (0.375)	350 (0.525)	550 (1.161)	1,100 (2.299)	110 (0.281)	110 (0.281)
	Líquidos	HA	60 (0.085)	250 (0.355)	350 (0.497)	550 (1.004)	1,100 (2.299)	110 (0.294)	110 (0.294)
Mayor de 110,000	Gaseosos	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA	HA
	Sólidos	HA	60 (0.090)	250 (0.375)	350 (0.525)	550 (1.161)	1,100 (2.299)	110 (0.281)	110 (0.281)
	Líquidos	HA	60 (0.085)	250 (0.355)	350 (0.497)	550 (1.004)	1,100 (2.299)	110 (0.294)	110 (0.294)

Notas y significados de siglas en Anexo 3

**TABLA 6
MEDICION Y ANALISIS DE GASES DE COMBUSTION**

CAPACIDAD DEL EQUIPO DE COMBUSTION Mj/h.	PARAMETRO	FRECUENCIA MINIMA DE MEDICION	TIPO DE EVALUACION	TIPO DE COMBUSTIBLE
Hasta 5 250	Densidad de humo	1 vez cada 3 meses	puntual 13 muestras muestra de fondo	liquido y gas
	CO ₂ CO O ₂ N ₂	1 vez cada 3 meses	puntual 13 muestras ver anexo 3	liquido y gas
	SO ₂	1 vez cada 3 meses	medición indirecta a través de certificados de calidad de combustibles que emita el proveedor	liquido
De 5 250 a 43 000	Partículas suspendidas totales	una vez por año	monitoreo continuo durante 60 minutos: 2 muestras de fondo (2)	liquido
	NO _x	una vez por año	continuo (4): quimioanálisis o equivalente	liquido y gas
	SO ₂	una vez por año	medición indirecta a través de certificados de calidad de combustibles que emita el proveedor	liquido
De 43 000 a 110 000	CO ₂ CO O ₂ N ₂	ibidem	puntual 13 muestras ver anexo 3 o equivalente	liquido y gas
	Partículas suspendidas totales	una vez por año	monitoreo continuo durante 60 minutos: 2 muestras de fondo	liquido
	NO _x	1 vez cada 6 meses	continuo (4): quimioanálisis o equivalente	liquido y gas
	SO ₂	una vez por año	medición indirecta a través de certificados de calidad de combustibles que emita el proveedor	liquido
Mayor de 110 000	CO ₂ CO O ₂ N ₂	una vez por año	puntual 13 muestras ver anexo 3 o equivalente	liquido y gas
	Partículas suspendidas totales	1 vez cada 6 meses	monitoreo continuo durante 60 minutos: 2 muestras de fondo	liquido y gas
	NO _x	permanente (3)	continuo (4): quimioanálisis o equivalente	liquido y gas y gas
	O ₂	permanente	continuo: campo analítico o equivalente: 2000 muestras por minuto o equivalente	liquido y gas
	SO ₂	una vez por año	medición indirecta a través de certificados de calidad de combustibles que emita el proveedor	liquido y gas

NOTAS:

(1) Ver 6 1 1 4

(2) Ver 6 1 1 5

(3) El monitoreo continuo de NO_x será permanente en las zonas metropolitanas de las ciudades de México, Guadalajara y Monterrey, con una duración de cuando menos 7 días una vez cada 3 meses en las zonas críticas, y con una duración de cuando menos 7 días una vez cada seis meses en el resto del país.

(4) Ver 4 13

Deberán realizarse las mediciones correspondientes a equipos de calentamiento industriales del ambiente de cualquier capacidad en enero y octubre de cada año.

ANEXO I

NOTAS

(1) Concentraciones referidas a 25 °C 760 mm Hg. 5% de oxígeno en volumen y base seca. En parentesis se expresa el equivalente de la concentración en unidades de kg/10⁶ kcal

El factor para corregir el O₂ a la base del 5% de oxígeno, se calcula de acuerdo a la ecuación 7
Ecuación 7

$$E_c = \frac{21 - O_r}{21 - O_m} \cdot E_m$$

Donde

E_c = Emisión calculada al valor de referencia del O₂

E_m = Emisión medida (NO_x o CO)

O_m = Valor medido para el O₂

O_r = Nivel de referencia para el O₂

(2) Los valores de emisión de Partículas, Dioxido de Azufre y óxidos de Nitrógeno podrá determinados con promedios ponderados de fuente fija, haciendo uso del procedimiento descrito en el 5.2 de esta Norma

(3) Se refiere únicamente a las Zonas Metropolitanas de Monterrey y Guadaluajara y a las Ciudades Tijuana, Baja California y Cd. Juarez, Chihuahua.

(4) Determinado con la siguiente ecuación y medido antes del precalentador de aire o de cualquier infiltración que diluya los gases de combustión

EA = (V₂ + 0.5 CO) 10000 264 N₂ + O₂ + 0.5 CO) DONDE: O₂, CO y N₂ corresponden al porcentaje volumen de oxígeno, monóxido de carbono y nitrógeno respectivamente contenidos en los gases de combustión en base seca

(5) Para efectos del cumplimiento de los límites del dióxido de azufre, el corredor industrial Tamaulipas-Madero-Altamira en el estado de Tamaulipas deberá cumplir con el valor establecido para el resto del país.

SIGNIFICADO DE LAS SIGLAS

ZMCM Zona Metropolitana de la Ciudad de México

ZC Zonas Críticas

RP Resto del País

NA No Aplica

ANEXO 2
NOTAS

(1) Concentraciones referidas a 25 C, 760 mm Hg, 5% de oxígeno en volumen y base seca. Entre paréntesis se expresa el equivalente de la concentración en unidades de kg/10⁶ kcal.

El factor para corregir el O₂ a la base del 5% de oxígeno, se calcula de acuerdo a la ecuación 7.

Ecuación 7

$$E_r = \frac{21 - O_r}{21 - O_m} \cdot E_m$$

Donde

E_r = Emisión calculada al valor de referencia del O₂

E_m = Emisión medida (NO_x o CO)

O_m = Valor medido para el O₂

O_r = Nivel de referencia para el O₂

(2) Los valores de emisión de Partículas, Dioxido de Azufre y Oxidos de Nitrogeno podran ser determinados con promedios ponderados de fuente fija al hacer uso del procedimiento descrito en el punto 5.2 de esta Norma.

(3) Zonas críticas (especificadas en el punto 4.22 de esta norma)

(4) Se refiere unicamente a las Zonas metropolitanas de las ciudades de Monterrey y Guadaluajara y las ciudades de Tijuana, Baja California y Cd. Juarez, Chihuahua.

(5) Determinado con la siguiente ecuación y medido antes del precalentador de aire o de cualquier infiltración que diluya los gases de combustión.

EA = (O₂ + 0.5 CO) / 100 / (0.264 N₂ + 0.5 CO) donde O₂, CO y N₂ corresponden al porciento en volumen de oxígeno, monóxido de carbono y nitrógeno respectivamente contenidos en los gases de combustión en base seca.

SIGNIFICADO DE LAS SIGLAS

ZC Zonas Críticas

NA No Aplica

ZMCM Zona Metropolitana de la Ciudad de Mexico

B1 Base del combustible

**ANEXO 3
CONTAMINANTES Y SUS METODOS DE EVALUACION PARA FUENTES FIJAS Y METODOS EQUIVALENTES**

CONTAMINANTE	METODO DE EVALUACION	METODO EQUIVALENTE
Densidad de humo	• prueba o mancha de hollin • opacidad	----
Partículas suspendidas totales	• isocinético	----
Oxidos de nitrógeno	• quimioluminiscencia	• infrarrojo no dispersivo
Oxidos de carbono	• infrarrojo no dispersivo • celdas electroquímicas* • orsat (O ₂ , CO ₂ y CO)	----
Oxígeno	• celdas electroquímicas • paramagnéticos	• orsat (O ₂ , CO ₂ y CO) • oxidos de zinc (celdas electroquímicas)
SO ₂	medición indirecta a través de certificados de calidad de combustibles que emita el proveedor	Capacidad del equipo de combustión MJ/h Hasta 5.250 • vía húmeda (torino) • infrarrojo no dispersivo • celdas electroquímicas Máximos de 5.250 • vía húmeda • infrarrojo no dispersivo

* Se calcula el valor dado que no se obtiene por medición directa

**ANEXO 4
PODER CALORIFICO**

COMBUSTIBLE	MJ/kg DE COMBUSTIBLE
Gas natural	52
Gas LP	48
butano	49
isobutano	45
Propano	50
butileno	49
propileno	45
Metano	55
Petroleo diésel	46
Gasolina	47
Diésel	48
Gasoleo	42
Combustible pesado	42
Combustible ligero	43
Carbon mineral	Variable
Coque de petroleo	31

**ANEXO 5
TABLA DE EQUIVALENCIAS**

UNIDAD	X	=	
MJ	mesajoule	239	kcal
MW	megawatt	0.277	kWh
kWh	kilowatt hora	4 186 x 10 ³	NJ
kWh	kilowatt hora	16.2 x 10 ³	kWh
kWh	kilowatt hora	3.6	MJ
kWh	kilowatt hora	860.4	kcal
kWh	kilowatt hora	3.968	B.T.U.
B.T.U.	British Thermal Unit	0.252	kcal
MJ	Megajoule	25.2	MJ/h
MJ	Megajoule	0.025	C.C.
C.C.	Caloría	4	SO ₂
C.C.	Caloría	0.4	C

NOM-AA-54-1978

P R E F A C I O

En la elaboración de esta Norma participaron las siguientes Instituciones:

SECRETARIA DE SALUBRIDAD Y ASISTENCIA
SUBSECRETARIA DE MEJORAMIENTO DEL AMBIENTE
DIRECCION GENERAL DE SANEAMIENTO ATMOSFERICO

COMISION GENERAL DE ELECTRICIDAD
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA BASICA
LABORATORIO

FERTILIZANTES MEXICANOS, S.A.
SUBGERENCIA DE INVESTIGACION

CAMARA NACIONAL DEL CEMENTO

CONFEDERACION DE CAMARAS INDUSTRIALES DE LOS
ESTADOS UNIDOS MEXICANOS

TECNICAS PAPERIE, S.A.

ASOCIACION NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA, A.C.

INDUSTRIAS REESTOL, S.A.

CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE TRANSFORMACION
DEPARTAMENTO DE NORMAS Y CONTROL DE CALIDAD
DEPARTAMENTO DE MEJORAMIENTO DEL AMBIENTE

INSTITUTO MEXICANO DEL SEGURO SOCIAL
DEPARTAMENTO DE CONSERVACION





NORMA OFICIAL MEXICANA
CONTAMINACION ATMOSFERICA - "DETERMINACION DEL CONTENIDO DE HUMEDAD EN LOS GASES QUE FLUYEN POR UN CONDUCTO. - METODO GRAVIMETRICO"

NOM

AA-54-1978

"DETERMINATION OF MOISTURE CONTENT IN GASES FLOWING THROUGH A DUCT - GRAVIMETRIC METHOD".

1 OBJETIVO Y CAMPO DE APLICACION

Esta Norma Oficial establece el método gravimétrico para determinar la humedad contenida en los gases que fluyen por un conducto.

En el caso de corrientes gaseosas sobresaturadas de agua se determina el contenido total.

2 REFERENCIAS

Esta norma se complementa con la Norma Oficial Mexicana en vigor, si -- siguiente:

NOM-AA-10 Norma Oficial Mexicana para determinar la emisión de particu las sólidas contenidas en los gases que se descargan por un conducto

3. DEFINICIONES

Para los efectos de esta norma se establece la siguiente definición:

3.1 Humedad.

Masa de vapor de agua contenida en el gas por unidad de masa de gas seco.

4 SIMBOLOS Y ABREVIATURAS.

- H Peso total de humedad, en gramos.
- M₁ Peso inicial del sistema de captación, expresado en gramos
- M₂ Peso final del sistema de captación, expresado en gramos.
- n Número de moles
- VAC Volumen de agua condensada y adsorbida, a condiciones de refe rencia expresado en litros.
- P₁ Presión de referencia 101 360 Pa (760 mm de Hg)
- P₂ Presión absoluta del gasómetro, expresado en Pa, o en mm de Hg

Prohibida su reproducción sin autorización de la Dirección General de Normas

- T_1 Temperatura de referencia 273 K (0°C)
- T_2 Temperatura del gasómetro en K
- V_2 Volumen del vapor de agua a condiciones del gasómetro, expresado en litros
- V_{gc} Volumen registrado por el gasómetro corregido por su factor de calibración, expresado en litros.
- P_v Presión de vapor de agua a la temperatura del gasómetro -- (Ver tabla No. 1), expresado en Pa ó en mm de Hg
- P_m Presión manométrica ejercida en el lado de succión del gasómetro, expresada en Pa ó en mm de Hg.
- V_c Volumen del agua condensada, en el condensador, a condiciones del gasómetro, expresado en litros.
- P_b Presión barométrica correspondiente al lugar en que se realice el muestreo (Ver tabla No. 2), expresada en Pa o en -- mm de Hg
- V_a Volumen del agua arrastrada por los gases a través del gasómetro, expresado en litros.

5 FUNDAMENTO

Se basa en el pesado del agua obtenida por la condensación y adsorción del vapor de agua contenido en la corriente gaseosa.

6 REACTIVOS

6.1 Sustancias adsorbentes: Cloruro de Calcio Anhidro ó Gel de Sílice preferentemente provista de indicador de humedad (ver apéndice A 1).

6.2 Sustancias refrigerantes: agua, hielo ó amoníaco (ver apéndice - A 1).

7 APARATOS Y EQUIPO

7.1 Sonda de muestreo

Tubo de acero inoxidable, o de vidrio refractario cuyo diámetro debe ser de 8 a 10 mm.

7.2 Medio filtrante

Para su selección ver inciso 5.3.1 de la Norma Oficial Mexicana en vigor NOM-AA-10

7.3 Cámara calefactora

Medio de calentamiento con capacidad suficiente para mantener la temperatura de los gases a 105°C antes de llegar al medio de enfriamiento.

7.4 Condensador.

Medio de enfriamiento que en algunos casos puede ser suplementario, -- complementario u opcional.

7.5 Impactores o frascos lavadores.

Frascos con capacidad de 500 cm³ cada uno.
Se requiere un mínimo de tres.

7.6 Rotámetro previamente calibrado, cuyo intervalo de medición esté de acuerdo con las condiciones de muestreo

7.7 Gasómetro seco

Con capacidad mínima de 100 litros por minuto provisto de termómetro y manómetro con las características señaladas en el inciso 3.1.5.2. de la Norma Oficial Mexicana NOM-AA-10 en vigor.

7.8 Fuente de succión

De capacidad suficiente para vencer las fricciones del tren de muestreo y para mantener un gasto mínimo de 150 litros por minuto.

7.9 Válvula de regulación de flujo.

7.10 Conexiones flexibles a prueba de fugas

7.11 Balanza Granataria

7.12 Cronómetro.

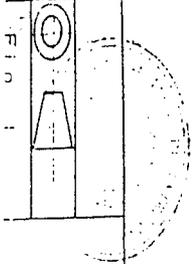
8 PROCEDIMIENTO

8.1 Preparación del tren de muestreo

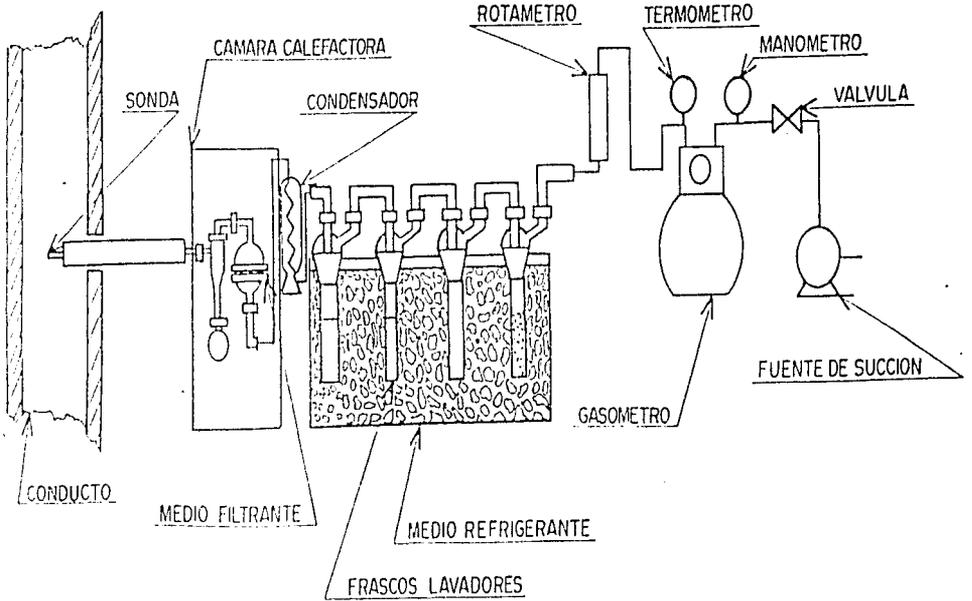
8.1.1. Poner en el primer frasco 100 cm³ de agua destilada, dejar el segundo frasco vacío, en el tercer frasco y en los adicionales cuando se utilicen, poner en cada uno aproximadamente 175 g de gel de sílice previamente secada a 125°C.

8.1.2. Pesar cada uno de los frascos preparados según 8.1.1 y registrar la suma de los valores obtenidos, como M₁.

8.1.3 Utilizar las conexiones flexibles para montar el tren de muestreo de acuerdo a la figura No. 1



TREN DE MUESTREO



ESCALA: No
 ACOTACION: No
 DIBUJO: MARG ALBERTO

8.1.4 Verificar la hermeticidad colocando un tapón en la entrada de la sonda de muestreo, haciendo funcionar la fuente de succión hasta que la lectura del manómetro llegue a su valor máximo estable. Cerrar la válvula de regulación de flujo, después de lo cual la lectura del manómetro no debe variar, de lo contrario será indicativo de que existen fugas, las que se deben localizar y eliminar.

8.2 Colección de la muestra.

8.2.1 Poner a funcionar el medio de calentamiento hasta que se alcance una temperatura estable de 105°C.

8.2.2 Sin accionar la fuente de succión colocar la sonda en el punto seleccionado para la extracción de la muestra.

8.2.3 Poner a funcionar la fuente de succión y muestrear a un gasto de 10 a 25 litros por minuto, hasta obtener una cantidad de muestra tal, que casi sature el medio adsorbente.

8.2.4 Durante el muestreo tomar un mínimo de 3 lecturas de la temperatura y de la presión existentes en el gasómetro (ver apéndice A3)

8.3 Recuperación de la muestra.

Desmontar los frascos lavadores y obtener su peso, registrando la suma de los mismos como valor M_2 .

9 CALCULOS

9.1 Obtener el peso total de humedad H mediante la fórmula:

$$H = M_2 - M_1 \dots\dots\dots (1)$$

9.2 Determinar el número de moles (n) a que equivale la humedad colectada, dividiendo el peso total H entre el peso molecular del agua.

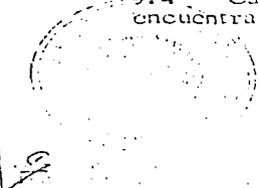
$$n = \frac{H}{18} \dots\dots\dots (2)$$

9.3 Multiplicar el valor obtenido en el inciso 9.2 por 22.4, para obtener el valor VAC, que es el volumen del vapor a que equivale el agua condensada y adsorbida, a condiciones de referencia, 273 K y 101 360 Pa (0°C, 760 mm de Hg).

$$VAC = n \times 22.4 \dots\dots\dots (3)$$

9.4 Calcular el valor obtenido con (3) y en las condiciones a que se encuentra el gasómetro, mediante:

$$V_2 = \frac{P_1 T_2}{P_2 T_1} VAC \dots\dots\dots (4)$$



9.5 Calcular el porcentaje en volumen de la humedad, en relación al volumen total de los gases que circulan por el conducto, mediante:

$$\% \text{ de humedad} = \frac{V_2}{V_{gc} + V_2} \times 100 \dots (5)$$

10 CONCORDANCIA CON NORMAS INTERNACIONALES.

No existe norma internacional al respecto por lo que la presente norma no concuerda con ninguna.

11 BIBLIOGRAFIA

11.1 1972 Annual Book of ASTM Standard American Society for Testing and Materials. Part 23. Philadelphia Pa. 1972. 852 - 878

11.2 Cooper H.B.H. Rossano Jr Source Testing for Air Pollution Control. McGraw - Hill Book Company. Washington D.C. 1974. 23 - 46

11.3 Brenchley D.L. Turley C.A. and Yarmac R.F. Industrial Source Sampling. Ann Arbor Science. Michigan 1973. 119 - 125

11.4 Guía para muestreo isocinético (edición 1973) Ing. David Barrón -- Orozco

11.5 U.S. Code of Federal Regulation, Title 40 Protection of Environment. Part 60 appendix A. Ref. Method 4. Rev. 14/July 1976.

APENDICE A

A.1 Se pueden utilizar otras sustancias adsorbentes y refrigerantes - siempre y cuando los resultados que se obtengan sean equivalentes.

A.2 En la práctica frecuentemente se presentan procesos en los que se puede utilizar únicamente un serpentín de condensación y omitir los frascos lavadores, en cuyo caso se debe obtener la humedad arrastrada hacia el gasómetro, utilizando la siguiente ecuación:

$$V_a = \frac{(P_v)}{P_b} \times \frac{(V_{gc})}{P_m} \dots (6)$$

El porcentaje de humedad se calcula con la fórmula:

$$\% \text{ de humedad} = \frac{V_c + V_a}{V_c + V_{gc}} \times 100 \dots (7)$$

A.3 El número de lecturas de la temperatura y de la presión del gasómetro dependen de las fluctuaciones que se presentan en estas variables durante el muestreo.

APENDICE B

B.1 Ejemplo de cálculo. En las mediciones realizadas en cierto proceso, no se utilizó el tren de frascos lavadores, solo se empleó un serpentín de condensación y se obtuvieron los siguientes datos iniciales:

Peso del serpentín $M_1 = 300$ g

Peso del serpentín con el agua condensada $M_2 = 600$ g

Aplicando la fórmula (1) se tiene:

$$H = 600 - 300 = 300 \text{ g}$$

Aplicando la fórmula (2) tenemos:

$$n = \frac{300}{18} = 16.67 \text{ moles}$$

Mediante la fórmula (3) obtenemos :

$$VAC = 16.67 \times 22.4 = 373.41 \text{ litros (a condiciones de referencia)}$$

para obtener V_2 aplicamos la fórmula (4) :

$$V_2 = \frac{P_1 \times T_2 \times VAC}{P_2 \times T_1} = \frac{760 \times T_2 \times 373.41}{(760 - P_m) \times 273}$$

La presión manométrica correspondiente al gasómetro fué de 180.3 mm de mercurio y la temperatura correspondiente al gasómetro fué de 21.6°C por lo tanto sustituyendo valores se tiene:

$$V_2 = 528.28 \text{ litros.}$$

Utilizando la fórmula (6) se calcula el agua arrastrada hacia el gasómetro.

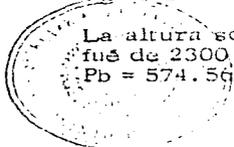
En este caso: la presión de vapor de agua correspondiente a la temperatura del gasómetro de 21.6°C (ver tabla No. 1) es de $P_v = 19.34$ mm de mercurio.

El gasto total medido en el gasómetro fué de:

$$V_{gc} = 2227 \text{ litros}$$

La altura sobre el nivel del mar, del lugar en que se efectuó el muestreo fué de 2300 m, a la cual corresponde una presión barométrica - - -

$$P_b = 574.56 \text{ mm de Hg}$$



Sustituyendo valores en (6) tenemos:

$$V_a = \frac{19.34 \times 2227}{574.56 - 180.3} = 109.24 \text{ litros}$$

Sustituyendo valores en (7) se obtiene:

$$\% \text{ de humedad} = \frac{528.28 + 109.24}{528.28 + 2227} \times 100 = 23.13\%$$

que es el % en volumen de la humedad en relación al volumen total de los gases que circulan por el conducto.

T A B L A No. 1
PRESIONES DE VAPOR DE AGUA A DIFERENTES TEMPERATURAS

TEM. °C	PRESION DE VAPOR DE - AGUA mm Hg	TEM. °C	PRESION DE VAPOR DE - AGUA mm Hg	TEM. °C	PRESION DE VAPOR DE - AGUA mm Hg
0	4.6	65	187.3	205	12 914.0
2	5.3	70	233.5	210	14 289.4
4	6.1	75	288.9	215	15 778.1
6	7.0	80	355.1	220	17 386.6
8	8.0	85	433.5		
10	9.2	90	525.8		
12	10.5	95	634.0		
14	11.9	100	760.0		
16	13.6	105	906.1		
18	15.5	110	1 074.4		
20	17.5	115	1 267.8		
22	19.8	120	1 488.9		
24	22.3	125	1 740.4		
26	25.1	130	2 025.6		
28	28.2	135	2 347.4		
30	31.7	140	2 709.6		
32	35.5	145	3 115.6		
34	39.7	150	3 568.7		
36	44.4	155	4 073.2		
38	49.5	160	4 633.7		
40	55.1	165	5 252.9		
42	61.3	170	5 936.3		
44	68.0	175	6 688.7		
46	75.4	180	7 513.9		
48	83.5	185	8 417.1		
50	92.3	190	9 404.2		
55	117.8	195	10 478.7		
60	149.2	200	11 646.7		

NOTA: Un pascal = 74.98×10^{-4} mm de Hg.

TABLA No. 2

DATOS DE PRESIONES BAROMETRICAS CON SUS ALTURAS CORRESPONDIENTES

ALTURA	PRESION BAROMETRICA	ALTURA	PRESION BAROMETRICA
<u>m</u>	<u>mm Hg</u>	<u>m</u>	<u>mm Hg</u>
0	760.00	2 100	589.00
100	751.20	2 200	581.78
200	742.39	2 300	574.56
300	733.59	2 400	567.33
400	724.79	2 500	560.11
500	715.99	2 600	553.25
600	707.61	2 700	546.40
700	699.23	2 800	539.52
800	690.85	2 900	532.65
900	682.47	3 000	525.79
1000	674.09	3 100	519.27
1100	666.11	3 200	512.75
1200	658.13	3 300	506.23
1300	650.14	3 400	499.71
1400	642.16	3 500	493.19
1500	634.18	3 600	487.00
1600	626.59	3 700	480.82
1700	619.00	3 800	474.63
1800	611.41	3 900	468.45
1900	603.82	4 000	462.26
2000	596.23		

México, D.F. a

21 JUL. 1978

EL C. DIRECTOR GENERAL DE NORMAS

DR. ROMAN SERRA CASTAÑOS



NORMA DE CALIDAD
FAVOR DE COMERCIALIZARLA EN EL PAIS
DESPUES DE LA
* DE INTERESARLE UNA CO. SOLICITARE EN LA
VENTANILLA *

P R E F A C I O

En la elaboración de esta Norma participaron los siguientes Organismos e Instituciones:

SECRETARIA DE SALUBRIDAD Y ASISTENCIA; (S.M.A.)

Consejo Técnico.

Dirección General de Investigación.

Dirección General de Operación.

CAMARA NACIONAL DEL CEMENTO.

CONFEDERACION DE CAMARAS INDUSTRIALES DE LA REPUBLICA MEXICANA.

PETROLEROS MEXICANOS.

Oficina de Protección Ambiental.

COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD.

Laboratorio.

INSTITUTO MEXICANO DEL SEGURO SOCIAL.

Jefatura de Conservación.

GUANOS Y FERTILIZANTES DE MEXICO, S.A.

Subgerencia de Investigación.

SUBCOMITE NO. 2 DE CONTAMINACION ATMOSFERICA.



NORMA OFICIAL MEXICANA

"DETERMINACION DE BIXIDO DE CARBONO,
MONOXIDO DE CARBONO Y OXIGENO EN LOS
GASES DE COMBUSTION".

DGN- AA-35-1976

METHOD OF TEST FOR CARBON DIOXIDE, CAR-
BON MONOXIDE AND OXYGEN OF COMBUSTION
GAS.

1. OBJETIVO

Esta Norma establece el método para determinar por absorción las proporciones de bióxido de carbono, monóxido de carbono y oxígeno contenidos en los gases de combustión.

2. CAMPO DE APLICACION

En equipos y en sistemas de combustión, ejemplo: emisiones de chimeneas y motores de combustión interna estacionarios.

3. PRINCIPIO O FUNDAMENTO DEL METODO

Absorción selectiva que tienen los reactivos empleados.

4. REACTIVOS Y MATERIALES

Las sustancias más usuales que a continuación se mencionan, deben ser grado analítico. Cuando se mencione el uso de agua, debe entenderse agua destilada.

4.1. Solución de hidróxido de potasio (KOH).

Se pesan 66 gramos de hidróxido de potasio y se disuelven en 200 mililitros de agua; (ver párrafo 8.1).

4.2. Solución de pirogálato.

Se pesan 10 gramos de ácido pirogálico ($C_6H_6O_3$), y se disuelven en 30 mililitros de agua. Anseguida se pesan 60 gramos de hidróxido de potasio ó 45 gramos de hidróxido de sodio, y se disuelven en 170 mililitros de agua. Finalmente las dos soluciones anteriores se mezclan entre sí, (ver párrafo 8.2).

4.3. Solución ácida de cloruro cuproso ($CuCl$).

Se pesan 12 gramos de cloruro cuproso y se disuelven en 200 mililitros de ácido clorhídrico concentrado a 30% aproximadamente, (ver párrafo 8.3).

5. APARATOS Y ACCESORIOS.

5.1. Analizador de gases que debe constar como mínimo de:

5.1.1. Sonda de muestreo.

Referencias

La Dirección General de Normas de la Secretaría de Industria y Comercio publicó la presente Norma Mexicana bajo el número de Norma Oficial de la Estación de

Revisiones sucesivas

5.1.3. Bureta (s).

5.1.4. Dispositivo (s) para succión, burbujeo y medición de los gases muestreados.

5.1.5. Dispositivo (s) para medir los volúmenes de gases absorbidos.

5.1.6. Conexiones y válvulas.

6. MUESTREO.

6.1. Se toman los gases del punto de muestreo (E) (ver diagrama de bloques adjunto), por medio de un tubo con diámetro interior aproximado de 6 milímetros y longitud suficiente para penetrar en la corriente de gases, se obtiene una muestra representativa de los mismos y se conducen al equipo analizador, (ver párrafo 8.4).

6.1.1. Se coloca el aparato en una posición tan cercana al punto de muestreo como lo permitan las condiciones de operación.

6.1.2. Para evitar el paso de partículas sólidas, la muestra se hace pasar al través de un medio filtrante F.

6.1.3. Se toma el volumen de muestra M por analizar evitando la entrada de aire, (ver párrafo 8.5).

7. PROCEDIMIENTO.

Ver párrafo 8.6: cálculos y equipos utilizados comunmente.

7.1. Determinación del dióxido de carbono (CO_2).

7.1.1. Se pone en contacto íntimo la muestra del gas con la solución de hidróxido de potasio (KOH) ó de sodio (NaOH), hasta absorción completa (AS: ver diagrama de bloques).

7.1.2. Se determina el porcentaje de dióxido de carbono por lectura directa o indirecta (L: ver párrafo 8.5).

7.2. Determinación del monóxido de carbono (CO).

7.2.1. Se procede en la misma forma que en 7.1.1. Pero utilizando como reactivo la solución de cloruro cuproso.

7.2.2. Se determina el porcentaje de monóxido de carbono en la misma forma que como se indica en 7.1.2.

7.3. Determinación del oxígeno (O_2).

7.3.1. Para determinar el contenido de oxígeno en la muestra de gas, se utiliza como reactivo la solución de pirogalato y se procede en la misma forma que en 7.1.1.

7.3.2. La determinación del contenido de oxígeno, se efectúa como en 7.1.2.

7.4. Precisión del método.

Siguiendo estrictamente el método establecido e instructivo del equipo empleado, se alcanza una precisión de 99.5 a 99.8%.

DIAGRAMA DE BLOQUES.



En donde:

- E = Fuente de emisión.
- F = Medio filtrante.
- M = Medición del volumen de muestra.
- AS = Absorción selectiva.
- L = Lectura (directa o indirecta).
- A = Atmósfera.

8. APENDICE.

8.1. Estas soluciones pueden prepararse en mayor o menor cantidad conservando las proporciones mencionadas.

Empleando otras soluciones pueden analizarse diferentes componentes de los gases de combustión.

La vida útil promedio de las soluciones empleadas para este método es de 300 determinaciones.

8.2. Este reactivo debe conservarse fuera de la acción de la luz.

8.3. El cloruro cuproso genera vapores especialmente cuando la solución es nueva, de estar éstos presentes, la lectura de monóxido de carbono será menor que la de oxígeno; para absorber estos vapores se pasa por segunda vez la muestra al recipiente del hidróxido de potasio y se toma una nueva lectura.

8.4. Se toma la muestra evitando entrada de aire en ella.

8.5. En virtud de la variedad de equipos existentes para el muestreo y medición de los gases, y ante la imposibilidad de mencionar a todos, a modo simplemente de ejemplo se mencionan dos procedimientos:

8.5.1. Procedimiento "FYRITE".

8.5.1.1. Se efectúa el muestreo como se indica de 6.1 a 6.1.2.

8.5.1.2. Se toma el volumen de muestra accionando 18 veces la perilla (bomba globo de hule); ver figura F-1.

8.5.1.3. Se desconecta el dispositivo de muestreo del instrumento.

8.5.1.4. Se invierte tres veces sucesivas el instrumento permitiendo la absorción de gas.

8.5.1.5. Se coloca el instrumento a 45 grados de inclinación para escurrimiento total del reactivo.

8.5.1.6. Se coloca en posición vertical y se toma la lectura en la parte inferior del menisco.

8.5.1.7. La lectura observada corresponde al porcentaje en volumen del gas absorbido por el reactivo correspondiente.

En el caso de este instrumento se cuenta con reactivos para CO_2 y O_2 y además con frecuencia se utiliza como reactivo para el CO el indicado en el inciso 7.2.1.

Para fines prácticos se pueden emplear tres aparatos similares con sus reactivos correspondientes respectivamente para la determinación de CO_2 , O_2 y CO .

8.5.2. Procedimiento "ORSAT".

8.5.2.1. Se nivelan los reactivos colocados en P', P", y P''' (figura OR-1) hasta la marca que está a la mitad entre la parte superior de la pipeta y el tubo de hule, lo cual se consigue abriendo toda la llave "d", sacando luego el frasco nivelador A y bajándolo hasta que el reactivo suba al nivel indicado. La bureta B se llena con agua, abriendo la llave "d" y subiendo el frasco nivelador (parte del aparato).

De esta manera todo el dispositivo está listo para recibir la muestra de gas.

Fig- F-1

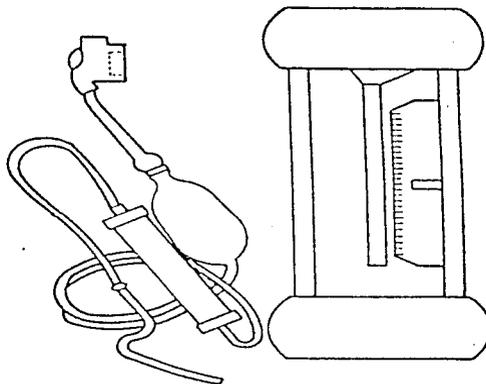
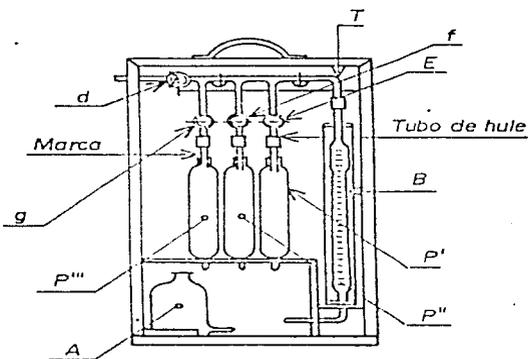


Fig- OR-1

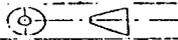


DGN-AA-35

DIRECCION GENERAL DE NORMAS

76 04 22

Esc: No



Figs. F-1,OR1

DETERMINACION DE BIOXIDO DE CARBONO
MONOXIDO DE CARBONO Y OXIGENO EN LOS GASES
DE COMBUSTION

Acot: indicada

DIBUJO

8.5.2.2. Se efectúa el muestreo como se indica de 6.1 a 6.1.2.

8.5.2.3. Determinación del bióxido de carbono (CO_2): el CO_2 se pasa por P' (que contiene hidróxido de potasio) que absorbe el CO_2 , operación que se lleva al cabo abriendo la llave E y subiendo el frasco nivelador A (fig. OR-1), el gas desplaza al reactivo y regresa cuando ocurre la absorción. El gas es forzado hacia el tubo T subiendo y bajando el frasco nivelador, volviendo a subir el reactivo hasta cerca de la marca, se deja escurrir la bureta y se toma la lectura cerrando la llave E y colocando al mismo nivel el agua contenida en el frasco y en la bureta; para asegurar la completa absorción del bióxido de carbono se vuelve a pasar el gas por segunda vez por la pipeta y se toma la lectura que no debe variar arriba de 0.1%; esto recibe el nombre de lectura de comprobación.

8.5.2.4. La diferencia entre el volumen inicial y el volumen final representa el porcentaje de CO_2 presente en la muestra inicial.

8.5.2.5. Determinación del oxígeno (O_2): el gas residual después de la absorción del CO_2 , se hace pasar a la pipeta P" abriendo la llave "F" (fig. OR-1), que contiene la solución de pirogalato. Cuando la absorción es completa se repite la operación descrita en 8.5.2.3.

8.5.2.6. La diferencia entre la lectura obtenida después de absorber el oxígeno con el gas libre de CO_2 dará el porcentaje de oxígeno presente.

8.5.2.7. Determinación de monóxido de carbono (CO): El gas que queda después de absorber el oxígeno se pasa a la pipeta P"' que contiene solución de cloruro cuproso hasta que ya no se absorbe más gas (fig. OR-1).

8.5.2.8. La diferencia entre la lectura así obtenida y la del gas libre de CO_2 y de O_2 representa el porcentaje de monóxido de carbono presente.

6.6. Este método sirve para determinar la densidad de los gases de combustión emitidos al través de una chimenea, previa determinación del porcentaje de humedad en los mismos; (como dato necesario por ejemplo en el complemento de las Normas DGN-AA-9 y DGN-AA-10 en vigor). En los casos en que existen otros gases que no sean productos de una combustión, estos deberán tomarse en consideración.

8.6.1. El criterio que se debe aplicar para definir el inciso 8.6 es el siguiente:

Primero.- Se determina el porcentaje de agua en los gases, colocando un condensador de agua en el tren de muestreo o bien mediante las temperaturas de bulbo húmedo y seco relacionados a una carta psicométrica.

Segundo: se determina:

% de CO_2 base seca.

% de CO base seca.

% de O_2 base seca.

% de N_2 , que es igual a $100 - (\% \text{CO}_2 + \% \text{CO} + \% \text{O}_2)$.

Tercero: Se incluye el porcentaje de agua en los gases, relacionándolo mediante la ecuación:

$$PM_h = PM_{\text{H}_2\text{O}} \left(\frac{\% \text{H}_2\text{O}}{100} \right) + PM_{\text{CO}_2} (\% \text{CO}_2) \left(\frac{100 - \% \text{H}_2\text{O}}{100} \right) + PM_{\text{CO}} (\% \text{CO}) \left(\frac{100 - \% \text{H}_2\text{O}}{100} \right) + PM_{\text{O}_2} (\% \text{O}_2) \left(\frac{100 - \% \text{H}_2\text{O}}{100} \right) + PM_{\text{N}_2} (\% \text{N}_2) \left(\frac{100 - \% \text{H}_2\text{O}}{100} \right) \quad (1)$$

PM = Peso molecular de cada gas.

PM_h = Peso molecular de la mezcla gaseosa base húmeda.

Cuarto: se determina la densidad normal de los gases, mediante la ecuación:

$$D_n = \frac{PM_h}{22.4} \quad (2)$$

D_n = Densidad normal de los gases base húmeda, a 273k y 101325Pa.

22.4 = Volumen molar en $\text{m}^3/\text{kg-mol}$.

Ejemplo:

Humedad 18%

Análisis:

CO_2 = 10.0% base seca.

CO = 6.4% base seca

O_2 = 2.8% base seca

N_2 = 30.8% base seca

Aplicando la ecuación (1) se tiene:

$$PM_{11} = 18 \times .18 + 44 \times .82 \times .10 + 28 \times .82 \times .064 + 32 \times .82 \times .028$$

$$+ 28 \times .82 \times .808 = 3.24 + 3.6 + 1.47 + .735 + 18.5 = 27.545$$

por lo tanto aplicando la ecuación (2) se tiene:

$$D_n = \frac{27.545}{22.4} = 1.229 \text{ kg/m}^3$$

9. BIBLIOGRAFIA

Perry John H. "Manual de Ingeniería Química". Editorial UTEHA

Ross R.D. "La Industria y la Contaminación del Aire".

Conferencia Americana de Higienistas del Gobierno de E.U.A. "Instrumentos para Muestreo del Aire".

Universidad de Michigan E.U.A. "Enciclopedia de Instrumentación para Higiene Industrial".

Jacob B. Morris. "El Análisis Químico de Contaminantes en el Aire". Capítulo 11; 1960.

10. CONCORDANCIA CON NORMAS INTERNACIONALES.

Esta Norma no concuerda con ninguna por no existir Norma Internacional sobre el tema tratado.

México, D.F., a 4 MAYO 1976

EL C. DIRECTOR GENERAL DE NORMAS



ING. CESAR LARRANAGA ELIZONDO

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA.

- 1.- MONTAÑO AUBERT EDUARDO.
"INTEGRACIÓN DE LA PETROQUÍMICA EN MÉXICO."
FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM. 1992.
- 2.- CARBALLO BALBANERA MARÍA GUADALUPE.
**"ESTUDIO DE INNOVACIONES TECNOLÓGICAS SOBRE
PROPILENO"**.
TESIS DE LICENCIATURA. FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM. 1977.
- 3.- MORRISON THORNTON ROBERT.
"QUÍMICA ORGANICA".
FONDO EDUCATIVO INTERAMERICANO. 2ª EDICIÓN.
- 4.- KIRK-OTHMER.
"ENCICLOPEDIA DE TECNOLOGÍA QUÍMICA".
A WILEY INTERSCIENCE PUBLICATION. 4ª EDICIÓN.
- 5.- McKETTA J. JOHN.
"ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL PROCESSING AND DESIGN".
MARCEL DEKKER, INC.
- 6.- PERRY, ROBERT.
"MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO".
McGRAW HILL.
- 7.- P. W. CORNELL, W. H. LITCHFIELD AND H. M. VAUGHAM.
HYDROCARBON PROCESSING.
P 116. VOL.74, No. 3. MARCH 1995.
- 8.- PETROCARBON DEVELOPMENTS LIMITED.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 169. VOL.42, No. 11, NOVEMBER 1963.
- 9.- PAUL SCHIMALFELD.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 168. VOL.42, No. 11, NOVEMBER 1963.
- 10.- ADOLPH STEINHOTER, OTTO FREY AND HELMUT.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 164. VOL.42, No. 11, NOVEMBER 1963.
- 11.- LINDE AG.
HYDROCARBON PROCESSING.
P 137. VOL.64, No. 11, NOVEMBER 1985.

- 12.- M. W. KELLOGG CO.
HYDROCARBON PROCESSING.
P 120, VOL.74, No. 3, MARCH 1995.
- 13.- SELAS CORPORATION OF AMERICA.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 207, VOL.44, No. 11, NOVEMBER 1965.
- 14.- P. W. CORNELL, W. H. LITCHFIELD AND H. M. VAUGHAM.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 120, VOL.42, No. 11, NOVEMBER 1963.
- 15.- C. F. BRAUN AND CO.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 165, VOL.42, No. 11, NOVEMBER 1963.
- 16.- G. F. HORNADAY.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 235, VOL. 40, No. 11, NOVEMBER 1961.
- 17.- RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS.
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER.
P 237, VOL.47, No. 9, SEPTEMBER 1968.
- 18.- STONE AND WEBSTER ENG. CORP.
HYDROCARBON PROCESSING.
P 120, VOL.74, No. 3, MARCH 1995.
- 19.- LÓPEZ GARCÍA VICENTE.
"DESARROLLO DE UN LIBRO DE PROYECTO, COMO GUÍA AL ESTUDIANTE DE INGENIERÍA QUÍMICA".
TESIS DE LICENCIATURA, FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM, 1995.