

201
52



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**SISTEMA DE PURIFICACION DE HIDROGENO
PARA EL PROCESO DE CICLOHEXANO.
EVALUACION TECNICO - ECONOMICA**

T E S I S
Que para obtener el Título de
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a

Fernando Manzanilla Negrete



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**

México, D. F.

1986



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 está 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.

I N D I C E

CAPITULO		PAGINA
I	ANTECEDENTES	
	1.1 GENERALIDADES	2
	1.2 OBJETIVO	13
II	PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS	
	2.1 INTRODUCCIÓN	16
	2.2 ABSORCIÓN EN LÍQUIDOS	16
	2.3 ADSORCIÓN EN SÓLIDOS	25
	2.4 CONVERSIÓN QUÍMICA	29
	2.5 SISTEMAS CRIOGÉNICOS	37
	2.6 SISTEMA DE MEMBRANAS	41
III	ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO	
	3.1 GENERALIDADES	44
	3.2 SELECCIÓN TÉCNICA	47
	3.3 SELECCIÓN ECONÓMICA	58
	3.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS	122

CAPITULO		PAGINA
IV	DISEÑO DEL PROCESO	
	4.1 BASES DE DISEÑO	126
	4.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	129
	4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE - PROCESO	143
	4.4 BALANCE DE MATERIA Y - ENERGÍA	144
	4.5 HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO	149
	4.6 INFORMACIÓN DE PROCESO PARA DISEÑO DE CAMBIADO RES DE CALOR	162
	4.7 DATOS DE PROCESO PARA - DISEÑO DE TUBERÍAS Y -- ESPECIFICACIONES DE INS- TRUMENTOS.	163
	4.8 SERVICIOS AUXILIARES, AGEN- TES QUÍMICOS Y CATALIZADO- RES.	164
V	CONCLUSIONES	171
VI	BIBLIOGRAFIA	174

ANTECEDENTES

CAPITULO UNO

ANTECEDENTES

1.1 GENERALIDADES

EL PETRÓLEO PRINCIPALMENTE SE ENCUENTRA FORMADO POR CARBONO E HIDRÓGENO, ADEMÁS DE ALGUNOS OTROS ELEMENTOS TALES COMO: AZUFRE(8% MAX), NITRÓGENO (1,6% MAX.) OXÍGENO (1.8% MAX), NÍQUEL Y VANADIO (1000 PPM MAX); ELEMENTOS QUE SE COMBINAN PARA FORMAR UNA MEZCLA COMPLEJA DE COMPUESTOS ORGÁNICOS DE CARACTERÍSTICAS MUY DIVERSAS, - DEPENDIENDO DE SU YACIMIENTO DE ORIGEN.

SIN EMBARGO EL PETRÓLEO COMO TAL, TIENE MUY POCAS APLICACIONES, REQUIERE DE PROCESOS DE REFINACIÓN CONSISTENTES EN AISLAR Y SEPARAR LAS GRANDES CADENAS DE HIDROCARBUROS DE LAS CUALES ESTÁ FORMADO EL PETRÓLEO, HASTA LLEGAR A COMPUESTOS DE UTILIZACIÓN PRÁCTICA COMO SON LOS COMBUSTIBLES, LOS PRODUCTOS PETROQUÍMICOS, Y LOS LUBRICANTES EN MENOR PROPORCIÓN.

LOS COMBUSTIBLES DERIVADOS DEL PETRÓLEO, OBTENIDOS A PARTIR DE LA REFINACIÓN PRIMARIA, SON PRODUCTOS DE GRAN IMPORTANCIA A NIVEL MUNDIAL YA QUE REPRESENTAN LA PRINCIPAL FUENTE DE ENERGÉTICOS QUE REQUIERE EL HOMBRE PARA CONTINUAR SU DESARROLLO CIENTÍFICO Y TECNOLÓGICO, INCREMENTANDO CONTÍNUAMENTE SU BIENESTAR SOCIAL. TALES COMBUSTIBLES SON: GASOLINA, TURBOSINA, KEROSINA, DIESEL, COMBUSTÓLEO Y LPG.

SIN EMBARGO LOS COMBUSTIBLES DERIVADOS DEL PETRÓLEO NO SON EL ÚNICO SATISFACTOR QUE SE PUEDE EXTRAER DE ÉSTE. - EXISTE UN CAMPO POTENCIALMENTE ENORME: LA PETROQUÍMICA.

LA PETROQUÍMICA BASA SUS FUNDAMENTOS EN LA TRANSFORMACIÓN DIRECTA O INDIRECTA DE LOS DERIVADOS DEL PETRÓLEO PARA OBTENER PRODUCTOS CON CARACTERÍSTICAS Y APLICACIONES DISTINTAS A LOS ENERGÉTICOS POR MEDIO DE REACCIONES QUÍMICAS CONTROLADAS.

DENTRO DE LOS PRODUCTOS PETROQUÍMICOS LA MAYOR PARTE SE ENCUENTRA COMO COMPUESTOS ORGÁNICOS, OBTENIÉNDOSE ADEMÁS ALGUNOS INORGÁNICOS COMO LO SON: HIDRÓGENO, AMONIACO, PERÓXIDO DE HIDRÓGENO Y OTROS. A PARTIR DE LOS COMPUESTOS ORGÁNICOS QUE REPRESENTAN LA PETROQUÍMICA BÁSICA SE PUEDEN OBTENER GRAN CANTIDAD DE PRODUCTOS CON APLICACIONES MUY DIVERSAS, TAL ES EL CASO DE LOS ÁCIDOS, ALCOHOLES, RESINAS, PLÁSTICOS, FIBRAS TEXTILES ETC. COMO SE PUEDE ADVERTIR, LA UTILIZACIÓN DE LOS PRODUCTOS PETROQUÍMICOS ES ILIMITADA. LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA COMENZÓ A SURGIR A PRINCIPIOS DE ESTE SIGLO CON LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO A PARTIR DEL PROPILENO. UNA VEZ EFECTUADO ESTE SUCESO LA PETROQUÍMICA COMENZÓ A COBRAR IMPORTANCIA DENTRO DE LA INDUSTRIA PETROLERA. EN 1974 EL 6.5% DE UN BARRIL DE CRUDO SE DESTINABA AL CAMPO DE LA PETROQUÍMICA MIENTRAS EL 13.8% SE UTILIZABA EN LA PRODUCCIÓN DE GASOLINA. SE CALCULA QUE PARA 1990 ESTOS PORCENTAJES SEAN DEL 11.6% Y 12.6% RESPECTIVAMENTE. ESTO SIGNIFICA QUE LA PETROQUÍMICA OCUPARÁ UN LUGAR QUIZÁ MAS IMPORTANTE QUE LOS COMBUSTIBLES EN EL FUTURO YA QUE LAS DIVERSAS FUENTES ENERGÉTICAS DISTINTAS DEL PETRÓLEO ACTUALMENTE EXISTENTES, PROBABLEMENTE HABRÁN ALCANZADO SU COMPLETO DESARROLLO SUSTITUYENDO AL PETRÓLEO COMO FUENTE DE ENERGÉTICOS, MAS NO COMO FUENTE CREADORA DE SATISFACTORES. DENTRO DE ESTOS SATISFACTORES SE PODRÍAN MENCIONAR LAS FIBRAS SINTÉTICAS COMO LO SON: LOS POLIÉSTERES, LOS

ACRÍLICOS, POLIOLEFINAS Y PRINCIPALMENTE EL NYLON.

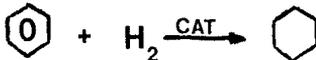
EL NYLON ES UNA DE LAS FIBRAS SINTÉTICAS DE MAS UTILIZACIÓN YA QUE SE PUEDEN OBTENER DIVERSOS TIPOS DE FIBRAS CON CARACTERÍSTICAS Y PROPIEDADES DISTINTAS.

LOS PRINCIPALES SON EL NYLON 6 Y EL NYLON 6,6 LOS CUALES REPRESENTAN LA MATERIA PRIMA EN LA FABRICACIÓN DE TEXTILES, ALFOMBRAS, REDES DE PESCA, EN LA MANUFACTURA DE CORDONES PARA LLANTAS Y EN TODA CLASE DE FIBRAS EN GENERAL; DE AQUÍ LA IMPORTANCIA QUE TIENE LA PRODUCCIÓN DE ESTOS DOS POLÍMEROS. EN LA FIGURA I.1 SE PUEDEN OBSERVAR LAS RUTAS DE OBTENCIÓN DEL NYLON 6 Y DEL NYLON - 6.6 .

EXISTEN VARIOS CAMINOS PARA LA OBTENCIÓN DE ESTOS POLÍMEROS PLÁSTICOS, SIN EMBARGO, TODAS LAS VÍAS PARTEN DEL CICLOHEXANO COMO MATERIA PRIMA, POR LO CUAL EL CICLOHEXANO ES UN COMPUESTO VITAL PARA LA OBTENCIÓN DEL NYLON.

EL CICLOHEXANO SE OBTIENE A PARTIR DEL BENCENO, COMO - SE PUEDE OBSERVAR EN LA FIGURA I.2.

EL BENCENO ES UN COMPUESTO AROMÁTICO, DERIVADO DEL PETRÓLEO Y PRODUCTO PETROQUÍMICO BÁSICO. ESTE REACCIONA CON EL HIDRÓGENO PARA DAR CICLOHEXANO DE LA SIGUIENTE FORMA:



A ESTA REACCIÓN SE LE CONOCE COMO HIDROGENACIÓN CATALÍTICA, HIDROGENACIÓN YA QUE SE REQUIERE DE HIDRÓGENO DE ALTA PUREZA (90% MOL) PARA COMPLETAR LA MOLÉCULA UNA VEZ

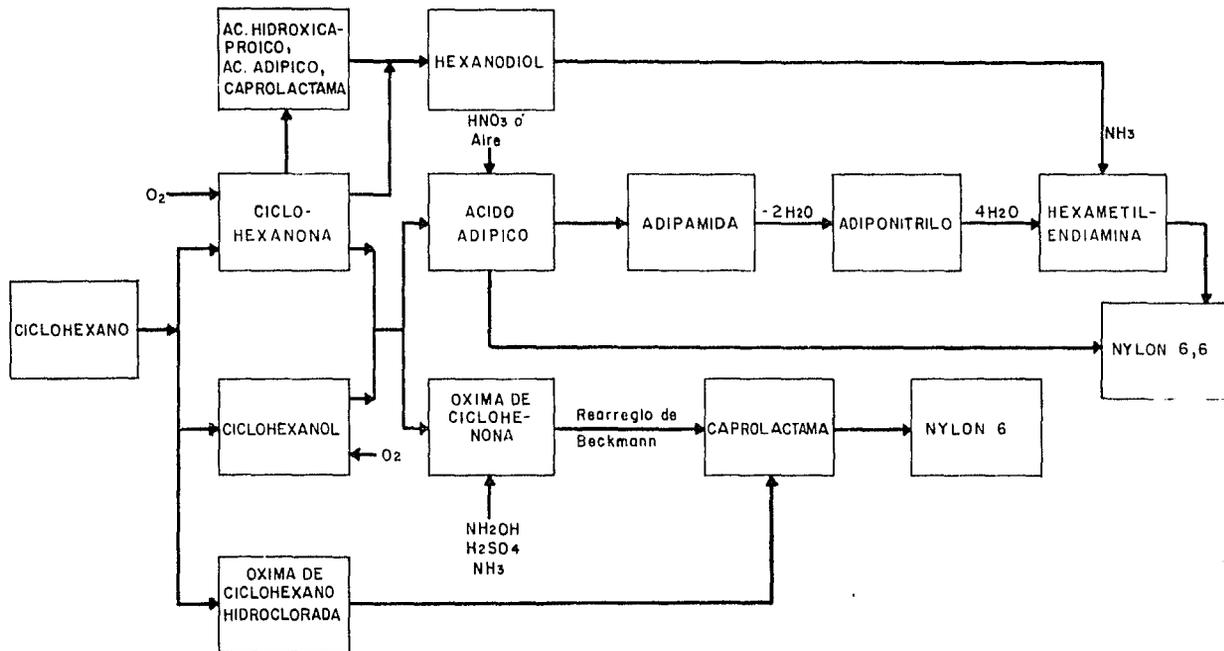


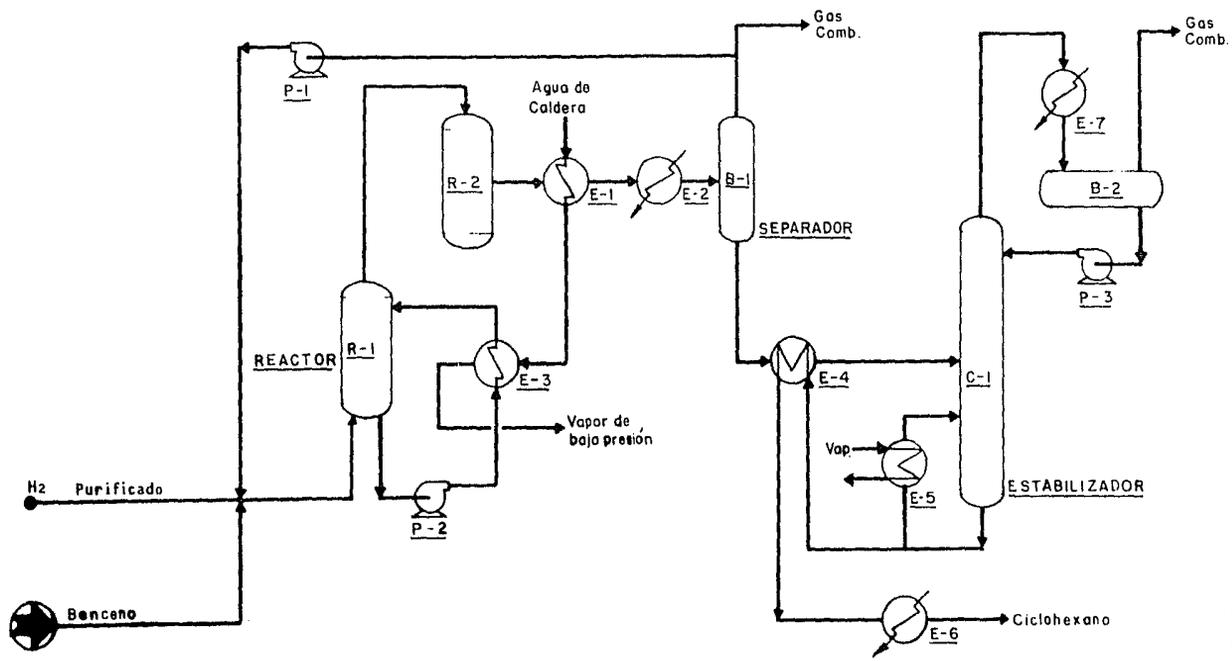
DIAGRAMA DE BLOQUES
OBTENCION DEL NYLON 6 Y NYLON 6,6

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4 Fig. Nº 1.1



PRODUCCION DE CICLOHEXANO EN FASE LIQUIDA

(Instituto Francés del Petróleo)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO MANZANILLA NEGRETE	
Nº de Cto. 8054432-4	Fig Nº 1.2

ROTOS LOS DOBLES ENLACES QUE EL BENCENO POSEE Y CATALÍTICA PORQUE REQUIERE DE LA PRESENCIA DE UN CATALIZADOR, GENERALMENTE DE PLATINO PARA QUE SE LLEVE A CABO LA REACCIÓN. EL HIDRÓGENO QUE SE REQUIERE EN EL SENO DE LA REACCIÓN DEBE SER PURIFICADO PUES GENERALMENTE EL HIDRÓGENO DE PROCESO -- PRESENTA IMPUREZAS GASEOSAS DE DIVERSOS TIPOS DEPENDIENDO DEL ORIGEN DE LA CORRIENTE. MUCHAS DE ESTAS IMPUREZAS, NO PRESENTAN PROBLEMA ALGUNO (HIDROCARBUROS), SIN EMBARGO EXISTEN OTRAS QUE PUEDEN REPRESENTAR GRAVES PROBLEMAS DE CORROSIÓN EN TODOS LOS EQUIPOS O PUEDEN ENVENENAR LOS CATALIZADORES EMPLEADOS. TAL ES EL CASO DEL MONOXIDO Y EL BIÓXIDO DE CARBONO, EL AZUFRE, EL AGUA, ETC.

ESTA SITUACIÓN ES ANTIECONÓMICA PUES EN CUALQUIERA DE LOS DOS CASOS, REPRESENTA UNA PÉRDIDA MUY VALIOSA, YA SEA EL DETERIORO PREMATURO DE LOS EQUIPOS O LA REPOSICIÓN CONTÍNUA DEL CATALIZADOR, SIENDO ÉSTE MUY COSTOSO Y EN LA MAYORÍA DE LAS OCASIONES OBJETO DE IMPORTACIÓN.

CONSIDERANDO LO ANTERIOR SE PUEDE OBSERVAR LA IMPORTANCIA QUE TIENE EL HIDRÓGENO PURIFICADO, PODRÍA DECIRSE QUE INTERVIENE EN TAN SOLO UN ESCALÓN EN EL PROCESO DE OBTENCIÓN DEL NYLON, PERO DICHO ESCALÓN ES ÚNICO EN EL PROCESO Y SIN ÉL ÉSTE SE VERÍA DESCONTINUADO.

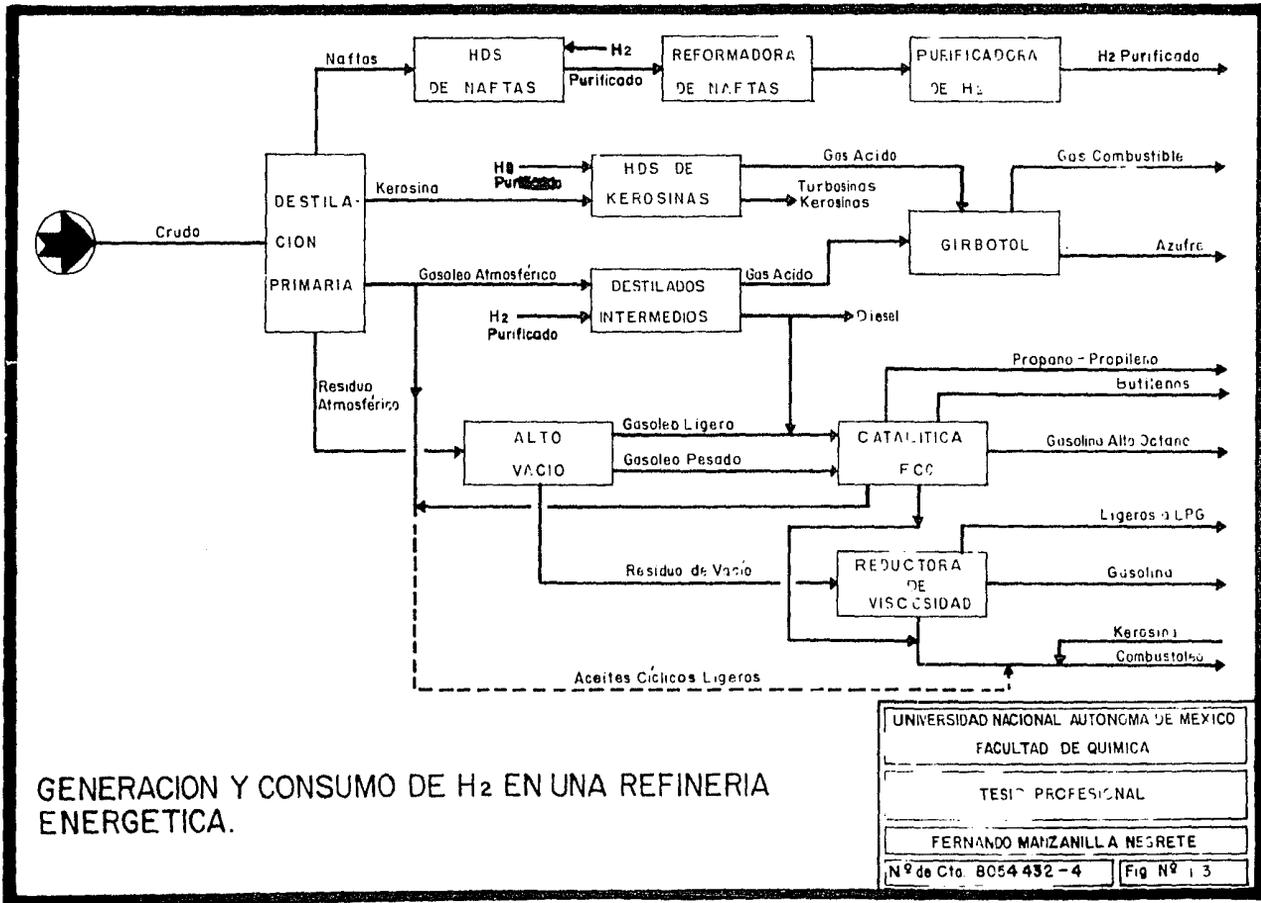
EN LAS FIGURAS I.3 Y I.4 SE MUESTRAN LAS DIVERSAS FUENTES DE OBTENCIÓN DEL HIDRÓGENO, SIENDO LAS PRINCIPALES:

1.- GASES DE REFORMACIÓN.

LAS CORRIENTES EFLUENTES DE LAS REFORMADORAS CONTIENEN PRINCIPALMENTE H_2 , CO, CO_2 E HIDROCARBUROS LIGEROS.

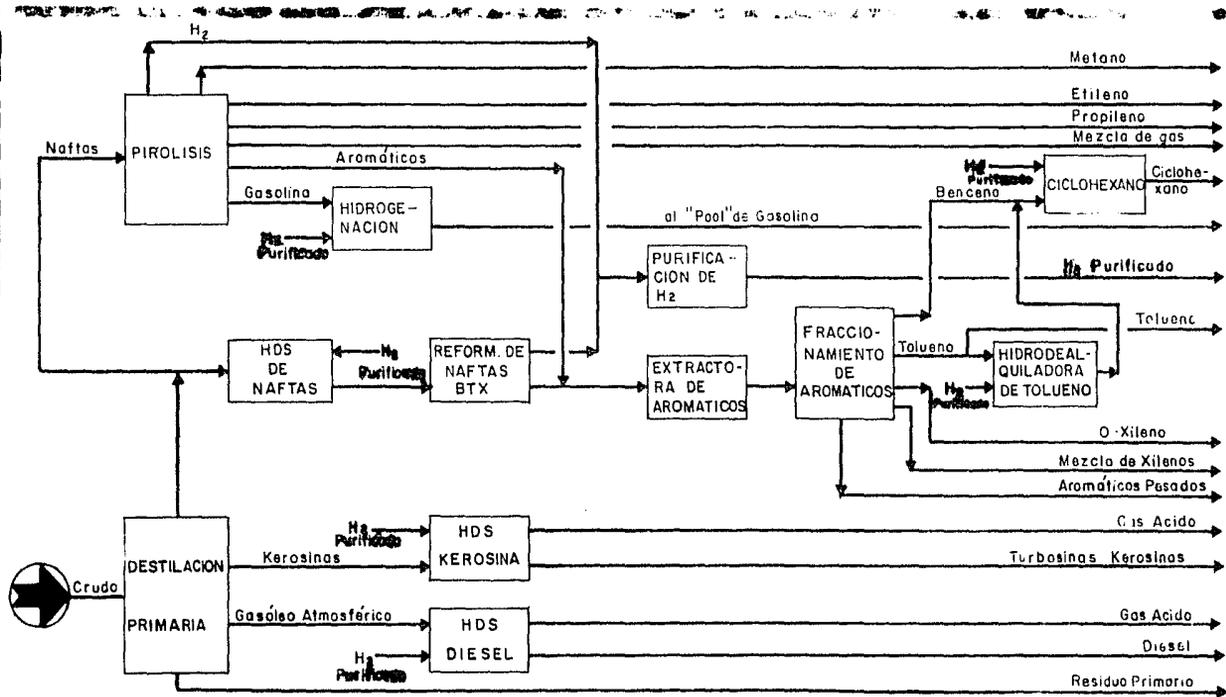
2.- OXIDACIÓN PARCIAL DE HIDROCARBUROS PESADOS.

LOS GASES PRODUCTOS DE ESTAS CORRIENTES CONTIENEN PRINCIPAL-



GENERACION Y CONSUMO DE H₂ EN UNA REFINERIA ENERGETICA.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO MANZANILLA NEGRETE	
Nº de Cto. 8054 432 - 4	Fig Nº 1 3



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cto. 8054432-4 Fig Nº 14

GENERACION Y CONSUMO DE H₂ EN UN COMPLEJO PETROQUIMICO.

MENTE H_2 , CO, CO_2 , H_2S Y COS

3.- DESHIDROGENACIÓN TÉRMICA DE HIDROCARBUROS LIGEROS.

LOS GASES EFLUENTES DE LAS PLANTAS DE ETILENO CONTIENEN PRINCIPALMENTE H_2 , CO Y CH_4 .

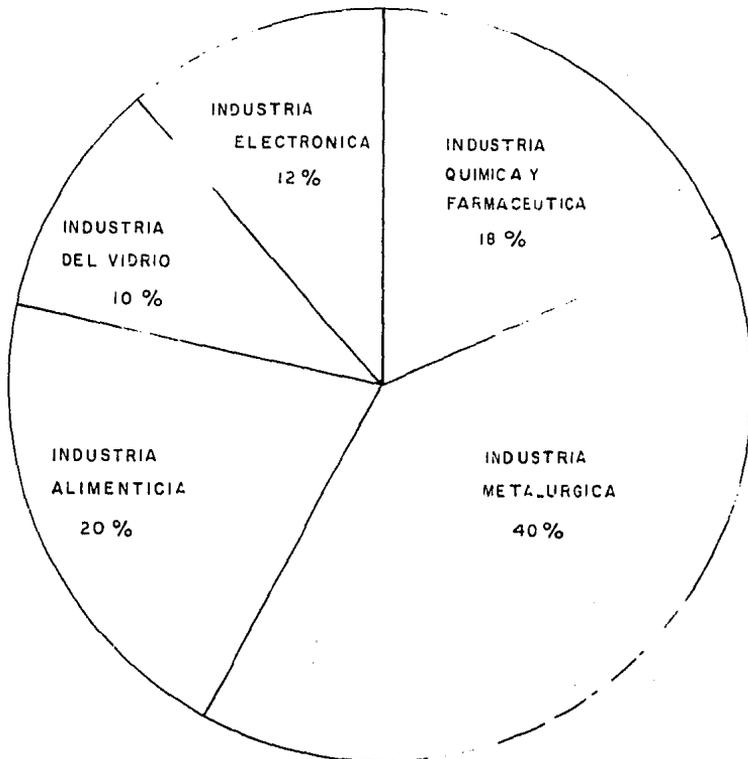
EL HIDRÓGENO PRESENTA DIFERENTES SISTEMAS DE PURIFICACIÓN, Y SON EN FUNCIÓN DE LA FUENTE GENERADORA Y DE SU APLICACIÓN POSTERIOR, CONSTITUYENDO EL SISTEMA DE PURIFICACIÓN UN ESLABÓN ENTRE AMBAS PARTES. LA PURIFICACIÓN DEL HIDRÓGENO ES VITAL EN LA INDUSTRIA PETROLERA, PUES DE IGUAL FORMA EN LAS GRÁFICAS I.3 Y I.4 SE PUEDE ADVERTIR LA GRAN UTILIZACIÓN QUE TIENE TANTO A NIVEL ENERGÉTICO COMO A NIVEL PETROQUÍMICO.

ADEMÁS DE LA GRAN UTILIZACIÓN QUE REPRESENTA EL HIDRÓGENO PURIFICADO EN LA INDUSTRIA PETROLERA, EN LA INDUSTRIA EN GENERAL ES DE GRAN UTILIZACIÓN, COMO SE PUEDE VERIFICAR EN LA FIGURA 1.5. LA MAYOR PARTE LA TIENE LA INDUSTRIA METALÚRGICA, CONTANDO CON UN 40%, EL CUAL SE UTILIZA EN LA REDUCCIÓN DIRECTA DE MATERIALES CON BAJOS ÍNDICES DE CONTAMINACIÓN.

EL SEGUNDO LUGAR LO OCUPA LA INDUSTRIA ALIMENTICIA CON UN 20% UTILIZÁNDOSE ENTRE OTRAS COSAS, PARA PRODUCIR PROTEÍNAS A PARTIR DE BACTERIAS, LAS CUALES SE ALIMENTAN DE HIDRÓGENO EN UNA ATMÓSFERA DE CO_2 Y N_2 . EL TERCER LUGAR LO OCUPA LA INDUSTRIA QUÍMICA Y FARMACEÚTICA CON UN 18%. USOS MENORES SE REPORTAN EN LA INDUSTRIA ELECTRÓNICA (12%) Y EN LA INDUSTRIA DEL VIDRIO (10%).

COMO SE PUEDE OBSERVAR, LA UTILIZACIÓN PRÁCTICA DEL HIDRÓGENO PURIFICADO ES MUY EXTENSA EN LA ACTUALIDAD Y CABE MENCIONAR QUE SERÁ DE MAYOR IMPORTANCIA EN EL FUTURO EN

UTILIZACION DEL HIDROGENO PURIFICADO EN LA INDUSTRIA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4

Fig. Nº 1.5

EL ÁMBITO ENERGÉTICO.

ESTA PERSPECTIVA SE VISUALIZA DE GRAN VALOR, AL REDUCIRSE LA PRINCIPAL FUENTE DE ENERGÉTICOS Y DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS COMO LO ES EL PETRÓLEO. LOS PRIMEROS SE TENDRÍAN QUE RESOLVER MEDIANTE COMBUSTIBLES SINTÉTICOS A BASE DE CARBÓN Y EN ALGUNOS CASOS SE REEMPLAZARÍAN POR -- ENERGÍA ELÉCTRICA PROVENIENTE DE REACTORES ATÓMICOS Y DE FUSIÓN. SIN EMBARGO, ESTOS SISTEMAS NO HAN SIDO RESUELTOS TECNOLÓGICAMENTE A PLENA SATISFACCIÓN Y TIENEN AÚN -- SERIOS PROBLEMAS ECONÓMICOS Y DE CONTAMINACIÓN AMBIENTAL.

EN EL CASO DE LOS PRODUCTOS PETROQUÍMICOS, ÉSTOS SE CONVERTIRÁN EN MATERIA PRIORITARIA PARA EL USO RACIONAL DE -- LOS HIDROCARBUROS, YA QUE NO PUEDEN SER SUSTITUIDOS POR -- OTRAS FUENTES.

POR LO ANTERIOR, SE ESTIMA QUE AL FUTURO SE REQUERIRÁ DE UNA FUENTE DE ENERGÍA CAPAZ DE SUPLIR LOS HIDROCARBUROS, Y ÉSTA ES EL HIDRÓGENO.

CONSIDERANDO SU UTILIZACIÓN EN EL FUTURO Y CONOCIENDO EL POTENCIAL QUE ÉSTE POSEE, SERÁ NECESARIO DOMINAR LAS TÉCNICAS DE PURIFICACIÓN DEL HIDRÓGENO CON EL OBJETIVO FUNDAMENTAL DE LOGRAR LA MÁXIMA EFICIENCIA EN SU EMPLEO, CUBRIENDO ASÍ LA INCESANTE BÚSQUEDA DEL HOMBRE POR OBTENER UNA MEJOR CONDICIÓN DE VIDA.

1.2 OBJETIVO.

EL PRESENTE TRABAJO TIENE COMO OBJETIVO LA SELECCIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UN SISTEMA DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO PARA SER UTILIZADO EN EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE CICLOHEXANO. DICHO PROCESO REQUIERE DE HIDRÓGENO DE ALTA PUREZA, YA QUE LA PRESENCIA DE CONTAMINANTES CAUSA GRAVES PROBLEMAS DE OPERACIÓN. PARA ESTE ESTUDIO SE CONSIDERÓ UNA CORRIENTE DE HIDRÓGENO -- PROCEDENTE DE UNA PLANTA DE ETILENO LA CUAL, AL IGUAL QUE LA DE CICLOHEXANO, DEBE ESTAR COMPRENDIDA DENTRO DE UN COMPLEJO PETROQUÍMICO A FIN DE OBTENER, DE MANERA DIRECTA, LAS MATERIAS PRIMAS INVOLUCRADAS EN EL -- PROCESO, COMO LO SON EL BENCENO Y EL HIDRÓGENO, ASÍ -- COMO LOS SERVICIOS AUXILIARES NECESARIOS PARA SU FUNCIONAMIENTO.

DICHA CORRIENTE ESTÁ COMPUESTA PRINCIPALMENTE DE HIDRÓGENO, UN PEQUEÑO PORCENTAJE DE HIDROCARBUROS Y -- UNAS TRAZAS DE MONÓXIDO DE CARBONO. SE REQUIERE PURIFICARLA DEBIDO A QUE EL MONÓXIDO DE CARBONO "ENVENENA" -- AL CATALIZADOR DE PLATINO ES DECIR, FORMA CON ÉSTE EN ENLACES CO-Pt DE TIPO LINEAL CON LA MOLÉCULA DE CARBONO DEBIDO A QUE EL MONÓXIDO ES DIATÓMICO Y NO SE ENCUENTRA DISOCIADO; ESO HACE QUE LA QUIMISORCIÓN SUCEDE CON FACILIDAD, AL FORMAR DICHS ENLACES LA ACTIVIDAD DEL PLATINO SE VE AFECTADA INCLUSIVE EN SU TOTALIDAD, POR LO QUE EL PROCESO DE CICLOHEXANO REQUIERE DE UNA CORRIENTE DE HIDRÓGENO PURIFICADO, LA CUAL DEBE CONTENER UNA PARTE POR MILLÓN EN PESO (MÁXIMO) DE MONÓXIDO DE CARBONO, CON EL FIN DE EVITAR QUE SE AFECTE LA VIDA UTIL DEL CATALIZADOR.

PARA LOGRAR DICHO OBJETIVO, SE LLEVA A CABO UNA CLASIFICACIÓN DE LOS DIVERSOS TIPOS DE PROCESO DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO DISPONIBLES EN LA INDUSTRIA - - -

CONSIDERANDO COMO BASE LA ELIMINACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO, SEGUIDA DE UNA DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS QUE REPRESENTAN A CADA UNA DE LAS CLASIFICACIONES.

LA SELECCIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS MAS VIABLES SE HACE EN FUNCIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE CADA UNO DE ELLOS, EVALUANDO LAS VENTAJAS Y DESVENTAJAS QUE TIENEN ENTRE SÍ, ASÍ COMO LA DISPONIBILIDAD DE LA TECNOLOGÍA, TOMANDO COMO CRITERIO LA MÁXIMA INTEGRACIÓN NACIONAL DE LOS EQUIPOS.

LA SELECCIÓN ECONÓMICA SE LLEVA A CABO EN BASE A LOS COSTOS DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS, SUPONIENDO UN HORIZONTE DE 10 AÑOS Y EMPLEANDO UNA TASA DE DESCUENTO DEL 10%. LOS COSTOS DE INVERSIÓN SE ESTIMAN EN BASE AL PREDIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO DE PROCESO; LOS COSTOS DE OPERACIÓN CONSIDERANDO LOS COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES EN BASE A LOS CONSUMOS DE CADA ALTERNATIVA Y LOS COSTOS POR MANO DE OBRA OBTENIDOS DE LOS COSTOS UNITARIOS DE LA TRIPULACIÓN DE LAS PLANTAS EN BASE AL TABULADOR DE PEMEX.

UNA VEZ SELECCIONADA LA ALTERNATIVA TÉCNICO-ECONÓMICA MAS ATRACTIVA, SE LLEVA A CABO EL DISEÑO DEL PROCESO EN BASE AL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA, ASÍ COMO AL PREDIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO PRESENTADOS DURANTE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA, SE LLEVA A CABO LA DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO, ASÍ COMO DE LAS BASES DE DISEÑO Y VARIABLES DE CONTROL DEL SISTEMA. DE IGUAL FORMA SE PRESENTAN LAS HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS ASÍ COMO EL CONSUMO DE LOS SERVICIOS AUXILIARES, AGENTES QUÍMICOS Y CATALIZADORES. FINALMENTE SE PRESENTAN LAS CONCLUSIONES DEL PRESENTE TRABAJO.

CAPITULO DOS

PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS

2.1 INTRODUCCIÓN

LA PURIFICACIÓN DE GASES VARÍA DESDE UN SIMPLE LAVADO HASTA SISTEMAS MUY COMPLEJOS Y SE ENCUENTRA COMPRENDIDA EN ALGUNO DE LOS SIGUIENTES PROCESOS:

- 1.- ABSORCIÓN EN LÍQUIDOS
- 2.- ADSORCIÓN EN SÓLIDOS
- 3.- CONVERSIÓN QUÍMICA
- 4.- SISTEMAS CRIOGÉNICOS
- 5.- SISTEMA DE MEMBRANAS

2.2 ABSORCIÓN EN LÍQUIDOS

LA ABSORCIÓN DE GASES EN LÍQUIDOS ES UN PROCESO EN DONDE UNO O MÁS COMPONENTES SOLUBLES DE UNA MEZCLA DE GASES SE DISUELVE EN UN LÍQUIDO. LA ABSORCIÓN PUEDE SER FÍSICA O PUEDE INVOLUCRAR LA DISOLUCIÓN DEL MATERIAL EN EL LÍQUIDO SEGUIDA DE UNA REACCIÓN, CON UNO O MÁS DE LOS CONSTITUYENTES DE LA SOLUCIÓN-LÍQUIDA.

EN LA ACTUALIDAD LOS PROCESOS PARA ELIMINAR GASES ÁCIDOS DE CORRIENTES GASEOSAS SON MUY NUMEROSOS, SIN EMBARGO LA MAYORÍA OPERAN MEDIANTE LA ABSORCIÓN FÍSICA Y/O QUÍMICA DE DICHS GASES POR MEDIO DE PRODUCTOS QUÍMICOS, ALGUNOS DE ESTOS PROCESOS A NIVEL INDUSTRIAL SE EXPLICAN A CONTINUACIÓN:

2.2.1 ABSORCIÓN EN SOLUCIONES SALINAS DE COBRE Y -
AMONIO.

2.2.2 CONDENSACIÓN Y ABSORCIÓN EN NITRÓGENO LÍQUIDO

2.2.1

REMOCIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO MEDIANTE ABSORCIÓN - EN SOLUCIONES SALINAS DE COBRE Y AMONIO.

ESTE PROCESO CONSISTE EN LA ELIMINACIÓN DE MONÓXIDO - DE CARBONO PRESENTE EN LA CORRIENTE DE GAS A PURIFICAR MEDIANTE LA ABSORCIÓN DE ÉSTE CON SALES DE COBRE Y AMONIO. EL AMONIACO AUMENTA LA SOLUBILIDAD DEL COBRE, ASÍ COMO LA EFECTIVIDAD DEL IÓN CUPROSO, EL CUAL ES EL INGREDIENTE ACTIVO EN LA ABSORCIÓN DE CO. EL IÓN CÚPRICO ES INACTIVO EN LA ABSORCIÓN DE CO, SIN EMBARGO ES - UN COMPONENTE NECESARIO, YA QUE PREVIENE LA PRECIPITACIÓN DE COBRE.

LA SOLUCIÓN ES NORMALMENTE PREPARADA DISOLVIENDO COBRE METÁLICO EN UNA MEZCLA DE AMONIACO, ÁCIDO Y AGUA. ES NECESARIO INTRODUCIR AIRE PARA OXIDAR EL COBRE A UNA - FORMA SOLUBLE, EL OXÍGENO DEL AIRE DE IGUAL FORMA OXI- DA EL COBRE DISUELTO A SU ESTADO CÚPRICO; UNA VEZ FORMADO ÉSTE, ES CAPAZ DE DISOLVER EL COBRE ADICIONAL.

LA COMPOSICIÓN ÓPTIMA DE LA SOLUCIÓN ES DETERMINADA POR UN BALANCE GENERAL, INCLUYENDO LA CANTIDAD DE CO, ESTABILIDAD Y COSTO. SIENDO EL IÓN CUPROSO EL INGREDIENTE ACTIVO, ES PREFERIBLE MANEJAR UNA SOLUCIÓN CONCENTRADA DE ÉSTE.

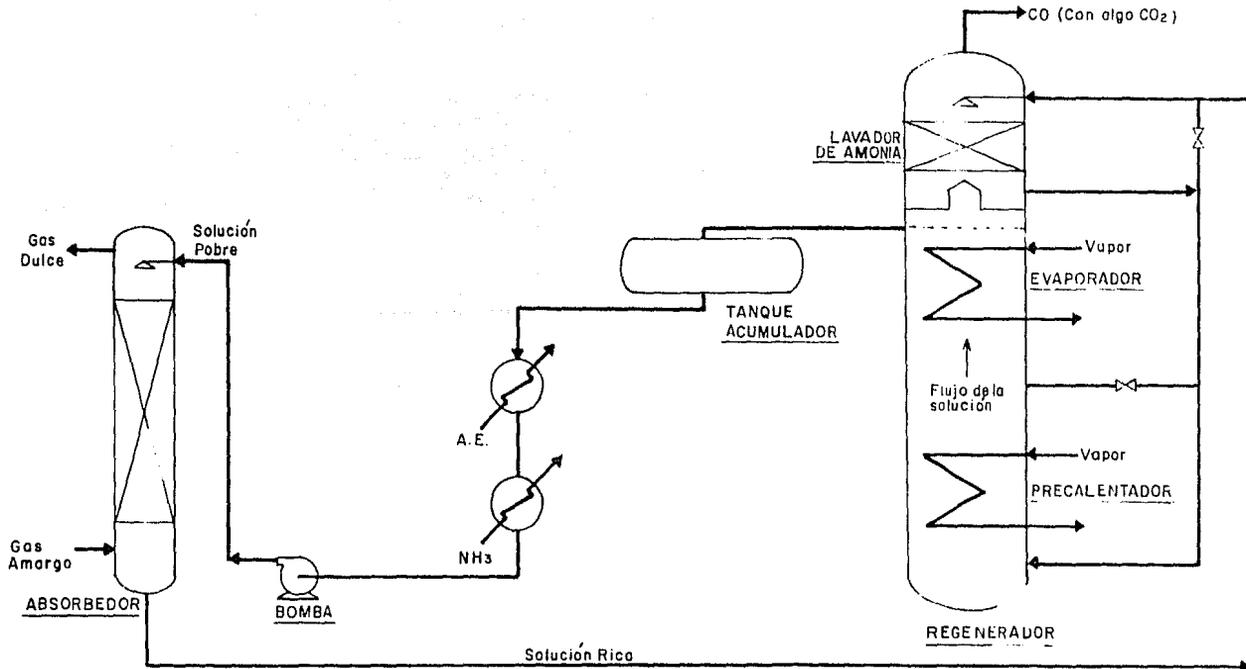
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

EL PROCESO SE BASA EN LA ABSORCIÓN REGENERATIVA DE SOLUCIONES SALINAS DE COBRE Y AMONIO POR MEDIO DE CALOR. EL MONÓXIDO DE CARBONO CONTENIDO EN EL GAS DE CARGA SE PONE EN CONTACTO CON LA SOLUCIÓN ANTES MENCIONADA EN UN ABSORBEDOR A CONTRACORRIENTE, OPERANDO A 1500 PSIG Y - TEMPERATURA AMBIENTE, FORMÁNDOSE UN COMPLEJO MONÓXIDO-

DE CARBONO-COBRE-AMONIO. COMO PRODUCTO DE DOMOS - SE OBTIENE EL HIDRÓGENO CON UN CONTENIDO MÁXIMO DE 5 PPM DE CO. POR EL FONDO SE EXTRAE LA SOLUCIÓN RICA, LA CUAL SE REGENERA EN UNA COLUMNA MEDIANTE LA APLICACIÓN DE CALOR, YA QUE ÉSTE DESTRUYE EL COMPLEJO FORMADO CON LAS SALES DE COBRE Y AMONIO LIBERANDO EL MONÓXIDO DE CARBONO ABSORBIDO DURANTE EL PROCESO. DEBIDO A SU NATURALEZA ALCALINA, LA SOLUCIÓN TAMBIÉN ABSORBE BIÓXIDO DE CARBONO, EL CUAL ES IGUALMENTE LIBERADO DURANTE LA REGENERACIÓN.

LA TEMPERATURA DE REGENERACIÓN DEBE SER INFERIOR A 82°C (180°F) CON EL FIN DE MINIMIZAR LA VAPORIZACIÓN DE AMONIACO EVITANDO REACCIONES SECUNDARIAS. LA PRESIÓN DE REGENERACIÓN DEBE SER TAN BAJA COMO SEA POSIBLE, SIENDO UNA ATMÓSFERA LA MAS COMÚN.

LA SOLUCIÓN RICA SE CALIENTA HASTA 65°C (149°F) -- POR MEDIO DEL PRECALENTADOR DEL REGENERADOR, POSTERIORMENTE PASA A TRAVÉS DEL CALENTADOR, ELEVANDO SU TEMPERATURA HASTA 77°C (171°F). ESTE EQUIPO -- FUNCIONA COMO EVAPORADOR A FIN DE DESORBER EL MONÓXIDO DE CARBONO DE LA SOLUCIÓN. LOS VAPORES PASAN A TRAVÉS DE UN PLATO CHIMENEA A LA ZONA DE LAVADO PARA SALIR FINALMENTE POR EL DOMO. LA SOLUCIÓN POBRE SE EXTRAE DE LA COLUMNA Y SE ENVÍA A UN TANQUE ACUMULADOR, EN DONDE SE LLEVA A CABO LA REMOCIÓN DE LAS ÚLTIMAS TRAZAS DE CO MEDIANTE SU OXIDACIÓN CON IONES CÚPRICOS. FINALMENTE, LA SOLUCIÓN REGENERADA SE ENFRÍA A TEMPERATURA AMBIENTE MEDIANTE 2 INTERCAMBIADORES DE CALOR, UNO CON AGUA Y EL OTRO CON AMONIACO, PARA SER RECICLADOS AL ABSORBEDOR.



**SISTEMA DE ABSORCION EN SOLUCIONES
SALINAS DE COBRE Y AMONIO**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE MEXICO

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta 8054432-4 Fig Nº 2 1

2.2.2

ABSORCIÓN EN NITRÓGENO LÍQUIDO.

EL PROCESO CONSISTE EN PASOS SUCESIVOS DE ENFRIAMIENTO DEL GAS CON CONDENSACIÓN PARCIAL DE LAS IMPUREZAS, SEGUIDA DE LA ABSORCIÓN EN NITRÓGENO LÍQUIDO DEL MONÓXIDO DE CARBONO Y METANO PRESENTES EN LA CORRIENTE DE GAS.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

LAS PLANTAS DE PURIFICACIÓN DE GAS A BAJA TEMPERATURA CONSISTEN ESENCIALMENTE DE DOS SISTEMAS COMPLEJOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO.

EL HIDRÓGENO DE ALIMENTACIÓN, EL CUAL SE ENCUENTRA USUALMENTE DENTRO DEL RANGO DE 10.5 A 21 KG/CM² MAN (150 A 300 PSIG), ES PARCIALMENTE ENFRIADO UTILIZANDO LOS GASES DE RETORNO. EL NITRÓGENO DE ALTA PUREZA ES COMPRIMIDO APROXIMADAMENTE HASTA 211-KG/CM² MAN, (3,000 PSIG.) Y ENFRIADO JUNTO CON EL GAS HASTA - 45.5 ° C (-50°F).

EL GAS ENFRIADO PASA PRIMERAMENTE A TRAVÉS DE 3 INTERCAMBIADORES DE CALOR EN DONDE ES ENFRIADO CON LOS PRODUCTOS: METANO EVAPORADO, MONÓXIDO DE CARBONO Y NITRÓGENO DE LOS FONDOS DE LA COLUMNA DE LAVADO DE NITRÓGENO LÍQUIDO. EN EL PRIMER ENFRIADOR, DONDE LA TEMPERATURA DEL GAS DESCIENDE HASTA -101°C (- 150° F), PEQUEÑAS CANTIDADES DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS SE CONDENSAN Y DESCARGAN PERIÓDICAMENTE. LA TEMPERATURA DEL GAS ES REDUCIDA HASTA -145.5°C - - (-230°F) CON EL SEGUNDO ENFRIADOR, CONDENSÁNDOSE EL ETILENO CONTENIDO EN EL GAS, LOS HIDROCARBUROS PESADOS REMANENTES Y PEQUEÑAS CANTIDADES DE METANO. LA FRACCIÓN DE ETILENO ES VAPORIZADA Y UTILIZADA PARA-

ENFRIAR UNA PARTE DEL NITRÓGENO DE CARGA. EN EL TERCER ENFRIADOR EL GAS ES ENFRIADO APROXIMADAMENTE HASTA $-178,9^{\circ}\text{C}$ (-290°F) CONDENSANDO EL METANO Y EL ETILENO ADICIONALES LLEVANDO A CABO UNA EVAPORACIÓN DE METANO Y LA MEZCLA DE MONÓXIDO DE CARBONO Y NITRÓGENO.

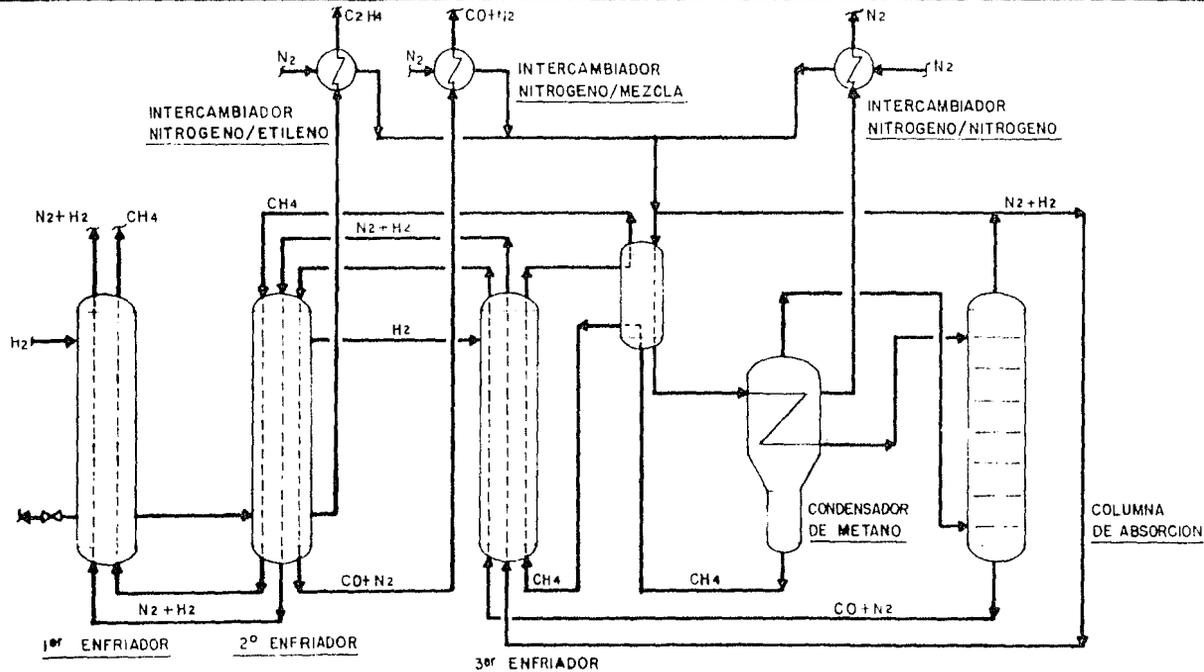
DESPUÉS DE PASAR POR LOS TRES ENFRIADORES, EL GAS ENTRA AL CONDENSADOR DE METANO DONDE ES ENFRIADO - HASTA $-184,5^{\circ}\text{C}$ (-300°F) HACIENDO HERVIR N_2 LÍQUIDO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

EL GAS EFLUENTE DEL CONDENSADOR, CONSISTENTE DE HIDRÓGENO PRINCIPALMENTE, MONÓXIDO DE CARBONO Y PEQUEÑAS CANTIDADES DE METANO, SE INTRODUCE A CONTRACORRIENTE EN UNA TORRE DE PLATOS CON NITRÓGENO LÍQUIDO A -184°C (-300°F) Y A UNA PRESIÓN COMPRENDIDA ENTRE $10,5$ Y $21 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN}$ (150 Y 300 PSIG). PRÁCTICAMENTE TODO EL MONÓXIDO DE CARBONO Y EL METANO RESTANTE SON REMOVIDOS DEL GAS (H_2) EN ESTA OPERACIÓN. LA CORRIENTE DE CIMA CONTIENE 85 A 95% DE HIDRÓGENO, DE 5 A 15% DE NITRÓGENO Y TAN SOLO UNAS CUANTAS P P M DE CO Y METANO. EL LÍQUIDO DE FONDOS, EL CUAL CONTIENE CO, NITRÓGENO Y ALGUNAS TRAZAS DE METANO ES VAPORIZADO Y UTILIZADO PARA ENFRIAR EL GAS DE ALIMENTACIÓN.

EL N_2 ENFRIADO A ALTA PRESIÓN SE ALIMENTA A LA UNIDAD DE BAJA TEMPERATURA DE $-45,5^{\circ}\text{C}$ (-50°F) DONDE POSTERIORMENTE ENFRIADO POR MEDIO DE UN INTERCAMBIOTÉRMICO EFECTUADO CON VARIAS CORRIENTES DE SALIDA, Y UTILIZADO PARA TRES DIFERENTES PROPÓSITOS: UNA PARTE DEL NITRÓGENO FRÍO SE EXPANDE A PRESIÓN ATMOSFÉRICA, SE LICUA Y SE UTILIZA COMO REFRIGERANTE EN EL CONDENSADOR DE METANO. LA SEGUNDA PARTE SE VAPORIZA SÚBITAMENTE (FLASH) A LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA DE LAVADO DE N_2 , SE LICUA EN LOS SERPENTINES

DEL CONDENSADOR DE METANO Y SE ALIMENTA EN EL DOMO DE LA COLUMNA DE LAVADO.

LA PARTE RESTANTE ES REDUCIDA EN PRESIÓN Y ALIMENTADA A LA CORRIENTE DE LA COLUMNA DE LAVADO CON EL OBJETO DE ESTABLECER LA RELACIÓN H_2/N_2 DEL PRODUCTO FINAL.



SISTEMA DE CONDENSACION Y ABSORCION EN NITROGENO LIQUIDO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta 8054432-4

Fig Nº 2 2

2.3 ADSORCIÓN EN SÓLIDOS.

EL PROCESO DE ADSORCIÓN CONSISTE EN LA FIJACIÓN DE MOLÉCULAS DE GAS EN LA SUPERFICIE ACTIVA DE UN SÓLIDO; ESTE FENÓMENO SE LLEVA A CABO DEBIDO A UN DESBALANCE DE LAS FUERZAS DE ATRACCIÓN ENTRE LOS ÁTOMOS O MOLÉCULAS DE LA SUPERFICIE SÓLIDA; A LOS SÓLIDOS CON ESTAS CARACTERÍSTICAS SE LES CONOCE COMO ADSORBENTES Y A CADA UNA DE LAS FASES DEPOSITADAS SOBRE LA SUPERFICIE DEL SÓLIDO ADSORBATOS.

DENTRO DE LOS ADSORBENTES MÁS COMUNES SE ENCUENTRAN:

- CARBÓN ACTIVADO; SE OBTIENE PRINCIPALMENTE A PARTIR DE MADERA, CARBÓN, CÁSCARAS DE CACAHUATE Y HUESOS DE FRUTAS, LOS QUE SON CARBONIZADOS HASTA TEMPERATURAS DE 600 A 700°C Y REACTIVADOS POR UN PROCESO DE OXIDACIÓN PARCIAL USANDO AIRE CALIENTE O VAPOR.
- SÍLICA GEL; SE OBTIENE DE LA REACCIÓN DEL SILICATO DE SODIO Y ÁCIDO SULFÚRICO, LA SÍLICA GEL ES UN SÓLIDO POROSO AMORFO MUY RESISTENTE TÉRMICA Y MECANICAMENTE.
- ALÚMINA ACTIVADA; SU NOMBRE COMÚN ES EL DE ÓXIDO DE ALUMINIO HIDRATADO, SE OBTIENE POR LA ACTIVACIÓN DE LA BAUXITA POR UN PROCESO TÉRMICO QUE PRODUCE ÓXIDO DE ALUMINIO AMORFO ALTAMENTE POROSO.
- MALLAS MOLECULARES; SON ALÚMINO-SILICATOS METÁLICOS HIDRATADOS DE FORMA CRISTALINA CON UNA ESTRUCTURA EN FORMA DE RED TRIDIMENSIONAL INTERCONECTADA DE SÍLICE Y ALUMINIO. LA TRIVALENCIA DEL ALUMINIO CAUSA QUE SUS TETRAEDROS ESTÉN CARGADOS NEGATIVAMENTE POR LO QUE REQUIERE DE UN CATION ADICIONAL DEL TIPO DEL SODIO POTASIO O CALCIO, PARA DEFINIR EL TAMAÑO DEL PORO. LA SELECCIÓN

DEL TAMAÑO DEL PORO ESTÁ EN FUNCIÓN DEL PESO MOLECULAR DE LOS PRODUCTOS QUE SE VAN A SEPARAR, SIENDO - EL RANGO DE 3 A 8 AMSTRONGS.

DENTRO DE LOS PROCESOS DE ADSORCIÓN EN SÓLIDOS EL - USO MÁS COMÚN A NIVEL INDUSTRIAL ES EL QUE A CONTINUACIÓN SE EXPLICA:

2.3.1

SISTEMA DE ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES (PRESSURE SWING ADSORPTION)

2.3.1

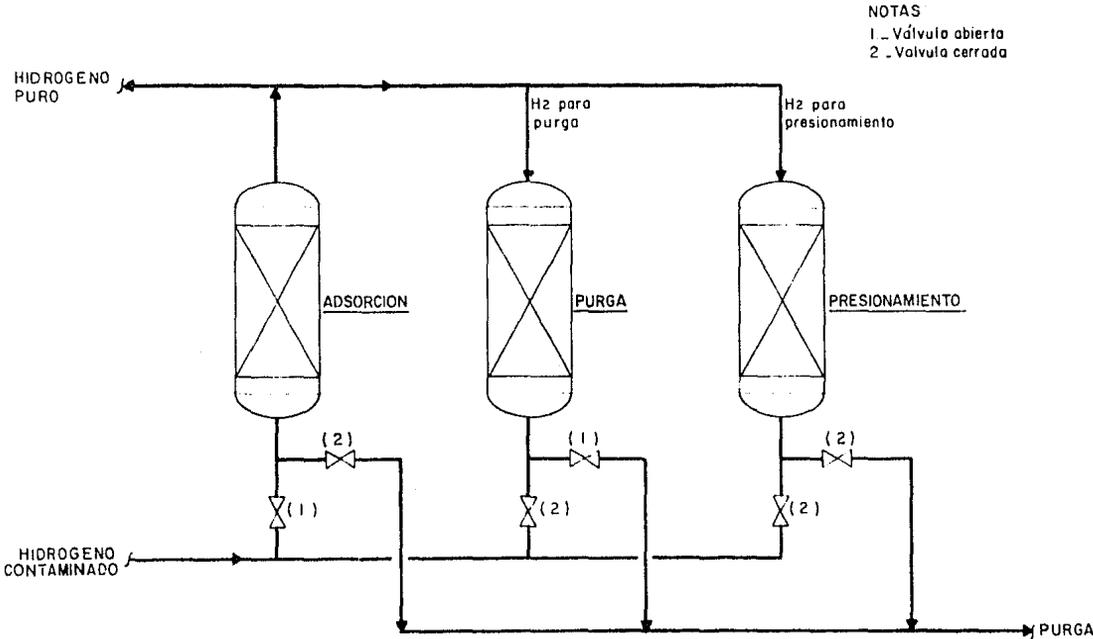
SISTEMA DE ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES.

ESTE PROCESO CONSISTE EN LA PURIFICACIÓN DE LA CORRIENTE DE GAS DE PROCESO MEDIANTE LA ADSORCIÓN SELECTIVA DE LOS CONTAMINANTES EN LECHOS EMPACADOS CON MALLAS MOLECULARES. LA ALTA SELECTIVIDAD QUE PRESENTAN LAS MALLAS MOLECULARES EN ESTA APLICACIÓN PERMITE OBTENER UNA PUREZA DE 99.999% PARA EL GAS DE PROCESO ELIMINANDO, AL MISMO TIEMPO, EL RESTO DE LOS COMPONENTES QUE SE ENCUENTRAN PRESENTES EN LA CARGA, MIENTRAS QUE EL HIDRÓGENO PASA A TRAVÉS DEL LECHO SIN SER RETENIDO. EL HIDRÓGENO PRODUCTO PUEDE TENER HASTA 1 PPM DE IMPUREZAS.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO CONTAMINADO PASA A TRAVÉS DE UNO DE LOS RECIPIENTES EMPACADOS CON MALLA MOLECULAR, EN EL CUAL SE LLEVA A CABO LA ADSORCIÓN DE LOS CONTAMINANTES, MIENTRAS QUE LOS RESTANTES SE ENCUENTRAN EN ETAPA DE REGENERACIÓN, YA SEA DEPRESIONAMIENTO, PURGA Ó PRESIONAMIENTO. DESPUÉS DE CIERTO TIEMPO, EL LECHO DE MALLA MOLECULAR QUE SE ENCUENTRA EN ETAPA DE ADSORCIÓN SE SATURA DE CONTAMINANTES, POR LO QUE DEBE SER SOMETIDO A LA ETAPA DE REGENERACIÓN, LA CUAL SE LLEVA A CABO POR CAMBIO DE PRESIÓN (PRESSURE SWING ADSORPTION) POR LO QUE SE HACE INNECESARIO EL USO DE EQUIPO AUXILIAR DE CALENTAMIENTO.

EL RANGO ECONÓMICO DE PRESIÓN DE OPERACIÓN PARA EL PROCESO ESTÁ COMPRENDIDO ENTRE 14 kg/cm^2 MAN (200 PSIG) Y 42 kg/cm^2 MAN (600 PSIG). LA DEPRESURIZACIÓN SE LLEVA A CABO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA.



NOTAS
 1 - Válvula abierta
 2 - Válvula cerrada

SISTEMA DE PURIFICACION CON MALLAS MOLECULARES
 (PSA)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO MANZANILLA NEGRETE	
Nº de Cta 8054432-4	Fig Nº 2.3

2.4 CONVERSIÓN QUÍMICA

LA CONVERSIÓN QUÍMICA, COMO SU NOMBRE LO INDICA, INVOLUCRA CAMBIOS QUÍMICOS DE UNA O MÁS SUSTANCIAS - ES DECIR, LAS IMPUREZAS CONTENIDAS EN LOS GASES -- REACCIONAN PARA DAR COMPUESTOS INERTES O FÁCILMENTE REMOVIBLES; GENERALMENTE DICHA CONVERSIÓN SE LLEVA A CABO POR MEDIO DE UNA CATÁLISIS HETEROGÉNEA UTILIZANDO CATALIZADORES SÓLIDOS DE MUY DIVERSOS TIPOS.

PARA LOGRAR LA PURIFICACIÓN DESEADA DEL GAS ES NECESARIO LA TRANSFERENCIA DE LA CORRIENTE GASEOSA - HACIA LA SUPERFICIE DEL CATALIZADOR, DONDE SE REALIZA LA ADSORCIÓN DE LOS CONTAMINANTES DE LA CORRIENTE GASEOSA, LOS CUALES REACCIONAN PARA DAR LUGAR A UN PRODUCTO ADSORBIDO, EL CUAL SE DESORBE DEL CATALIZADOR Y SE TRANSFIERE NUEVAMENTE AL SENO DE LA CORRIENTE GASEOSA.

EXISTEN VARIOS PROCESOS DE CONVERSIÓN QUÍMICA DENTRO DE LOS CUALES LOS MÁS IMPORTANTES SON:

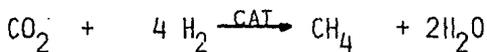
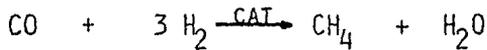
2.4.1 PROCESO DE METANACIÓN

2.4.2 PROCESO DE CONVERSIÓN POR DESPLAZAMIENTO

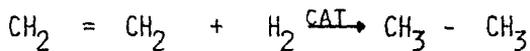
2.4.1

PROCESO DE METANACIÓN

LA METANACIÓN SE BASA EN LA ELIMINACIÓN DE PEQUEÑAS CANTIDADES DE MONÓXIDO Y BIÓXIDO DE CARBONO PRESENTES EN LAS CORRIENTES DE GAS DE PROCESO, MEDIANTE LA HIDROGENACIÓN CATALÍTICA DE ESTOS ÓXIDOS CONVIRTIÉNDOLOS A METANO. LAS REACCIONES INVOLUCRADAS EN EL PROCESO SE REPRESENTAN POR LAS SIGUIENTES REACCIONES:



ADICIONALMENTE EL ETILENO PRESENTE EN LA CARGA SE SATURA FORMANDO ETANO, DE ACUERDO A LA SIGUIENTE REACCIÓN:



COMO SE OBSERVA EN LAS REACCIONES, SE CONSUME HIDRÓGENO, SIN EMBARGO, EL CONSUMO ES RELATIVAMENTE BAJO Y EL PRODUCTO OBTENIDO SIGUE CUMPLIENDO CON LA PUREZA REQUERIDA.

LA NATURALEZA FUERTEMENTE EXOTÉRMICA DE LA REACCIÓN, HACE QUE SE GENERE UNA GRAN CANTIDAD DE CALOR, SIENDO ÉSTA UNA DE LAS PRINCIPALES RAZONES POR LAS CUALES EL PROCESO SE CONSIDERA INDESEABLE PARA EL TRATAMIENTO DE GASES QUE CONTENGAN MAS DEL 2.5% EN MOL DE ÓXIDOS DE CARBONO (CO Y CO₂) .

BAJO CONDICIONES APROPIADAS DE OPERACIÓN, LA REAC--
CIÓN SE EFECTÚA CASI EN SU TOTALIDAD, OBTENIÉNDOSE--
GASES DE SALIDA CON CONCENTRACIONES DE ÓXIDOS DE -
CARBONO TAN PEQUEÑAS COMO SE REQUIERAN.

AUNQUE VARIOS TIPOS DE CATALIZADORES HAN SIDO INVE--
STIGADOS PARA LA HIDROGENACIÓN DE ÓXIDOS DE CARBONO--
A METANO, SIN EMBARGO, LOS CATALIZADORES CON UN ALTO
CONTENIDO DE NÍQUEL SON LOS MÁS COMUNMENTE UTILIZA--
DOS EN PURIFICACIÓN DE GAS. LAS COMPOSICIONES COMER--
CIALES TÍPICAS CONTIENEN DE 25 A 30% DE NÍQUEL.

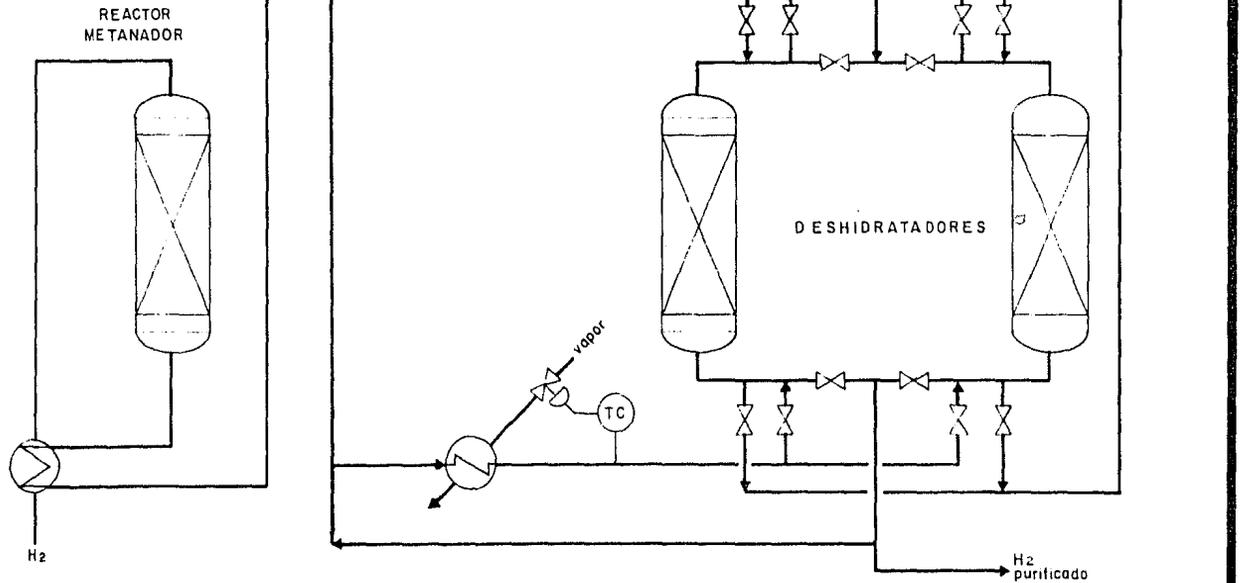
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

EN EL PROCESO DE METANACIÓN SE LLEVA A CABO LA REDUC--
CIÓN PROPIAMENTE DICHA DEL CO Y CO₂ CONTENIDOS EN EL
GAS, MEDIANTE LA REACCIÓN CATALÍTICA UTILIZANDO EL--
HIDRÓGENO PRESENTE, HASTA OBTENER METANO.

EL HIDRÓGENO DE CARGA INTERCAMBIA CALOR CON LA CO ---
RRIENTE EFLUENTE DEL REACTOR METANADOR, ALCANZANDO LA
TEMPERATURA DE 288° C (550° F). POSTERIORMENTE SE EN--
VÍA AL METANADOR EN DONDE SE LLEVAN A CABO LAS REAC--
CIONES ANTES MENCIONADAS PRODUCIÉNDOSE METANO. EL --
GAS DE SALIDA DEL REACTOR PUEDE CONTENER HASTA 1 PPM--
MÁXIMA DE ÓXIDOS DE CARBONO. ÉSTA CORRIENTE, DESPUES
DE INTERCAMBIAR CALOR CON LA CARGA, SE ENVÍA A LA SEQ--
CIÓN DE DESHIDRATACIÓN CON EL FIN DE ELIMINAR EL AGUA
FORMADA EN LAS REACCIONES DE METANACIÓN. ÉSTO SE HA--
CE CON EL OBJETO DE EVITAR QUE SE DISMINUYA EL CARÁCT--
ER ÁCIDO DE LOS CATALIZADORES YA QUE EL AGUA ACTÚA -
COMO UN DILUENTE.

EL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CONSISTE DE DOS DESHIDRA--
TADORES PARA LOGRAR UNA OPERACIÓN CONTÍNUA; LA REGENE--
RACIÓN DE ÉSTOS SE LLEVA A CABO MEDIANTE CALENTAMIENTO

DE LOS LECHOS CON UNA FRACCIÓN DEL HIDRÓGENO PRODUCTO, PREVIAMENTE CALENTADA CON VAPOR, SEGUIDA DE UN PERÍODO DE ENFRIAMIENTO PARA RESTABLECER LAS -- CONDICIONES REQUERIDAS PARA LA ABSORCIÓN. EL GAS- DE REGENERACIÓN SE ENVÍA A LA RED DE GAS COMBUSTI- BLE.



SISTEMA DE METANACION Y SECADO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cla. 8054432-4

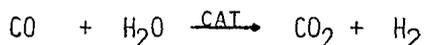
Fig. Nº 2.4

2.4.2

PROCESO DE CONVERSIÓN POR DESPLAZAMIENTO

EL SISTEMA DE CONVERSIÓN POR DESPLAZAMIENTO (SHIFT CONVERSION) ELIMINA EL MONÓXIDO DE CARBONO CONTENIDO EN EL GAS DE CARGA CONVIRTIÉNDOLO A BIÓXIDO DE CARBONO EL CUAL ES REMOVIDO MEDIANTE ABSORCIÓN CON ETANOLAMINA O CARBONATO DE POTASIO.

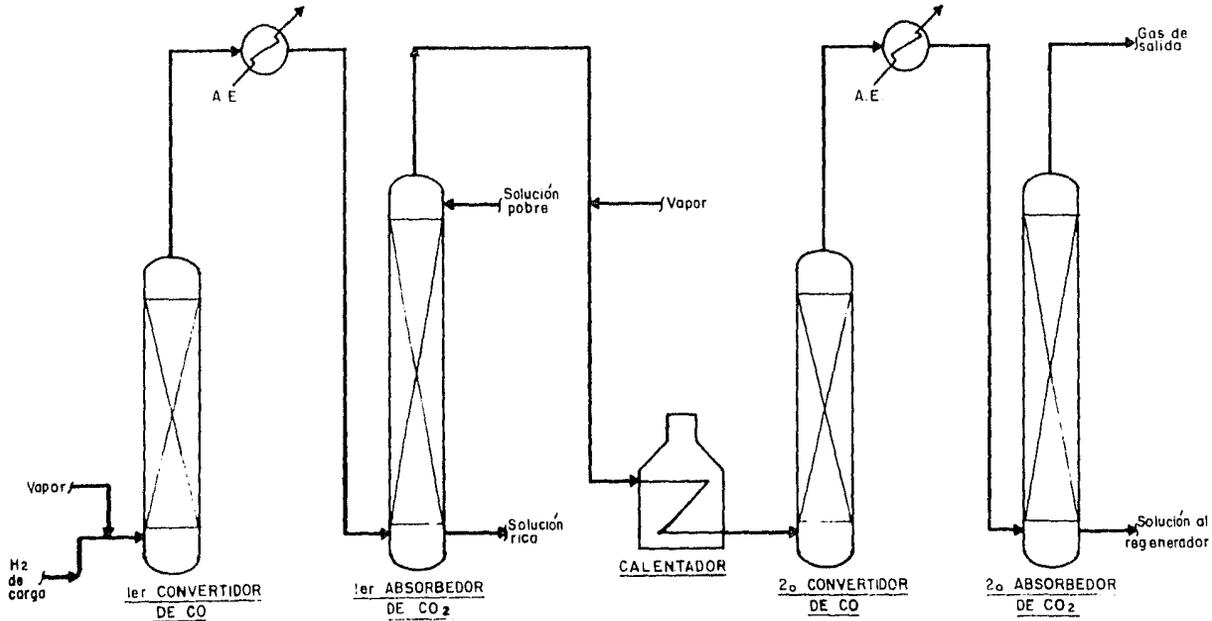
EL MONÓXIDO DE CARBONO REACCIONA EXOTÉRMICAMENTE - CON EL VAPOR DE AGUA A ELEVADAS TEMPERATURAS DE ACUERDO A LA SIGUIENTE REACCIÓN:



DOS TIPOS DE CATALIZADORES SON EMPLEADOS EN EL PROCESO DEPENDIENDO DE LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN. - EL CATALIZADOR DE ALTA TEMPERATURA, EL CUAL OPERA EN UN RANGO DE 343° A 593°C (650° A 1100°F), ES DE ÓXIDO DE PLOMO CON CROMO. EL CATALIZADOR DE BAJA-TEMPERATURA, ES EFECTIVO EN UN RANGO DE 177° A 371° C (350° A 700°F) Y SU MANUFACTURA ES DE COBRE CONZINC.

SIENDO EL EQUILIBRIO DE LA REACCIÓN FAVORABLE A BAJAS TEMPERATURAS, OBTENIÉNDOSE UNA CONVERSIÓN DEL-99%, ES POSIBLE UTILIZAR CATALIZADORES DE BAJA TEMPERATURA. ALGUNAS OTRAS VENTAJAS QUE PRESENTA EL-UTILIZAR UN CATALIZADOR DE BAJA TEMPERATURA SON: MENOR CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDA, EQUIPO MAS COMPACTO Y UNA PLANTA MENOS COMPLEJA. LA DESVENTAJA-PRINCIPAL ES QUE EL CATALIZADOR DE BAJA TEMPERATURA ES MUCHO MAS COSTOSO QUE EL DE ALTA TEMPERATURA.

EL HIDRÓGENO DE CARGA, CONTENIENDO MONÓXIDO DE CARBONO COMO IMPUREZA SE CALIENTA HASTA 371°C (700°F) MEDIANTE LA ADICIÓN DE VAPOR Y SE ENVÍA AL PRIMER CONVERTIDOR DE CO. DEL 90 AL 95% DEL CO ES CONVERTIDO A CO₂ Y UNA PEQUEÑA PARTE DE H₂ ES PRODUCIDA. EL GAS ABANDONA EL CONVERTIDOR Y ES ENFRIADO HASTA 38°C (100°F) POR MEDIO DE AGUA, PARA ENVIARLO AL ABSORBEDOR, EN DONDE SE ELIMINA EL CO₂ PRESENTE EN EL GAS, MEDIANTE UN SISTEMA DE LÍQUIDO REGENERATIVO. EL GAS LIBRE DE CO₂ ES RECALENTADO EN UN CALENTADOR A FUEGO DIRECTO Y DESPUÉS DE AÑADIRLE VAPOR, PASA AL SEGUNDO CONVERTIDOR, EL CUAL CONVIERTE LAS ÚLTIMAS TRAZAS DE CO EN CO₂; FINALMENTE EL CO₂ FORMADO ES ABSORBIDO POR LA SOLUCIÓN EN EL SEGUNDO ABSORBEDOR. SI SE REQUIERE DE HIDRÓGENO DE MUY ALTA PUREZA, UN TERCER PASO DE CONVERSIÓN PUEDE SER AGREGADO AL SISTEMA. CON TRES PASOS DE CONVERSIÓN SE PUEDEN OBTENER GASES DE SALIDA CON MENOS DE 20 PPM DE CO.



SISTEMA DE CONVERSION POR DESPLAZAMIENTO

(SHIFT CONVERSION)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cto 8054432-4

Fig. Nº 2.5

2.5 SISTEMAS CRIOGÉNICOS

LAS SEPARACIONES CRIOGÉNICAS SON MÉTODOS ESTABLECIDOS PARA LA RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO EN PLANTAS QUÍMICAS Y PETROQUÍMICAS. ESTOS PROCESOS SE CARACTERIZAN POR LOS BAJOS REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA Y BAJOS COSTOS DE INVERSIÓN. EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS, TODOS LOS REQUERIMIENTOS DE REFRIGERANTE SE AUTOGENERAN POR EL EFECTO JOULE-THOMSON. EL HIDRÓGENO PRODUCIDO SE RECUPERA A PRESIONES CERCANAS A LA PRESIÓN DE ALIMENTACIÓN, CON BAJOS REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA Y ALTA EFICIENCIA TERMODINÁMICA.

EL PROCESO REPRESENTATIVO DE ESTOS SISTEMAS SE CONSIDERA A CONTINUACIÓN:

2.5.1. PROCESO JOULE-THOMSON

2.5.1

PROCESO JOULE-THOMSON

ESTE PROCESO, COMO SU NOMBRE LO INDICA, SE REFIERE EXCLUSIVAMENTE A LA REFRIGERACIÓN GENERADA POR LA EXPANSIÓN ISOENTÁLPICA DE LOS HIDROCARBUROS PRESENTES EN LA CARGA. DEBIDO A SU TOTAL DEPENDENCIA DE REFRIGERACIÓN, EL PROCESO REQUIERE DE ALTAS PROPORCIONES DE HIDROCARBUROS LIGEROS EN LA CARGA (RELACIÓN HIDRÓGENO/METANO 60/40) YA QUE ÉSTOS AL EXPANDERSE, PROPORCIONAN EL NIVEL DE REFRIGERACIÓN REQUERIDO PARA LA CONDENSACIÓN Y SEPARACIÓN DE LOS MISMOS OBTENIÉNDOSE COMO PRODUCTO PRINCIPAL UNA CORRIENTE DE HIDRÓGENO DE MUY ALTA PUREZA.

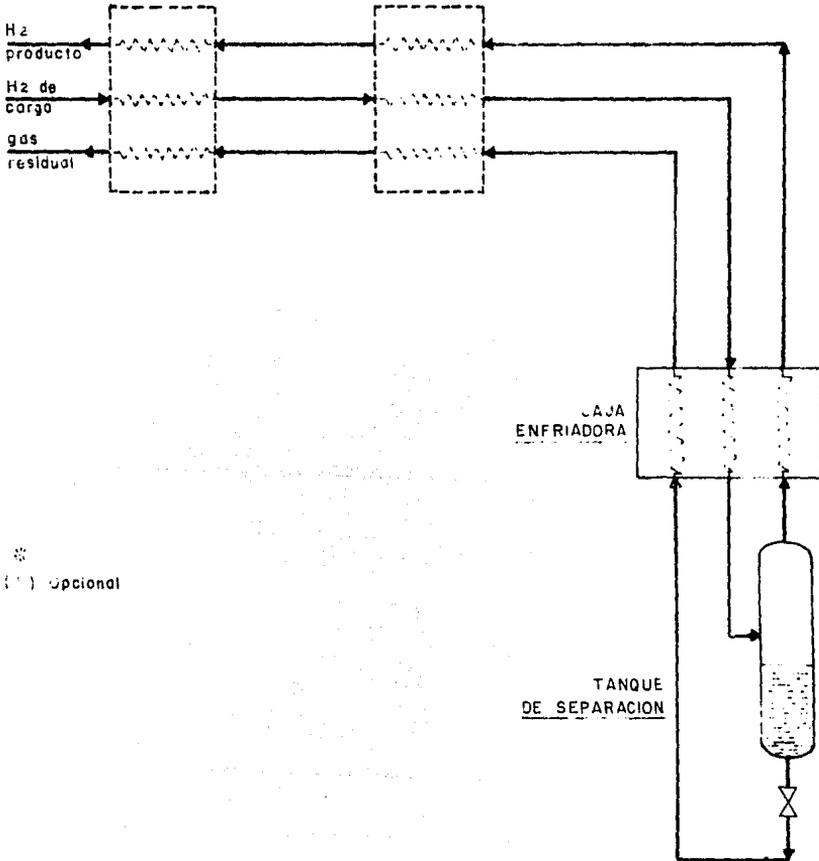
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

EL GAS DE CARGA SE ALIMENTA A LA CAJA ENFRIADORA EN DONDE INTERCAMBIA CALOR CON LAS CORRIENTES EFLUENTES DEL TANQUE SEPARADOR, ENFRIÁNDOSE HASTA -151°C (-240°F) TEMPERATURA SUFICIENTEMENTE BAJA PARA CONDENSAR LA MAYOR PARTE DE LOS HIDROCARBUROS LIGEROS, OBTENIÉNDOSE LA PUREZA DE HIDRÓGENO REQUERIDA. EL LÍQUIDO CONDENSADO, EFLUENTE DE LA CAJA ENFRIADORA, SE SEPARA DEL HIDRÓGENO GAS EN EL TANQUE SEPARADOR, EL CUAL OPERA A BAJA PRESIÓN A FÍN DE RECUPERAR EL NIVEL DE REFRIGERACIÓN. EL HIDRÓGENO PURIFICADO INTERCAMBIA CALOR EN LA CAJA ENFRIADORA, AUMENTANDO SU TEMPERATURA PARA SALIR FINALMENTE COMO PRODUCTO CONTENIENDO HASTA 1 PPM DE MONÓXIDO DE CARBONO. EL CONDENSADO EFLUENTE DEL TANQUE SEPARADOR SE ENVÍA A LA CAJA ENFRIADORA EN DONDE SE VAPORIZA ENFRIANDO A LA CORRIENTE DE CARGA PARA SALIR FINALMENTE COMO GAS RESIDUAL.

CUANDO NO SE PUEDE LLEVAR A CABO EL EFECTO JOULE-THOMSON DEBIDO A LA COMPOSICIÓN O TEMPERATURA DE LA CARGA, SE REQUIERE DE UN PREENFRIAMIENTO ADICIONAL. EN CASO DE QUE LAS CONDICIONES SEAN EXTREMAS (RELACIÓN HIDRÓGENO/METANO 80/20) SE REQUIERE ADEMÁS DE UN SISTEMA DE INTERENFRIAMIENTO.

SISTEMA DE
PREEFRÍAMENTO (1)

SISTEMA DE
INTEREFRIAMIENTO (2)



*
(1) Opcional

SISTEMA CRIOGENICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

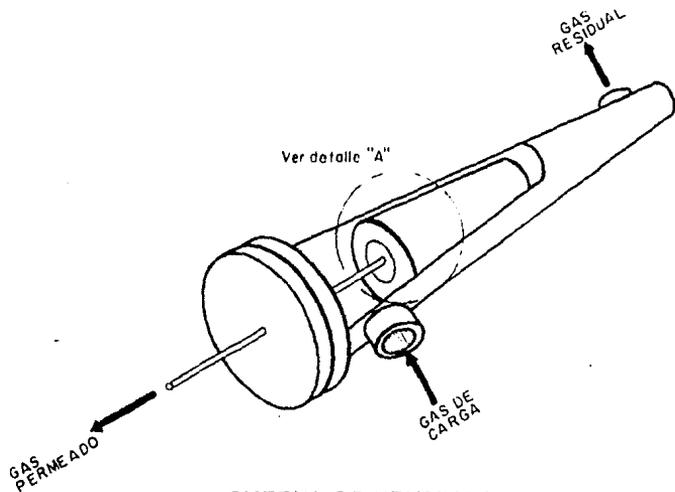
Nº de Cta. 8054432-4 [Fig. Nº 2.6]

2.6. SISTEMA DE MEMBRANAS

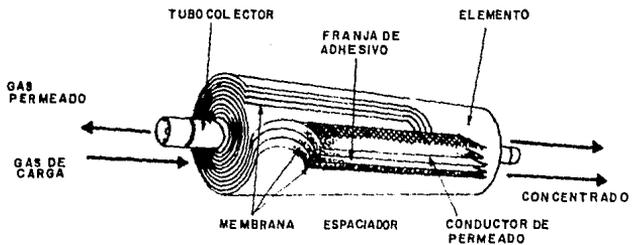
LA UTILIZACIÓN DE MEMBRANAS SE CONSIDERA UN PROCESO ATRACTIVO DESDE EL PUNTO DE VISTA OPERACIONAL CON RESPECTO A MÉTODOS CONVENCIONALES DE PURIFICACIÓN.

EL PROCESO ESTÁ BASADO EN EL PRINCIPIO DE QUE ALGUNOS GASES PASAN A TRAVÉS DE UNA MEMBRANA MÁS RÁPIDAMENTE QUE OTROS (FENÓMENO DE PERMEABILIDAD). ESTA DESIGUALDAD SE DEBE A LA COMBINACIÓN DE LAS DIFERENCIAS ENTRE DIFUSIÓN Y SOLUBILIDAD, POR LO CUAL UNA MEZCLA DE DOS O MÁS GASES DE PERMEABILIDAD DIFERENTE PUEDEN SEPARARSE EN DOS CORRIENTES, UNA ENRIQUECIDA POR EL COMPONENTE MÁS PERMEABLE Y OTRA POR EL COMPONENTE MENOS PERMEABLE.

ÉSTOS SISTEMAS SE ENCUENTRAN EN SU MAYOR PARTE A NIVEL EXPERIMENTAL, POR LO QUE NO SE CUENTA CON INFORMACIÓN DE PLANTAS INDUSTRIALES EN OPERACIÓN.



SISTEMA DE MEMBRANAS



DETALLE "A"

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4 [Fig. Nº 2.]

CAPITULO TRES
ESTUDIO TECNICO ECONOMICO

3.1 GENERALIDADES

CON EL PROPÓSITO DE SELECCIONAR LAS ALTERNATIVAS TÉCNICAMENTE FACTIBLES PARA LA PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO, SE LLEVA A CABO UN ANÁLISIS BAJO LAS MISMAS BASES DE DISEÑO PARA CADA ALTERNATIVA ENCONTRANDO ASÍ, DESDE UN PUNTO DE VISTA TÉCNICO LAS ALTERNATIVAS -- PLAUSIBLES. POSTERIORMENTE SE LLEVA A CABO LA SELECCIÓN ECONÓMICA DE DICHAS ALTERNATIVAS HACIENDO USO - DE LOS MÉTODOS MECANIZADOS DE CÁLCULO MAS AVANZADOS, DESARROLLADOS EN EL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO PARA:

- CARACTERIZACIÓN DE CORRIENTES DE HIDROCARBUROS,
- BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA.
- DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO,
(CAMBIADORES DE CALOR, REACTORES, TORPES, ETC)
- EVALUACIÓN DE COSTOS DE EQUIPO,
- EVALUACIÓN ECONÓMICA DE PLANTAS DE PROCESO.

3.1.1 CRITERIOS GENERALES PARA EL ANÁLISIS TÉCNICO.

1. LAS PLANTAS DEBEN SER CAPACES DE PROCESAR 492 Mm³ ESTANDAR POR DÍA.
2. NO SE CONSIDERAN SOBREDISEÑOS EN NINGUNO DE LOS -- EQUIPOS.
3. SE CONSIDERAN DISEÑOS DE EQUIPO Y SISTEMAS QUE PERMITAN EL MÁXIMO AHORRO ENERGÉTICO Y LA MÁXIMA INTEGRACIÓN NACIONAL.

4. LA SELECCIÓN DEL O DE LOS PROCESOS TÉCNICAMENTE FAC-
TIBLES SE HACE EN FORMA PARTICULAR PARA CADA PROCESO
SEÑALANDO EN CADA CASO LAS VENTAJAS Y LIMITACIONES -
QUE PRESENTEN CONSIDERANDO LO SIGUIENTE :

- NATURALEZA DEL MEDIO DE SEPARACIÓN: SELECTIVIDAD -
DE MONÓXIDO DE CARBONO, CAPACIDAD DE REGENERACIÓN,
ESTABILIDAD QUÍMICA, GRADO DE CORROSIÓN.

- NATURALEZA DEL GAS A TRATAR
COMPOSICIÓN
PRESIÓN Y TEMPERATURA

- PUREZA REQUERIDA DEL GAS PRODUCTO
COMPOSICIÓN
PRESIÓN Y TEMPERATURA

- REQUERIMIENTOS DE DISEÑO

% MOL	GAS AMARGO	GAS DULCE
H2	90.96	90.0 MIN.
Co	0.95	1 PPM EN PESO MAX
C1	7.96	4.0
C2	0.13	

3.1.2 CRITERIOS GENERALES PARA EL ANÁLISIS ECONÓMICO

1. SE REALIZA EL ANÁLISIS ECONÓMICO EN BASE A LOS COS-
TOS DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS -
SUPONIENDO UN HORIZONTE DE 10 AÑOS Y EMPLEANDO UNA
TASA DE DESCUENTO DEL 10%.

2. FECHA BASE DEL ANÁLISIS: AGOSTO DE 1986.

3. COSTO ESTIMADO DE INVERSIÓN.

SE ESTIMAN LOS COSTOS DE INVERSIÓN POR ALTERNATIVA, EN BASE AL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO DE PROCESO, - UTILIZANDO EL SISTEMA MECANIZADO DE EVALUACIONES DE INVERSIÓN, DESARROLLADO EN EL I.M.P.

4. COSTO ESTIMADO DE OPERACIÓN.

PARA ESTIMAR LOS COSTOS DE OPERACIÓN SE INCLUYEN LOS SIGUIENTES PUNTOS.

- SERVICIOS AUXILIARES.

SE ESTIMA EL COSTO DE OPERACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES EN BASE A LOS CONSUMOS DE CADA ALTERNATIVA.

- MANO DE OBRA DE OPERACIÓN.

LA TRIPULACIÓN DE LA PLANTA SE INCLUYE PARA CADA CASO, LOS COSTOS UNITARIOS SON OBTENIDOS EN BASE AL - TABULADOR DE PEMEX.

- MANTENIMIENTO.

PARA EL CÁLCULO DEL MANTENIMIENTO SE ESTIMA UN 3% - SOBRE LA INVERSIÓN.

5. COSTOS

LOS COSTOS UTILIZADOS EN EL ANÁLISIS ECONÓMICO SON:

COSTOS DE INSUMOS (COSTOS UNITARIOS, MARZO 1984) *		
SERVICIOS AUXILIARES	UNIDAD	Costo
AGUA DE REPOSICIÓN	M ³	24.0
VAPOR DE ALTA	TON	862.08
ENERGÍA ELÉCTRICA	Kw-H	6.0
AGUA DE ENFRIAMIENTO	M ³	3.83

* REF. ESCALADOS A AGOSTO DE 1986.

3.2 SELECCIÓN TÉCNICA

3.2.1 ABSORCIÓN EN SOLUCIONES SALINAS DE COBRE Y AMONIO.

EL PROCESO UTILIZA COMO MEDIO ABSORBENTE UNA SOLUCIÓN ACUOSA DE COBRE-AMONIO, CON CONCENTRACIONES DE COBRE DE 160 A 210 GRAMOS POR LITRO EN SOLUCIÓN CON ÁCIDO FÓRMICO.

COMPOSICIONES RECOMENDADAS DE SOLUCIÓN COBRE-AMONIO

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN GR/LITRO
Cu	170 - 175
Cu ⁺	25 - 40
HCOOH	110 - 120
NH ₃	140 - 150

EN ESTE PROCESO, UN EXCESO DE AMONIO EN LA SOLUCIÓN LA TORNA ALTAMENTE CORROSIVA; POR OTRO LADO BAJAS CONCENTRACIONES DE ÉSTE PROVOCAN LA PRECIPITACIÓN DEL COBRE, DISMINUYÉNDOSE DE ESTA FORMA LA EFECTIVIDAD DE LA SOLUCIÓN.

EL PROCESO OPERA EFICIENTEMENTE CON CONCENTRACIONES ALTAS DE MONÓXIDO DE CARBONO (HASTA 10% - MOL) A PRESIONES DE 105 A 127 KG/CM² MAN (1500 A 1800 PSIG) Y TEMPERATURAS DEL ORDEN DE 0° A 45°C- (32° A 110°F) ELIMINANDO SUSTANCIALMENTE EL MONÓXIDO DE CARBONO HASTA OBTENER UN GAS DULCE QUE CONTIENE HASTA 5 PPM EN PESO MÁXIMAS, BAJO LAS MISMAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.

LA SOLUCIÓN SE REGENERA POR CALENTAMIENTO A UNA

PRESIÓN CERCANA A LA ATMOSFÉRICA, CON EL OBJETO DE DESORBER LOS GASES ÁCIDOS MÁS FACILMENTE.

DEBIDO A LA PROBABILIDAD DE CORROSIÓN DE LA SOLUCIÓN ABSORBEDORA, SE REQUIERE DE MATERIALES ESPECIALES.

ESTA TECNOLOGÍA ES DEL DOMINIO PÚBLICO, POR LO CUAL NO SE REQUIERE DE PAGO DE REGALÍAS.

DE ACUERDO A LOS REQUERIMIENTOS DE DISEÑO, ÉSTE PROCESO NO CUMPLE CON LA ESPECIFICACIÓN DE 1 PPM MÁXIMA DE MONÓXIDO DE CARBONO, DEBIDO A QUE SOLO ELIMINA GRANDES CANTIDADES DE MONÓXIDO DE CARBONO Y NO REALIZA OPERACIONES DE PULIDO.

3.2.2 ABSORCIÓN EN NITRÓGENO LÍQUIDO.

EL PROCESO CONSISTE EN EFRIAR LA MEZCLA DE GASES HASTA CONDENSAR PARCIALMENTE LAS IMPUREZAS, ABSORBIENDO ÉSTAS EN NITRÓGENO LÍQUIDO.

EL SISTEMA SE UTILIZA PRINCIPALMENTE PARA PURIFICAR HIDRÓGENO EMPLEADO EN LA SÍNTESIS DE AMONIACO EN DONDE SE REQUIERE UNA RELACIÓN H₂/N₂ CONTROLADA. LAS PLANTAS DE PURIFICACIÓN DE GAS POR MEDIO DE LA ABSORCIÓN CON NITRÓGENO LÍQUIDO, CONSISTEN ESENCIALMENTE DE SISTEMAS COMPLEJOS DE REFRIGERACIÓN E INTERCAMBIADORES DE CALOR QUE OPERAN HASTA UNA PRESIÓN DE 211.0 KG/CM² MAN (3000 PSIG) Y TEMPERATURAS DEL ORDEN DE -184°C (-300°F). EL ENFRÍAMIENTO ES OBTENIDO POR EL NITRÓGENO LÍQUIDO - ASÍ COMO POR EL METANO PRESENTE EN LA CARGA (20% MOL MIN.) LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO SON MUY COSTOSOS DEBIDO A LAS ALEACIONES ESPECIALES QUE DEBEN TENER POR MANEJAR MUY BAJAS TEMPERATURAS

Y ALTAS PRESIONES.

LA PUREZA OBTENIDA EN EL PROCESO ALCANZA HASTA - 95% DE HIDRÓGENO Y UNAS CUANTAS PPM DE MONÓXIDO- DE CARBONO. LA PATENTE DE ESTA TECNOLOGÍA LA -- TIENE LA COMPAÑÍA ALEMANA GERMAN-LINDE POR LO -- CUAL REQUIERE DEL PAGO DE REGALÍAS.

DEBIDO A LA CANTIDAD DE METANO PRESENTE EN LA CAR GA (7.96 % MOL) POR MEDIO DEL EFECTO JOULE - - THOMSON NO SE PUEDE ALCANZAR LA TEMPERATURA DE -- CONDENSACIÓN DEL MONÓXIDO DE CARBONO, LA CUAL ES- DE -140°C (220°F) POR LO CUAL, ESTE SISTEMA NO - CUMPLE CON LOS REQUIRIMIENTOS DE DISEÑO.

3.2.3 ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES,

EL SISTEMA PSA "PRESSURE SWING ADSORPTION" ESTÁ- BASADO EN EL PRINCIPIO DE REDUCCIÓN DE PRESIÓN -- CON EL OBJETO DE REMOVER LOS COMPONENTES ADSORBI- DOS EN LAS MALLAS MOLECULARES. LAS MALLAS MOLECU LARES SON ALÚMINO-SILICATOS DE FORMA CRISTALINA - CARGADOS NEGATIVAMENTE, LOS CUALES FIJAN LAS MOLECU LAS MEDIANTE FUERZAS DE ATRACCIÓN ENTRE LOS ÁTOMOS O MOLÉCULAS.

EL SISTEMA PUEDE MANEJAR GRAN VARIEDAD DE IMPURE-- ZAS EN DIVERSAS COMBINACIONES. ESTO NO SÓLO INCLU- YE HIDROCARBUROS PESADOS SINO AGUA, MONÓXIDO Y BIÓ XIDO DE CARBONO, ARGÓN, ÁCIDO SULFHÍDRICO, NITRÓGE NO, ETC.

LA PRINCIPAL VENTAJA DE ESTE SISTEMA ES LA PUREZA- QUE ALCANZA (99.999%) ELIMINANDO PRÁCTICAMENTE TO- DAS LAS IMPUREZAS DEL GAS A TRATAR, OBTENIENDO --

HASTA 1 PPM COMO MÁXIMO DE MONÓXIDO DE CARBONO.

LAS UNIDADES PUEDEN OPERAR DE 7 A 46 $\text{KG}/\text{CM}^2\text{MAN}$ - (100 A 650 PSIG) Y EN UN AMPLIO RANGO DE TEMPERATURA; SIN EMBARGO, LOS COSTOS ESTÁN EN FUNCIÓN - DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ASÍ COMO DE LA COMPOSICIÓN DEL GAS DE CARGA Y DE LA CAPACIDAD - DE LA UNIDAD.

DEBIDO A SU CARACTERÍSTICA DE REGENERACIÓN POR - CAMBIO DE PRESIÓN, NO REQUIERE DE CALENTAMIENTO- ADICIONAL. ESTE PROCESO ESTA PATENTADO POR - - UNION CARBIDE POR LO CUAL EXIGE PAGO DE REGALÍAS. EL SISTEMA PSA SI CUMPLE CON LOS REQUERIMIENTOS DE DISEÑO PREVIAMENTE ESTABLECIDOS.

3.2.4 PROCESO DE METANACIÓN.

LA METANACIÓN CONSISTE EN LA ELIMINACIÓN DE ÓXIDOS DE CARBONO CONVIRTIÉNDOLOS A METANO, HIDROCARBURO-LIGERO INERTE A LOS CATALIZADORES.

LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DEL METANADOR OSCILA ENTRE LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y $844 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN}$ (12 000 -- PSIG). LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN VARÍA EN EL -- RANGO DE $194 \text{ A } 371^\circ\text{C}$ ($350 \text{ A } 700^\circ\text{F}$), ESTO ES DEBIDO A QUE CADA MOL DE MONÓXIDO DE CARBONO ELEVA LA TEMPERATURA 72°C (162°F) POR LO CUAL NO ES RECOMENDABLE OPERAR ARRIBA DE LOS 371°C (700°F)

DURANTE LAS REACCIONES DE METANACIÓN SE PRODUCE - AGUA, LA CUAL DEBE SER ELIMINADA PUES REPRESENTA - UN "VENENO" PARA LOS CATALIZADORES DE PROCESO, POR LO CUAL SE UTILIZAN DESHIDRATADORES EMPACADOS CON MATERIAL DESECANTE PARA ELIMINAR LAS TRAZAS DE AGUA FORMADAS. LA REGENERACIÓN DE LOS DESHIDRATADORES - SE LLEVA A CABO POR MEDIO DE CALOR, POR LO CUAL SE REQUIERE DE UN MEDIO DE CALENTAMIENTO CON VAPOR.

LA MAYORÍA DE LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO SON DE ACERO AL CARBÓN EXCEPTO LOS QUE MANEJAN AL--TAS TEMPERATURAS, LOS CUALES DEBEN SER DE ALEACIONES CR-MO. LA NATURALEZA FUERTEMENTE EXOTÉRMICA DE LAS REACCIONES DE METANACIÓN, HACE QUE ÉSTE PROCESO SEA IDEAL EN LA PURIFICACIÓN DE CORRIENTES DE HIDRÓGENO QUE NO CONTENGAN MAS DE 2.5% MOL DE MONÓXIDO - DE CARBONO, REALIZANDO OPERACIONES DE PULIDO ÚNICAMENTE. LA PUREZA OBTENIDA ES DEL 90 AL 98% CONTE--NIENDO HASTA 1 PPM DE MONÓXIDO DE CARBONO.

LA PATENTE DEL PROCESO DE METANACIÓN ES DEL DOMI
NIO PÚBLICO, POR LO CUAL NO EXIGE PAGO DE REGA--
LÍAS, PRESENTANDO INTEGRACIÓN NACIONAL EN SU TOTA
LIDAD EXCEPTUANDO EL CATALIZADOR, EL CUAL ES OBJE
TO DE ÍMPORTACIÓN.

ESTE SISTEMA SÍ CUMPLE CON LOS REQUERIMIENTOS DE
DISEÑO.

3.2.5 PROCESO DE CONVERSIÓN (SHIFT CONVERSION)

ESTE SISTEMA ELIMINA EL MONÓXIDO DE CARBONO PRESENTE EN LA CARGA TRANSFORMÁNDOLO A BIÓXIDO DE CARBONO, EL CUAL ES ABSORBIDO EN UNA SOLUCIÓN DE MONOETANOLAMINA O SIMILAR. EL PROCESO SE USA EXTENSAMENTE EN PURIFICACIÓN Y PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO PRODUCIDO EN GENERADORES DE VAPOR, PLANTAS-REFORMADORAS, OXIDACIÓN PARCIAL, ETC.; SE UTILIZA DE IGUAL FORMA EN LA RELACIÓN H_2/CO QUE DEBE EXISTIR EN LA SÍNTESIS DE GASES.

LAS VARIABLES IMPORTANTES DE DISEÑO SON LA TEMPERATURA, PRESIÓN, ESPACIO-VELOCIDAD, RELACIÓN GAS/VAPOR Y EL CONTENIDO DE MONÓXIDO DE CARBONO PRESENTE EN LA CARGA. EL SISTEMA OPERA CON GRANDES CANTIDADES DE MONÓXIDO DE CARBONO, DEL ORDEN DEL 50% HASTA PEQUEÑAS CANTIDADES. LA PRESIÓN DE OPERACIÓN VARÍA DESDE 2 HASTA $24.6 \text{ kg/cm}^2 \text{ MAN}$ (30 A - 350 PSIG) Y LA TEMPERATURA EN UN RANGO DE 315 A - 482°C (600 A 900°F). EL HIDRÓGENO OBTENIDO ALCANZA UNA PUREZA DEL ORDEN DE 99.7% CONTENIENDO HASTA 200 PPM DE MONÓXIDO DE CARBONO.

SIENDO ESTE UN SISTEMA PRODUCTOR DE HIDRÓGENO PRINCIPALMENTE, NO REALIZA OPERACIONES DE PULIDO POR LO CUAL NO CUMPLE CON LOS REQUERIMIENTOS DE DISEÑO.

3.2.6 PROCESO JOULE-THOMSON

LA PURIFICACIÓN DEL HIDRÓGENO EN SISTEMAS CRIOGÉNICOS EN SU FORMA MAS SIMPLE, UTILIZA LA CONDENSACIÓN PARCIAL PARA REMOVER HIDROCARBUROS LIGEROS, MONÓXIDO DE CARBONO Y OTRAS IMPUREZAS.

ESTE PROCESO ES POSIBLE DEBIDO A LA ALTA VOLATILIDAD DEL HIDRÓGENO; COMO RESULTADO DE ESTA ALTA VOLATILIDAD, UNA SEPARACIÓN CRIOGÉNICA PUEDE FACILMENTE ALCANZAR CONCENTRACIONES DE HIDRÓGENO DEL RANGO DE 90 AL 96% MOL O MAYORES.

EL SISTEMA CRIOGÉNICO PARA LA PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO PUEDE SER DISEÑADO PARA MANEJAR UN GRAN RANGO DE COMPOSICIONES EN LA CARGA, ASÍ COMO DIFERENTES RANGOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA, DEPENDIENDO DEL CONTENIDO DE METANO PRESENTE EN LA CARGA - YA QUE ÉSTE COMPONENTE ES EL QUE PROPORCIONA EL MEDIO DE REFRIGERACIÓN POR EL EFECTO DE JOULE - THOMSON.

DEBIDO A QUE SE MANEJAN TEMPERATURAS MUY BAJAS SE REQUIEREN DE MATERIALES ESPECIALES ASÍ COMO DE EQUIPO DE REFRIGERACIÓN ADICIONAL SI EL MISMO SISTEMA NO PUEDE PROPORCIONARLO.

EL PROCESO JOULE-THOMSON NO CUMPLE CON LOS REQUERIMIENTOS DE DISEÑO EN CUANTO A LA CANTIDAD DE MONÓXIDO EN EL GAS DE SALIDA (1 PPM MAX) YA QUE LA CANTIDAD DE METANO EN LA CARGA (7.96% MOL) ES INSUFICIENTE PARA LLEVAR A CABO EL EFECTO JOULE-THOMSON Y CONDENSAR EL MONÓXIDO DE CARBONO PRESENTE EN EL GAS.

3.2.7 SISTEMA DE MEMBRANAS

ESTE PROCESO UTILIZA COMO MEDIO DE SEPARACIÓN - MEMBRANAS DE POLÍMEROS NO POROSOS, QUE SE SABE TIENEN UNA GRAN PERMEABILIDAD HACIA ALGUNOS GASES. ESTAS MEMBRANAS SE ARREGLAN ENROLLADAS - O EN PLACAS SEGÚN SU APLICACIÓN; LOS ELEMENTOS-ENROLLADOS SE INCORPORAN A TUBOS PRESURIZADOS- QUE SE MONTAN EN PATINES Y SE PUEDEN ARREGLAR - EN SERIE O EN PARALELO.

EL PROCESO PUEDE UTILIZARSE PARA CORRIENTES DE- HIDRÓGENO Y GASES DE DESECHO QUE REQUIEREN PURI- FICARSE ; RESULTANDO UNA EXCELENTE OPCIÓN PARA- GASES QUE CONTIENEN HIDRÓGENO/MONÓXIDO DE CARBO- NO E HIDROCARBUROS Y/O NITRÓGENO, DEBIDO A LA - ALTA VELOCIDAD DE PERMEABILIDAD DEL HIDRÓGENO - Y SU ALTA SELECTIVIDAD CON RESPECTO A LOS OTROS GASES.

LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN, UTILIZANZDO UNA MEM- BRANA DADA PARA UNA MEZCLA DE GASES DEPENDE DE:

- COMPOSICIÓN DEL GAS.
- RELACIÓN ENTRE LA PRESIÓN DEL GAS DE CARGA Y LA PRESIÓN DEL GAS PRODUCTO.
- FACTOR DE SEPARACIÓN ENTRE LOS DOS COMPONEN- TES DEL GAS.

UNA APLICACIÓN TÍPICA PARA MEMBRANAS SE ENCUENTRA EN MEZCLAS DE GASES, QUE CONTIENEN RELACIONES DE- HIDRÓGENO/MONÓXIDO DE CARBONO DE 75/25 %MOL, OBT- NIENDOSE CORRIENTES DE HIDRÓGENO HASTA CON UNA PU- REZA DEL 98% MOL, CONTENIENDO TAN SOLO UNAS CUAN- TAS PPM EN PESO DE MONÓXIDO DE CARBONO. LAS - -

CONDICIONES DE PRESIÓN SE CONSIDERAN EN FUNCIÓN DE LA PUREZA DEL HIDRÓGENO REQUERIDO.

EXISTEN MEMBRANAS EN EL MERCADO PARA DIFERENTES APLICACIONES, PERO PARA MUCHAS OTRAS SE REQUIEREN HACER PRUEBAS EN PLANTA PILOTO.

ESTE PROCESO ESTA PATENTADO POR DUPONT Y REQUIERE POR LO TANTO EL PAGO DE REGALÍAS.

LOS REQUERIMIENTOS DE DISEÑO INDICAN LA CANTIDAD DE 0.95% MOL DE MONÓXIDO DE CARBONO CONTENIDO EN LA CARGA, EL CUAL ES MUCHO MENOR AL 25% MANEJADO EN ESTOS SISTEMAS, RESULTANDO EQUIPOS DE GRANDES DIMENSIONES. YA QUE LA CANTIDAD DE HIDRÓGENO ES MAYOR. POR ESTA RAZÓN Y DEBIDO A QUE ÉSTOS SISTEMAS REQUIEREN DE UNA PREVIA EXPERIMENTACIÓN, NO CUMPLEN LOS REQUERIMIENTOS DE DISEÑO ANTES DESCRITOS.

CONCEPTO	PROCESO	BASES DE DISEÑO	TABLA 3.1 SELECCION TECNICA		METABACION	CONVERSION (SHIFT CONVERSION)	MULTI-TIEMPO	MEMBRANAS	
			ABSORCION EN SOLUCIONES SALINAS DE COBRE Y AMONIO	ABSORCION EN LIQUIDO REGENERABLE					ABSORCION EN LIQUIDO REGENERABLE
TIPO DE PROCESO	PURIFICACION DE HIDROGENO	ABSORCION EN LIQUIDO REGENERABLE	CONDENSACION CRIOGENICA Y ABSORCION EN LIQUIDO REGENERABLE	CONDENSACION CRIOGENICA Y ABSORCION EN LIQUIDO REGENERABLE	ADSORCION SELECTIVA TIPO PSA	CONVERSION QUIMICA Y DESHIDRATACION	CONVERSION QUIMICA Y ADSORCION EN LIQUIDO REGENERABLE	CONDENSACION CRIOGENICA	PERMEABILIDAD DE GASES
INGENIERIA BASICA		LITERATURA ABIERTA	GERRAN-LINDE	UNION CARBIDE	LITERATURA ABIERTA	LITERATURA ABIERTA	LITERATURA ABIERTA	LITERATURA ABIERTA	DUPONT
CARACTERISTICAS DE LA CARGA	$H_2 = 90.948 \text{ mol/m}^3$ $Cu = 7.968$ $CO = 0.958$ $C_2 = 0.128$	$CO = 108 \text{ mol}$	$Cu = 207 \text{ mol}$	SIN RESTRICCION	$CO = 7.38 \text{ mol}$	$Cu = 508 \text{ mol}$	$Cu = 708 \text{ mol}$	$CO = 258 \text{ mol}$	$CO = 258 \text{ mol}$
CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO	$H_2 = 908 \text{ mol m}^3$ $CO = 1 \text{ ppm en peso m}^3$	$CO = 10 \text{ ppm en peso}$	958 mol H_2 $CO = 10^6 \text{ ppm en peso}$	89.9928 mol H_2 1 ppm en peso CO	888 mol H_2 1 ppm en peso CO	89.78 mol H_2 $200 \text{ ppm en peso CO}$	898 mol H_2 $CO = 10^6 \text{ ppm en peso}$	908 mol H_2 $CO = 10^6 \text{ ppm en peso}$	908 mol H_2 $CO = 10^6 \text{ ppm en peso}$
CATALIZADOR		NO REQUIERE	NO REQUIERE	NO REQUIERE	NIQUEL SOPORTADO EN ALUMINA	OXIDO DE PLOMO CON CROMO O COBRE CON ZINC	NO REQUIERE	NO REQUIERE	NO REQUIERE
AGENTES QUIMICOS		SALES DE COBRE Y AMONIO	NITROGENO LIQUIDO	MALLA MOLECULAR	MALLA MOLECULAR	NO REQUIERE	NO REQUIERE	NO REQUIERE	NO REQUIERE
PRESTIO OPERACION	DISPONIBLE 28-0 kg/cm ² man (238 psig)	105 a 127 kg/cm ² man (1500 a 1800 psig)	211 kg/cm ² man (3000 psig)	7 a 48 kg/cm ² man (200 a 600 psig)	0 a 844 kg/cm ² man (0 a 23000 psig)	2 a 24.6 kg/cm ² man (30 a 350 psig)	AMPLIA	AMPLIA	AMPLIA
TEMPERATURA DE OPERACION	DISPONIBLE 300°C (100°F)	0 a 65°C (32 a 110°F)	- 184° C (-300°F)	AMPLIA	184 a 371°C (350 a 700°F)	315 a 482°C (600 a 900°F)	- 140°C (- 220°F)	AMPLIA	AMPLIA
MATERIALES DE CONSTRUCCION		ALEACIONES DE NIQUEL	20% ACERO INOXIDABLE 80% ALEACIONES DE -- ACERO	ACERO AL CARBON	80% ACERO AL -- CARBON 10% ALEACIONES CR-NI	ACERO AL CARBON	ALEACIONES DE ACERO	POLIMEROS EN CAPAS ULTRADELGADAS EN FORMA DE ESPALM. CONTENIDAS EN TUBOS DE ACERO AL -- CARBON	
REQUERIMIENTOS DE DISEÑO		NO CUMPLE	NO CUMPLE	SI CUMPLE	SI CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE
OBSERVACIONES		DEBIDO A QUE NO REALIZA OPERACIONES DE PULIDO NO ALCANZA A OBTENER 1 ppm COMO MAXIMO DE CO EN PRODUCTO.	DEBIDO A LA CANTIDAD DE METANO EN LA CARGA (7.968 mol) NO SE ALCANZA LA TEMPERATURA DE CONDENSACION DEL CO.			DEBIDO A QUE NO REALIZA OPERACIONES DE PULIDO NO ALCANZA A OBTENER 1 ppm COMO MAXIMO DE CO EN EL PRODUCTO.	DEBIDO A LA CANTIDAD DE METANO EN LA CARGA -- (7.968 mol) NO SE ALCANZA LA TEMPERATURA DE CONDENSACION DEL CO	DEBIDO A LA CANTIDAD DE CO EN LA CARGA (0.958 mol) SE REQUIERE DE EQUIPOS DE MAYORES DIMENSIONES. REQUIERE EXPERIMENTACION PREVIA.	

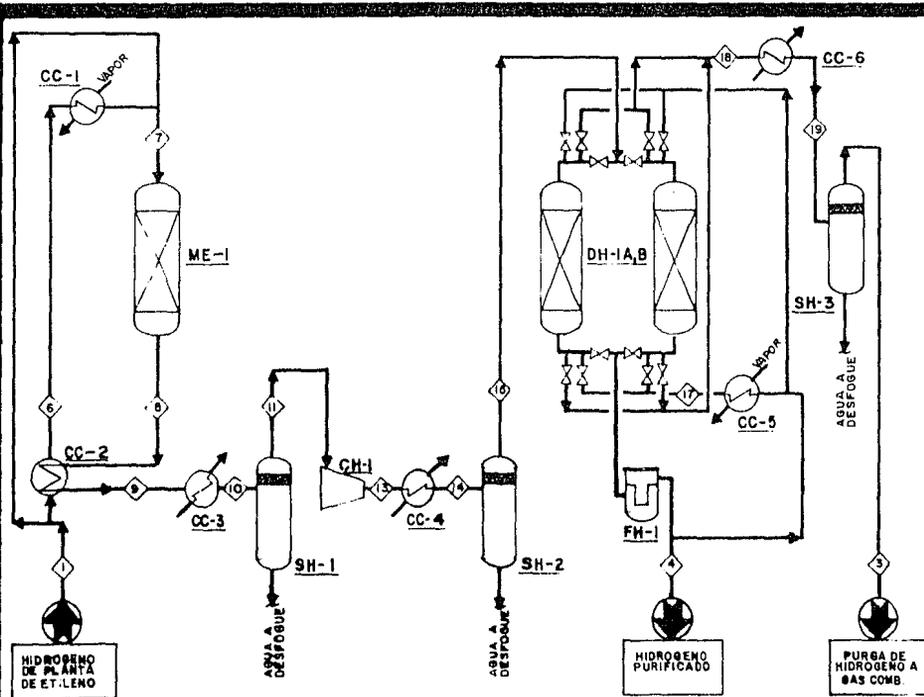
3.3 SELECCIÓN ECONÓMICA.

3.3.1 GENERALIDADES

LAS ALTERNATIVAS FACTIBLES RESULTANTES DEL ANÁLISIS TÉCNICO SON: EL SISTEMA DE ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES (PSA) Y EL SISTEMA DE METANACIÓN Y SECADO. SE PROCEDE A EFECTUAR UNA EVALUACIÓN DE AMBOS SISTEMAS CON EL FIN DE OBTENER LA ALTERNATIVA ECONÓMICAMENTE ÓPTIMA, OBJETIVO DEL PRESENTE TRABAJO. EL PROCESO DE EVALUACION SE LLEVA A CABO HACIENDO USO DE LA INFORMACION DISPONIBLE PARA AMBOS SISTEMAS, SIN EMBARGO DICHA INFORMACIÓN ES DE CARÁCTER DISTINTO, YA QUE EL SISTEMA DE METANACION Y SECADO ES DEL DOMINIO PÚBLICO Y PRESENTA INTEGRACION 100% NACIONAL, POR LO CUAL SE PUEDE LLEVAR A CABO EL PREDIMENSIONAMIENTO DE TODOS LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS, ASÍ COMO EL CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES DEL MISMO PARA EFECTOS DE COSTO, MIENTRAS QUE EL SISTEMA DE ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES (PSA), SE ENCUENTRA BAJO LA LICENCIA DE UNION CARBIDE, RAZON POR LA CUAL SU COTIZACIÓN SE PRESENTA EN FORMA DE PAQUETE.

ANALIZANDO LO ANTERIOR, SE LLEVA A CABO EL PREDIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE METANACIÓN BASÁNDOSE EN EL ESQUEMA DE PROCESO 3.1, ASÍ COMO EN EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA. POSTERIORMENTE SE EFECTUA SU COSTEO UTILIZANDO LAS BASES DE DISEÑO DESCRITAS AL INICIO DEL PRESENTE CAPÍTULO. LA EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES (PSA) SE LLEVA A CABO EN BASE A UNA PROPUESTA COMERCIAL OBTENIENDO DE MANERA DIRECTA LA INVERSIÓN, ASÍ COMO LOS COSTOS FIJOS Y OPERACIONALES.

UNA VEZ OBTENIDAS AMBAS EVALUACIONES SE PRESENTARÁN EN UN CUADRO COMPARATIVO CON LA FINALIDAD DE SELECCIONAR LA ALTERNATIVA ÓPTIMA BAJO EL PUNTO DE VISTA TÉCNICO Y ECONÓMICO.



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
CC-1	PRECALENTADOR DE CARGA AL METANADOR
CC-2	INTERCAMBIADOR CARGA-EFLUENTE DEL METANADOR
CC-3	ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL METANADOR
CC-4	POST-ENFRIADOR DEL COMPRESOR
CC-5	CALENTADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION
CC-6	ENFRIADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION
CH-1	COMPRESOR
DH-1A, B	DESHIDRATADORES
FH-1	FILTRO DE HIDROGENO
ME-1	METANADOR
SH-1	PRIMER SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA
SH-2	SEGUNDO SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA
SH-3	SEPARADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION

SISTEMA DE METANACION Y SECADO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4

Esg. Nº 3.1

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (FASE)	1 VAP		3 VAP		4 VAP		6 VAP		7 VAP	
	KG-MOL/H	% MOL	KG-MOL/H	% MOL	KG-MOL/H	% MOL	KG-MOL/H	% MOL	KG-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
METANO	749.558	90.960	178.987	71.969	725.084	90.883	749.558	90.960	749.558	90.960
MONOX. CARBON	7.828	.950	.000	.000	.000	.000	7.828	.950	7.828	.950
METANO	65.595	7.960	67.093	26.978	73.423	9.183	65.595	7.960	65.595	7.960
ETILENO	.989	.120	.000	.000	.000	.000	.989	.120	.989	.120
ETANO	.082	.010	.769	.309	1.071	.134	.082	.010	.082	.010
CICLOHEXANO	.000	.000	1.013	.407	.000	.000	.000	.000	.000	.000
AGUA	.000	.000	.856	.336	.003	.000	.000	.000	.000	.000
TOTAL KG-MOL/H	824.053	100.000	248.498	100.000	799.589	100.000	824.053	100.000	824.053	100.000
FLUJO TOTAL KG/M ² • LB/H	2813.	6201.	1561.	3449.	2672.	5890.	2813.	6201.	2813.	6201.
TEMPERATURA F • C	100.00	37.78	78.18	25.65	100.00	37.78	550.00	287.78	550.00	287.78
PRESION PSIG • KG/CM ² MAN. (P. ATM = 1.0332 KG/CM ² ABS)	398.15	27.994	135.00	9.492	524.99	36.912	346.99	24.397	336.99	23.694
PESO MOLECULAR • W WATSON	3.413	35.366	6.275	26.243	3.342	36.797	3.413	35.366	3.413	35.366
DENS RELATIVA A 60 F • API	.10400	1229.080	.16744	713.555	.10087	1271.243	.10400	1229.080	.10400	1229.080
BP A 60 F		4086.6	1408.2		4002.8		4086.6		4086.6	
M338 20 C, 1KG • 95C, TATM	491.618	468.547	148.370	141.407	477.018	454.433	491.618	468.547	491.618	468.547
DENS A PYT LB/FT ³ • KG/M ³	.2310	3.70	.9623	2.80	.2943	4.71	.1129	1.81	.1098	1.78
MJ/SEG A P V T	.211		.167		.157		.432		.444	
CALOR ESP A PYT CAL/G • C	2.0837		1.1973		2.1403		2.1711		2.1711	
CP/CV	1.3918		1.3674		1.3905		1.3647		1.3647	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	.0105		.0108		.0103		.0165		.0165	
COND. TERMICA KCAL/H • M • C	.1218		.0875		.1220		.1853		.1852	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	1.0156		1.0029		1.0204		1.0092		1.0090	
ENTALPIA ESP. CAL/G • MOL	2144.29		2134.30		2153.49		3956.19		3955.83	
ENTALPIA MJCAL/H	1767.0		530.8		1721.9		3260.2		3259.9	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (BASE)	8 VAP		9 VAP		10 VAP		11 VAP		13 VAP	
	KG-MOL/M	Σ MOL								
COMPONENTE										
HIDROGENO	725.084	89.804	725.084	89.804	725.084	89.804	725.084	90.412	725.084	90.412
MONOX. CARBON	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
NETMO	73.423	9.094	73.423	9.094	73.423	9.094	73.423	9.153	73.423	9.153
ETILENO	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
ETANO	1.071	.133	1.071	.133	1.071	.133	1.071	.134	1.071	.134
CICLOHEXANO	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
AGUA	7.828	.970	7.828	.978	7.828	.970	2.403	.300	2.403	.300
TOTAL KG-MOL/M	807.407	100.000	807.407	100.000	807.407	100.000	801.982	100.000	801.982	100.000
FLUJO TOTAL KG/M = LB/M	2813.	6201.	2813.	6201.	2813.	6201.	2715.	5986.	2715.	5986.
TEMPERATURA F = C	480.00	360.00	230.89	110.49	100.00	37.78	100.00	37.78	240.20	115.67
PREISION PSIG=KG/CM2 MAN. (P. ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)	326.99	22.991	316.99	22.288	306.99	21.585	306.99	21.585	359.99	39.373
PESO MOLECULAR=K WATSON	3.484	35.391	3.484	35.391	3.484	35.391	3.386	36.350	3.386	36.350
DENS RELATIVO A 60 F=API	.105631208	.027	.105631208	.027	.105631208	.027	.102341251	.154	.102341251	.154
DPF A 60 F		4023.4		4023.4		4023.4		4008.6		4008.6
MMSD 20 C, 1KG=PS.C, 1ATR	481.687	459.082	481.687	459.082	481.687	459.082	478.457	455.998	478.451	455.998
DENS A PVT LB/FT3=KG/M3	60966	1.55	61543	2.47	61845	2.96	61792	2.87	62542	4.07
MJ/SEG A P V T		.503		.316		.264		.263		.185
CALOR EMP A PVT CAL/G-C		2.1807		2.0760		2.0504		2.1071		2.1398
CP/CV		1.8527		1.3800		1.3899		1.3899		1.3792
VISCOSIDAD CENSIPOISE		.0179		.0122		.0103		.0103		.0123
COND. TERNICA KCAL/M-H-C		.1095		.1389		.1193		.1204		.1423
FACTOR COMPRESIBILIDAD		1.0078		1.0107		1.0116		1.0118		1.0100
ENTALPIA ESP. CAL/G-MOL		4522.89		2673.64		2150.80		2148.99		2715.85
ENTALPIA KJCAL/M		3655.9		2158.8		1736.6		1723.5		2176.1

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO
 TESIS PROFESIONAL
 MEXICO D.F.

FACULTAD DE QUIMICA
 FERNANDO RAMANILLA R
 AP. A ANAYA DURAND

ETA. 8054432-4
 FECHA 12 AGO. 86

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (FASE)	16 REZ		15 VAP		17 VAP		18 VAP		19 VAP	
	KG-MOL/H	L MOL	KG-MOL/H	L MOL	KG-MOL/H	L MOL	KG-MOL/H	L MOL	KG-MOL/H	L MOL
COMPONENTE										
NITROGENO	725.084	90.412	725.084	90.527	108.482	72.171	108.482	69.669	901.482	69.669
MONOX. CARBON	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
METANO	73.423	9.158	73.423	9.147	38.040	27.053	38.040	26.115	38.040	26.115
ETILENO	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
ETANO	1.071	.134	1.071	.134	.436	.310	.436	.299	.436	.299
CICLOHEXANO	.000	.000	.000	.000	.575	.409	.575	.394	.575	.394
AGUA	2.403	.300	1.384	.173	.080	.057	5.131	3.522	5.131	3.522
TOTAL KG-MOL/H	801.982	100.000	800.942	100.000	146.614	100.000	145.664	100.000	145.664	100.000
FLUJO TOTAL KG/M • LB/H	2715.	3986.	2697.	3945.	878.	1935.	969.	2136.	969.	2136.
TEMPERATURA F • C	100.00	37.78	100.00	37.78	550.00	267.78	550.00	267.78	100.00	37.78
PRECISION PSIG/KG/CM2 MAX. (P. ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)	349.99	38.670	349.99	38.670	784.44	12.968	149.68	11.930	149.68	11.298
PESO MOLECULAR DE WATSON	3.386	36.350	3.367	36.338	4.242	26.384	6.650	24.730	6.650	24.730
DENS RELATIVO A 60 F • API	.10234	1251.156	.10172	1259.610	.16633	719.235	.18046	652.622	.18046	652.622
MPD A 60 F	4008.6		4003.4		797.4		811.1		811.1	
PP380 20 CAL/60SEC. TATM	428.451	455.998	477.842	455.418	83.888	79.951	86.901	82.823	86.901	82.823
DENS A PTT LB/FT3 • KG/M3	3.120	3.00	3.100	4.97	.1142	1.83	.1127	1.87	.1938	3.10
MS/SEG A P F T			.151		.135		.149		.017	
CALOR ESP A PTT CAL/G • C	.99896	.99448	2.1259		1.3721		1.2886		1.1409	
CP/CV			1.3907		1.3025		1.3028		1.3655	
VISCOSIDAD CENTIPOISE			.0103		.0178		.0178		.0191	
COND. TERMICA KCAL/M • M • C			.1217		.1441		.1388		.0867	
FACTOR COMPRESIBILIDAD			1.0212		1.0048		1.0040		1.0020	
ENTALPIA ESP. CAL/G • MOL	2143.43		2154.49		4234.16		4244.45		2231.62	
ENTALPIA MICAL/M	1789.0		1725.7		595.4		618.3		325.0	

3.3.2 PREDIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO SISTEMA DE METANACIÓN Y SECADO.

C-C CAMBIADORES DE CALOR.

UTILIZANDO LA ECUACIÓN GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR $Q = UA \Delta T$

EL DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SE REALIZA EN BASE AL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Y EMPLEANDO COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE EQUIPOS DE OTRAS PLANTAS CON SERVICIOS SIMILARES.

EQUIPO CLAVE	CAP. TÉRMICA (MMKCAL/HR)	ΔT (°C)	U (KCAL/HRM ² °C)	AREA TRANSF. M ²
CC-1	0.38	52	400	18.3
CC-2	1.493	62	503	47.9
CC-3	1.099	43	408	62.6
CC-4	0.459	23	440	45.4
CC-5	0.312	55	416	13.6
CC-6	0.293	65	260	17.3

CH-1/R COMPRESOR DE HIDRÓGENO

TIPO RECIPROCANTE NO LUBRICADO

CONDICIONES DE OPERACIÓN

TEMPERATURA DE SUCCIÓN	38°C (100°F)
PRESIÓN DE SUCCIÓN	21.6 KG/CM ² MAN (307 PSIG)
PRESIÓN DE DESCARGA	39.4 KG/CM ² MAN (560 PSIG)
FLUJO	2715 KG/HR (5896 LB/HR)
PESO MOLECULAR	3.38 LB/LB MOL

CÁLCULO DE CONSUMO DE POTENCIA

APLICANDO LA ECUACIÓN PARA COMPRESIÓN ADIABÁTICA.

$$HP = \frac{K}{K-1} \frac{WRT_1}{550} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} - 1 \right]$$

EN DONDE:

HP= POTENCIA DEL COMPRESOR, HP

K= COEFICIENTE DE COMPRESIÓN ADIABÁTICA (1.41)

W= CAPACIDAD, LB/SEG

R= CONSTANTE DE LOS GASES, PIES⁵/LB °R

T1= TEMPERATURA DE SUCCIÓN, °R

P1= PRESIÓN DE SUCCIÓN, PSIA

P2= PRESIÓN DE DESCARGA, PSIA

$$HP = \frac{1.41}{1.41-1} \frac{(5986/3600)(1541/3.38)(560)}{550} \left[\left(\frac{574.7}{321.7} \right)^{\frac{1.41-1}{1.41}} - 1 \right]$$

POTENCIA = 488.75 HP

EFICIENCIA ADIABÁTICA : 71% *

$$BHP = \frac{488.75}{0.71} \quad \text{COMPRESOR} = 688 \text{ BHP}$$

ACCIONADOR : MOTOR ELÉCTRICO

POTENCIA = 700 HP

* REF. MANUAL FOR PROCESS ENGINEERING CALCULATIONS, ED. MCGRAW HILL, 2ND, EDITION, FIG. K.4.

DH-1A/B DESHIDRATADORES DE HIDRÓGENO,

CONDICIONES DE OPERACIÓN.

TEMPERATURA DE ENTRADA	38°C (100°F)
PRESIÓN	38,6 KG/CM ² MAN (559 PSIG)
FLUJO	2697 KG/HR (5933 LB/HR)
CONCENTRACIÓN H ₂ O ENTRADA	0,924 % PESO
CONCENTRACIÓN H ₂ O SALIDA	10 PPM EN PESO MAX.

DEBIDO A LA BAJA CONCENTRACION DE AGUA EN LA ENTRADA, SE CONSIDERÓ PARA ESTE ESTUDIO LA UTILIZACIÓN DE MALLA MOLECULAR TIPO 4A (UNIÓN CARBIDE).

LA CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE HUMEDAD EN EL EQUILIBRIO DE LA MALLA MOLECULAR A 38°C ES DE: 21 KG H₂O/100 KG DE MALLA MOLECULAR.*

PARA DAR OPERACION DE 12 HRS. CONTÍNUAS ANTES DEL INICIO DE LA REGENERACIÓN Y CONSIDERANDO 80% DE LA HUMEDAD DE EQUILIBRIO EN LA MALLA MOLECULAR:

$$W_M = \frac{(F_{H_2O \text{ ENT.}}) (\theta R)}{(CRH) (E)}$$

DONDE

W_M = PESO DE LA MALLA, KG

F_{H₂O ENT.} = FLUJO DEL AGUA DE ENTRADA, KG/HR.

θR = TIEMPO DE RESIDENCIA, HR.

CRH = CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE HUMEDAD, KG H₂O /100 KG MALLA

E = EFICIENCIA

$$W_M = \frac{(24,93) (12) (1,00)}{(21) (0,8)}$$

$$WM = 1780 \text{ KG (3916 LB)}$$

CÁLCULO DEL VOLÚMEN

DENSIDAD DE LA MALLA MOLECULAR: 0.658 GR/CM^3 (41 LB/PIE^3) *

$$V \text{ MALLA} = 1780 \text{ KG} \left(\frac{\text{M}^3}{658 \text{ KG}} \right) = 2.71 \text{ M}^3 \text{ (95.5 FT}^3)$$

$$\begin{aligned} V \text{ DESHIDRATADOR} &= V \text{ MALLA} + V \text{ H}_2\text{O} \\ &= 2.71 \text{ M}^3 + (24.93 \text{ KG/HR}) (12 \text{ HR}) (\text{M}^3 / 1000 \text{ KG}) \end{aligned}$$

$$V \text{ DESHIDRATADOR} = 3.01 \text{ M}^3 \text{ (106.3 PIES}^3)$$

CÁLCULO DEL DIÁMETRO

SE RECOMIENDA PARA ESTOS EQUIPOS UNA RELACION $L/D = 5$

$$V = (0.785) (D^2) (5 D)$$

$$D = \left(\frac{V}{3.92} \right)^{1/3} = \left(\frac{3.01}{3.92} \right)^{1/3} \quad D = 0.9 \text{ M (3 PIES)}$$

CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL

$$\begin{aligned} \text{LONGITUD TOTAL} &= 5 D \\ &= 5 (0.92) \\ L T &= 4.6 \text{ M (15 PIES)} \end{aligned}$$

* REF: MANUAL DE DISEÑO DE DESHIDRATADORES CON DESECANTES SÓLIDOS, VOLÚMEN XIII, INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO, 1981.

FH-1 FILTRO DE HIDRÓGENO

CONDICIONES DE OPERACIÓN.

TEMPERATURA DE ENTRADA 38°C (100°F)
PRESIÓN 37KG/CM²MAN(525 PSIG)
FLUJO 281.3 KG/HR (6168 LB/HR)

CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA CANASTA.

GASTO VOLUMÉTRICO DEL GAS $Q=0.157 \text{ M}^3/\text{SEG}(5.54 \text{ PIES}^3/\text{SEG})$

VELOCIDAD MÁXIMA RECOMENDADA DE FILTRACIÓN $VR = 11 \text{ M/SEG.}(36 \text{ PIES/SEG})$

ÁREA REQUERIDA DE FILTRACIÓN $OA = \frac{Q}{VR}$

CONSIDERANDO LA VELOCIDAD DE FILTRACIÓN 1/10 DE LA VELOCIDAD MÁXIMA

$$OA = \frac{0.157}{1.1} = 0.142 \text{ M}^2 \quad (1.53 \text{ PIES}^2)$$

SE CONSIDERA PLACA PERFORADA PARA CONSTRUCCIÓN DE LA CANASTA YA QUE LAS REJILLAS SON MATERIALES DE IMPORTACIÓN.

LA PLACA DEBE SER PERFORADA CON 51% DE ÁREA ABIERTA- CON ORIFICIOS DE 9.5 MM (3/8 PULG) Y 12.8 MM (1/2PULG) DE CENTRO A CENTRO; Y MALLA 400 (37 MICRONES) CUYA -- ÁREA ABIERTA ES DEL 36%*.

* REF. CATÁLOGO DE CAMBRIDGE

$$\text{AREA TOTAL DE PLACA} = \frac{0.142}{(0.36)(0.51)} \text{AT} = 0.73 \text{M}^2 (7.83 \text{PIES}^2)$$

CON UNA RELACIÓN MÍNIMA DE L/D = 3

$$\text{AT} = \pi \text{DL} = 3 \pi \text{D}^2$$

$$\text{D} = \left(\frac{\text{AT}}{3\pi} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.279 \text{ M (0.9 PIES)}$$

$$\begin{aligned} \text{L} = 3\text{D} \quad \text{D} &= 0.304 \text{ M (1 PIE)} \\ \text{L} &= 0.912 \text{ M (3 PIES)} \end{aligned}$$

CÁLCULO DEL RECIPIENTE

DIÁMETRO DEL RECIPIENTE = DIÁMETRO CANASTA + 2(15,2 cm)

$$\text{DR} = 0.304 + 2(.152) = 0.608 \text{ M (2 PIES)}$$

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE DESCARGA (DB)

$$\text{FLUJO} = 0.157 \text{ M}^3 / \text{SEG.}$$

VELOCIDAD RECOMENDADA (VR)

$$\text{VR} = 11 \text{ M/SEG.}$$

AREA DE LA BOQUILLA DE DESCARGA (AB)

$$\text{AB} = \frac{\text{Q}}{\text{V}} = \frac{0.157}{11} = 0.0143 \text{ M}^2 (0.15 \text{PIES}^2)$$

$$\text{DB} = \left(\frac{\text{AB}}{0.785} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.134 \text{ M (0.43 PIES)}$$

$$\text{DB} = 0.152 \text{ M (6 PULG)}$$

CÁLCULO ALTURA TOTAL

$$LT = L \text{ CANASTA} + A + B + C \quad (\text{VER FIGURA 3.1})$$

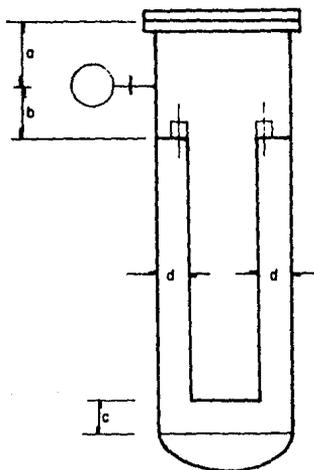
$$\text{DONDE } A = 2 \text{ DB}$$

$$B = \text{DB}$$

$$C = 10.2 \text{ CM}$$

$$LT = 91.2 + 2 (15.2) + 15.2 + 15.2$$

$$LTOT = 152 \text{ CM} \quad (5 \text{ PIES })$$



DIMENSIONES TIPICAS FILTRO CANASTA

ACOTACIONES :

a = 2 (DIAMETRO DE BOQUILLA)

b = DIAMETRO DE BOQUILLA

c = 10.2 cm mín.

d = 15.2 cm mín.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4

Fig Nº 31

ME - 1 REACTOR DE METANACIÓN.

CONDICIONES DE OPERACIÓN.

TEMPERATURA DE ENTRADA	288-360°C (550-680°F)
PRESIÓN	23.7 KG/CM ² MAN (337 PSIG)
FLUJO	492 MMCSO (0.017 MMPCSD)
CONCENTRACIÓN CO ENTRADA	7.795 % PESO
CONCENTRACIÓN CO SALIDA	1 PPM EN PESO MAX.

$$* K_A = SV \text{ LOG } \left[\frac{[CO_{ENT} - CO_{EQ}] + 2 [CO_{2ENT} - CO_{2EQ}]}{[COSAL - CO_{EQ}] + [CO_{2SAL} - CO_{2EQ}]} \right]$$

DONDE

K_A = COEFICIENTE DE ACTIVIDAD QUE VARÍA CON EL TIPO DE CATALIZADOR Y LA TEMPERATURA.

SV = ESPACIO VELOCIDAD, VOLÚMEN DEL GAS DE ENTRADA POR HORA POR VOLÚMEN DE CATALIZADOR. EL VOLÚMEN GAS ES CORREGIDO A 60°F Y 1 AT.

CO_{ENT}, CO_{2ENT} = CONCENTRACIÓN DE CO Y CO₂ DE ENTRADA.

COSAL, CO_{2SAL} = CONCENTRACIÓN DE CO Y CO₂ DE SALIDA

CO_{EQ}, CO_{2EQ} = CONCENTRACIÓN DE CO Y CO₂ EN EL EQUILIBRIO A LA TEMPERATURA DE SALIDA.

PARA PLANTAS DE H₂ LA ECUACIÓN SE SIMPLIFICA A:

$$K_A = SV \text{ LOG } \left[\frac{CO_{ENT} + CO_{2ENT}}{COSAL + CO_{2SAL}} \right]$$

* REF. INFORMACIÓN GIRDLER CATALYSTS.METHANATION CATALYST G65

PERO COMO NO SE TIENE CO₂ EN LA CORRIENTE, LA ECUACION QUE DA FINALMENTE ASI:

$$K_A = SV. \log \left[\frac{CO_{ENT}}{CO_{SAL}} \right]$$

LA TEMPERATURA DE ENTRADA AL REACTOR METANADOR ES DE 288 - (550°F) TOMANDO EN CUENTA QUE PARA EL CASO DISEÑO SE CUENTA CON 0.95% MOL DE MONÓXIDO DE CARBONO EN EL GAS DE CARGA, ESTA TEMPERATURA SE INCREMENTA 72°C.

$$288 + 72 = 360^{\circ}C \quad (680^{\circ}F)$$

TEMPERATURA PROMEDIO DEL METANADOR

$$T_{PROM} = \frac{288 + 360}{2} = 324^{\circ}C \quad (615^{\circ}F)$$

DE LA FIGURA 3.2

$$K = 4400 \frac{PIES^3}{HR \text{ DE GAS}} \frac{PIES^3}{DE \text{ CATALIZADOR}}$$

MONÓXIDO DE CARBONO DE ENTRADA = 77950 PPM (PESO)

MONÓXIDO DE CARBONO DE SALIDA = 1 PPM (PESO)

ESPACIO VELOCIDAD A 1 ATM

$$SV = \frac{4400}{\log 77950} = 899.5 \frac{PIES^3}{HR \text{ DE GAS}} \frac{PIES^3}{DE \text{ CATALIZADOR}}$$

DE LA FIGURA 5.3 EL FACTOR DE ACTIVIDAD

$$FA = 3.65$$

ESPACIO VELOCIDAD A LA PRESIÓN DE OPERACIÓN:

$$SV = 899.5 \times 3.65 = 3283.2 \frac{\text{PIES}^3/\text{HR DE GAS}}{\text{PIES}^3 \text{ DE CATALIZADOR}}$$

VOLÚMEN DE CATALIZADOR REQUERIDO

$$V. \text{ CATALIZADOR} = \frac{\text{PIES}^3 \text{ DE GAS}}{SV} = \frac{723293.0}{3283.2}$$

$$VCAT. = 6.2 \text{ M}^3 \quad (220 \text{ PIES}^3)$$

PARA ÉSTE TIPO DE REACTORES SE RECOMIENDA UNA MASA VELOCIDAD ENTRE 1500 Y 2500 KG/HR M².

TOMANDO 2000 KG/HRM² SE OBTIENE EL ÁREA DE CONTACTO.

$$AC = \frac{2812.87 \text{ KG/HR}}{2000 \text{ KG/HR M}^2} = 1.4 \text{ M}^2$$

CÁLCULO DEL DIÁMETRO:

$$A = 0.785 D^2$$

$$D = \left(\frac{1.4}{0.785} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D = 1.33 \text{ M (4.4 PIES)}$$

$$D = 1.37 \text{ M (4.5 PIES)}$$

CÁLCULO DE LA LONGITUD

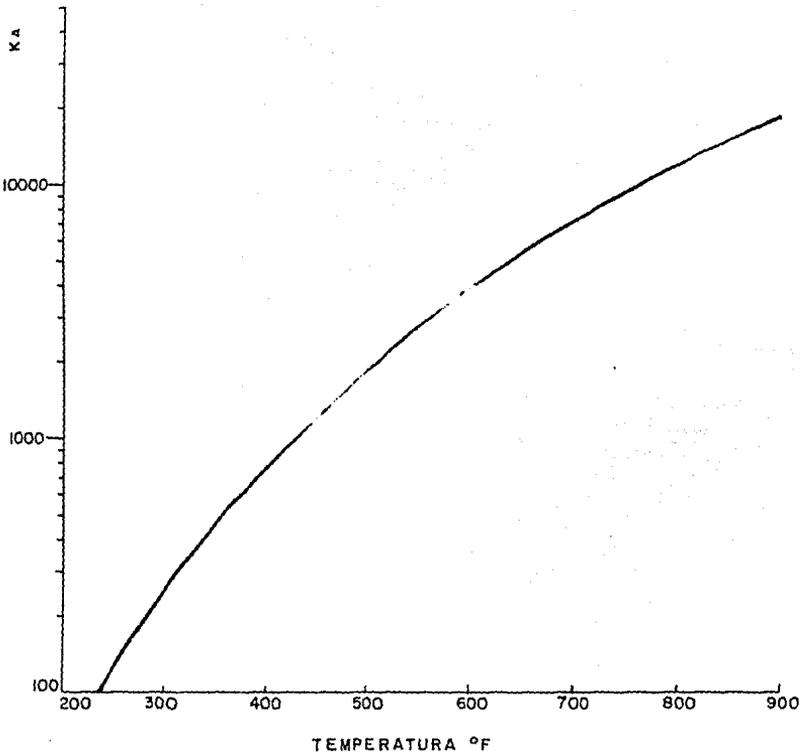
$$L = \frac{6.2 \text{ M}^3}{0.785 (1.37\text{M})^2} = 4.0 \text{ M (13.1 PIES)}$$

$$L = 4.2 \text{ M (14 PIES)}$$

$$L. \text{ TOTAL} = L \text{ LECHO} + \text{ESPACIO SUPERIOR} + \text{ESPACIO INFERIOR.}$$

$$= 14 + 3 + 3$$

$$L = 6.1 \text{ M (20 PIES)}$$



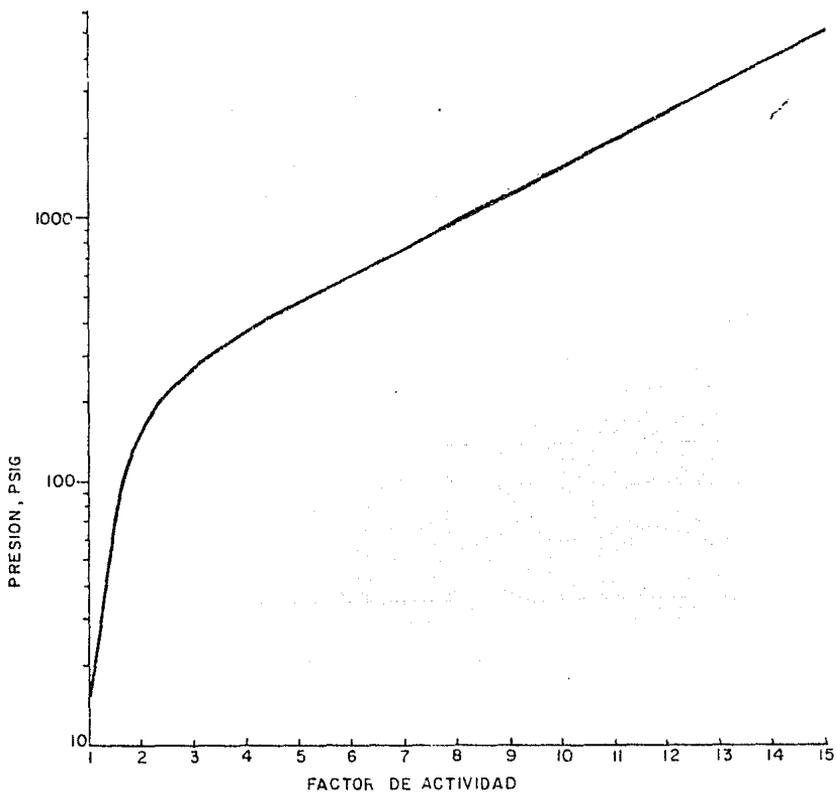
**ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR DE METANACION
VS
TEMPERATURA A PRESION ATMOSFERICA**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Ctd. 6054432-4 Fig. Nº 3.2



PRESION vs FACTOR DE ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR DE METANACION

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4

Fig. Nº 3.3

SH - 1 SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA

CONDICIONES DE OPERACIÓN:

TEMPERATURA DE ENTRADA	38°C (100°F)
PRESIÓN	21.6 KG/CM ² MAN (307 PSIG)
FLUJO GAS	281.3 KG/HR (620.1 LB)
CONCENTRACIÓN H ₂ O DE ENTRADA	5.014 % PESO

CÁLCULO DEL DIÁMETRO

TOMANDO EN CUENTA LA ECUACIÓN DE DISEÑO PARA TANQUES SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR *

$$V_{MAX} = K [(\rho_L - \rho_V) / \rho_V]^{1/2}$$

DONDE

V MAX = VELOCIDAD MÁXIMA DEL FLUÍDO EN EL RECIPIENTE, CM/SEG

K = CONSTANTE DE DISEÑO (10.7 EN CASO DE UTILIZAR MALLA SEPARADORA)

ρ_L = DENSIDAD DEL LÍQUIDO, GR/CM³ (AGUA)

ρ_V = DENSIDAD DEL VAPOR, GR/CM³ (HIDRÓGENO + HIDROCARBUROS)

$$V_{MAX} = 10.7 [(0.9903 - 0.00287) / 0.00287]^{1/2}$$

$$V_{MAX} = 198.47 \text{ CM/SEG (6.5 PIES / SEG)}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0.263 \text{ M}^3/\text{SEG}}{1.984 \text{ M/SEG}}$$

* REF: MANUAL DE RECIPIENTES. INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO, 1981.

$$A = 0.132 \text{ M}^2 \quad (1.2 \text{ PIES}^2)$$

$$D = \left[\frac{0.132}{0.785} \right]^{1/2} = 0.41 \text{ M} \quad (1.34 \text{ PIES})$$

$$D = 0.45 \text{ M} \quad (1.5 \text{ PIES})$$

CÁLCULO DE LA ALTURA

SE RECOMIENDA DEJAR UN ESPACIO LIBRE (HT) DE 1 PIE ENTRE LA MALLA Y LA BOQUILLA DE SALIDA (FIG. 3.4)

$$HT = 30.5 \text{ CM} \quad (1 \text{ PIE})$$

EL ESPESOR DE LA MALLA (S) ES DE 6 PULG.

$$S = 15.2 \text{ CM} \quad (6 \text{ PULG})$$

ESPACIO VAPOR (HR)

$$HV = 0.2 D + 91.5 + DB/2 \quad \text{ó} \quad 122 \text{ CM} \quad \text{MÍNIMO}$$

D = DIÁMETRO RECIPIENTE

DB = DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (DB)

VELOCIDAD RECOMENDADA PARA GASES $V_R = 12.5 \text{ M/SEG}$ (41 PIES/SEG)

$$A = Q/V \quad A = \frac{0.264 \text{ M}^3/\text{SEG}}{12.5 \text{ M/SEG}} = 0.02 \text{ M}^2 \quad (0.227 \text{ PIES}^2)$$

$$D = \frac{0.02}{0.785} = 0.15 \text{ M (6 PULG)}$$

CÁLCULO ESPACIO VAPOR (HV)

$$HV = 0.2 (45 \text{ CM}) + 91.5 \text{ CM} + 15\text{CM}/2 = 108 \text{ CM}(42.5 \text{ PULG})$$

EL MÍNIMO ES 122 CM (48 PULG)

CÁLCULO DE LA ALTURA DEL NIVEL MÁXIMO A LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (HBN)

$$HBN = 0.2 D + 15.2 + DB/2$$

$$HBN = 0.2(45\text{CM}) + 15.2 \text{ CM} + 15\text{CM}/2 = 31.7\text{CM}(80.5 \text{ PULG})$$

CÁLCULO DE LA DISTANCIA ENTRE EL NIVEL MÁXIMO Y MÍNIMO (HR)

$$HR = \frac{QL \Theta R}{A} = \frac{(0.0016) (10)}{0.132} = 12.7 \text{ CM (5 PULG)}$$

QL = FLUJO DE LÍQUIDO, M^3/MIN

ΘR = TIEMPO DE RESIDENCIA, MIN (SE RECOMIENDAN 10 MIN. PARA SEPARADORES VAPOR-LÍQUIDO)

A = AREA TRANSVERSAL DEL RECIPIENTE, M^2

CÁLCULO DEL NIVEL MÍNIMO DEL LIQUIDO (HB)

$$HB = 15.2 \text{ CM MÍNIMO (6 PULG)}$$

ALTURA TOTAL DEL RECIPIENTE

$$\begin{aligned} LT &= HT + 5 + HV + HBN + HR + HB \\ &= 30.5 + 15.2 + 122 + 31.7 + 12.7 + 15.2 \end{aligned}$$

$$LT = 227.3 \text{ CM (7.45 PIES)}$$

$$LT = 228.6 \text{ CM (7.5 PIES)}$$

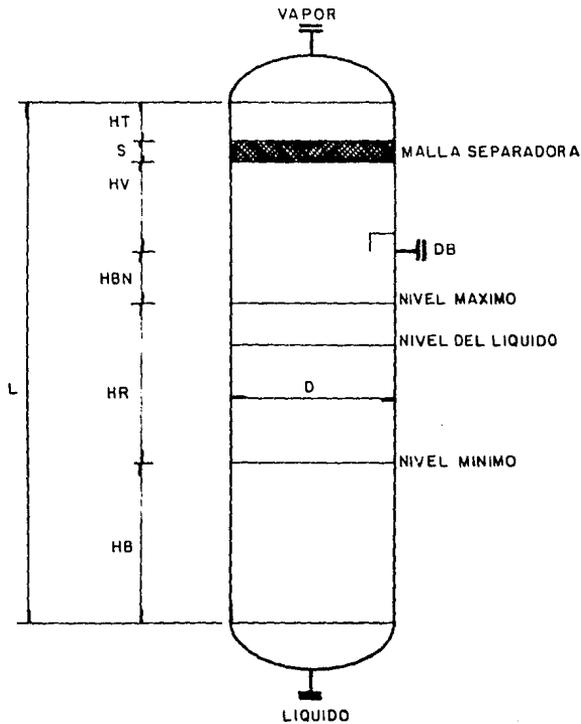
NOTA :

DEBIDO A QUE SUS CONDICIONES DE OPERACIÓN SON SEMEJANTES, SE CONSIDERA PARA EL SEGUNDO SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA SH-2, ASÍ COMO PARA EL SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN SH-3, EL MISMO CÁLCULO DE DIMENSIONAMIENTO EFECTUADO PARA PRIMER SEPARADOR DE CARGA SH-1.

PARA EFECTOS DE COSTEO, SE TOMA EN CUENTA EL SEGUNDO SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA SH-2 POR PRESENTAR LA PRESIÓN DE OPERACIÓN MAYOR (38.7 KG/CM² MAN),

EL RECIPIENTE SH-3 PRESENTA UNA LIGERA VARIACIÓN EN EL DIÁMETRO DE LA MALLA (305 MM.), DEBIDO A LA NECESIDAD DE INCREMENTAR LA VELOCIDAD DEL VAPOR, YA QUE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN ES MUY BAJA (11.3 KG/CM² MAN).

DIMENSIONES TÍPICAS SEPARADORES VAPOR-LÍQUIDO



ACOTACIONES:

HT = 30.5 cm (1pie).

S = 10.2 a 15.2 cm (4 a 6 pulg).

HV = $0.2 D + 91.5 \text{ cm} + D/2 \text{ cm} \geq 122 \text{ cm min}$

HBN = $0.2 D + 15.2 \text{ cm} + D/2 \text{ cm}$.

HR = $Q L \varnothing R / A \text{ cm}$.

HB = 15.2 cm (6 pulg).

DB = Diámetro de la boquilla de alimentación.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

Nº de Cta. 8054432-4 | Fig Nº 3-4

TABLA 3.2 PREDIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO. SISTEMA DE METANACION

CANBIADORES DE CALOR :

<u>CLAVE</u>	<u>S E R V I C I O</u>	<u>CARGA TERCIA</u> MM K CAL/HR	<u>TIPO</u>	<u>ARREGLO</u>	<u>AREA TOTAL M²</u>	<u>MATERIALES</u>	
						<u>CORAZA</u>	<u>TUBO</u>
CC-1	PRECALENTADOR DE CARGA AL METANADOR	0.38	BEU	15 TP	18.3	SA-335-P12	SA-213-112
CC-2	INTERCAMBIADOR CARGA EFLUENTE DEL - METANADOR	1.493	BEU	45 TP	47.9	SA-335-P12	SA-213-112
CC-3	ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL METANADOR	1.099	ACS	25 TP	62.6	SA-106B	SA-179
CC-4	POST-ENFRIADOR DEL COMPRESOR	0.459	BEU	25 TP	45.4	SA-106B	SA-179
CC-5	CALENTADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	0.312	BEU	25 TP	13.6	SA-335-P12	SA-213-112
CC-6	ENFRIADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	0.293	BEU	25 TP	17.3	SA-335-P12	SA-213-112

COMPRESOR :

	<u>T I P O</u>	<u>B H P</u>	<u>ACCIONADOR</u>	<u>HP MOTOR NOMINAL</u>
CH-1/R	RECIPROCANTE NO LUBRICADO	688	MOTOR	700

DESHIDRATADORES :

	<u>DIAMETRO CM</u>	<u>LONGITUD CM</u>	<u>DESECANTE</u>	<u>SOPORTE</u>	<u>MATERIAL</u>
DH-1/A,B DESHIDRATADORES DE HIDROGENO	92	460	MALLA MOLECULAR TIPO 4 ESFERA DE 4 A B MESH	ALUMINA ESFERICA D = 3 mm.	1Cr-1/2 No

F I L T R O :

	<u>T I P O</u>	<u>GRADO DE FILTRACION</u>	<u>DIAMETRO CM</u>	<u>LONGITUD CM</u>	<u>MATERIAL</u>
FN-1 FILTRO DE HIDROGENO	CANASTA	37 MICRONES	60.8	152	A.C.

R E A C T O R :

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CATALIZADOR</u>	<u>SOPORTE</u>	<u>DIAMETRO CM</u>	<u>LONGITUD CM</u>	<u>MATERIAL</u>
RE-1	METANADOR	GINDLER 6-65 ESFERAS 6 MM	ALUMINA ESFERICA 13 Y 19 MM	137	610	1 Cr-1/2 No

R E C I P I E N T E S :

	<u>DIAMETRO CM</u>	<u>LONGITUD CM</u>	<u>ESPESOR MALLA CM</u>	<u>CASCARON</u>	<u>MALLA</u>
SH-1 PRIMERA SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA	45	228	15.2	A.C.	A1-304
SH-2 SEGUNDO SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA	45	228	15.2	A.C.	A1-304
SH-3 SEPARADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	45	228	15.2	A.C.	A1-304

3.3.3 ESTIMACIÓN DE COSTOS DE EQUIPO,
SISTEMA DE METANACIÓN Y SECADO,
BASES DE LA ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO.

EL ESTIMADO DE COSTO DE UN EQUIPO SE EFECTÚA MEDIANTE CURVAS Y/O ECUACIONES DE COSTO DE EQUIPO. SI LA INFORMACIÓN DISPONIBLE PARA CIERTO EQUIPO DE CONSTRUCCIÓN ESPECIAL NO ES ADECUADA, LA EVALUACIÓN DE EQUIPO SE REALIZA POR COTIZACIÓN DIRECTA CON EL FABRICANTE, GENERALMENTE ÉSTO SUCEDE CUANDO EL EQUIPO ES MUY COMPLEJO Ó NO SE DISPONE DE INFORMACIÓN ADICIONAL YA QUE ESTÁ PATENTADO.

FUENTES DE DATOS Y PARÁMETROS DE COSTO.

CON EL FIN DE OBTENER CORRELACIONES DE COSTO CON UN GRADO DE EXACTITUD ACEPTABLE, ES NECESARIO DISPONER DEL MAYOR NÚMERO POSIBLE DE DATOS.

ESTOS SE OBTIENEN GENERALMENTE DE DOCUMENTOS TALES-COMO: ÓRDENES DE COMPRA, CARTAS O TÉLEX DE INTENTO, TABULACIONES TÉCNICAS Y COMERCIALES, DIBUJOS DE DISEÑO Ó COTIZACIONES DE LOS FABRICANTES O PROVEEDORES, ASÍ COMO DE BOLETINES O ARTÍCULOS TÉCNICOS O DE PUBLICACIONES DE COSTOS DE EQUIPO DE PROCESO Y MATERIALES.

LOS PARÁMETROS QUE MÁS AFECTAN EL COSTO DE UN EQUIPO SE RESUMEN DE UNA MANERA EN LA TABLA 3.3

TABLA 3.3 PRINCIPALES PARAMETROS DE COSTO PARA EQUIPOS DE PROCESO

EQUIPO	PARAMETROS DE COSTO
CALENTADORES A FUEGO DIRECTO (HORNO)	CARGA TÉRMICA, MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN PROCEDENCIA DE MATERIALES, TIPO - DE CALENTADOR (SERVICIO)
TORRES, RECIPIENTES A PRESIÓN REACTORES, FILTROS Y TANQUES DE ALMACENAMIENTO	DIMENSIONES, MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN PRESIÓN DE DISEÑO, TEMPERATURA DE DISEÑO, PESO Y POSICIÓN.
INTERNOS DE TORRES (PLATOS)	DIÁMETRO, MATERIAL DEL PLATO Y DE LAS UNIDADES DE CONTACTO, TIPO DE PLATO NÚMERO DE PASOS Y CALIBRE.
INTERNOS DE TORRES RECIPIENTES (ELIMINADOR DE NIEBLA)	DIÁMETRO, ESPESOR, MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN, DENSIDAD DE LA MALLA.
INTERNOS DE REACTORES Y FILTROS (EMPAQUES, DISTRIBUIDORES, PLATOS, SOPORTES, LIMITADORES, CANTASAS METÁLICAS ETC.)	TAMAÑO, TIPO Y MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN.
CAMBIADORES DE CALOR	TIPO TEMA, MATERIAL, DIÁMETRO, CALIBRE Y LONGITUD ACTUALES, ARREGLO, ESPESOR-CORAZA, DIÁMETRO CORAZA, MATERIAL CORAZA Y ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR.
ENFRIADORES POR AIRE	TIPO DE EQUIPO, MATERIAL, DIÁMETRO, CALIBRE Y LONGITUD TUBOS, MATERIAL ALETAS, ÁREA DE TRANSFERENCIA ALETADA,
BOMBAS, COMPRESORES, MOTORES Y TURBINAS.	TEMPERATURA DE DISEÑO, SERVICIO, TIPO, MATERIAL CONSTRUCCIÓN, VELOCIDAD, CAPACIDAD, PRESIÓN DIFERENCIAL Y POTENCIA.

CAMBIADORES DE CALOR:

CC- 1 PRECALENTADOR DE CARGA AL METANADOR.

DATOS :

$$\text{AREA} = 18.3 \text{ m}^2 \quad (19/ \text{PIES}^2)$$

TIPO - BEU

MAT TUBOS = SA-213-P12 (1 CR - 1/2 Mo)

MAT CORAZA = SA-334-P12 (1 CR - 1/2 Mo)

COSTO EQUIPO = COSTO BASE (FTEQ) (FM)

$$\text{COSTO BASE} = \left[65,176.2 (A)^{0.2949} \right] A$$

$$A = \text{AREA, PIES}^2$$

$$\text{COSTO BASE} = \left[(65,176.2) (197)^{-0.2949} \right] (197)$$

$$\text{COSTO BASE} = 2,703,443$$

F T E Q = FACTOR DE COSTO POR TIPO DE EQUIPO

$$\text{DE LA TABLA 3.4} \quad \text{F T E Q} = 0.874$$

$$\text{FM} = 1 + \text{FMT} + \text{FMC}$$

FM = FACTOR DE COSTO POR MATERIALES

FMT = FACTOR DE COSTO POR TUBOS

FMC = FACTOR DE COSTO POR CORAZA

$$\text{FMT} = 0.129 (\text{FTS} - 1)$$

FTS = FACTOR DE TUBOS SIN COSTURA

$$\text{DE LA TABLA 3.5} \quad \text{FTS} = 2.6$$

FMT = 0.129 (2.6 - 1)
FMI = 0.2
FMC = 0.20 (FC -1)
FC = FACTOR DE CORAZA, CANAL Y ESPEJO

DE LA TABLA 3.5 FC = 2.0

FMC = 0.20 (2.0 -1)
FMC = 0.2

FM = 1 + 0.2 + 0.2

FM = 1.4

COSTO EQUIPO = (2,703,443) (0.874) (1.4)

COSTO EQUIPO \$ 3,307,933 M.N. A DICIEMBRE 1985

INDICE = 2.1292 (3,307,933) (2.1292)

COSTO EQUIPO \$ 7,043,250 M.N. A AGOSTO 1986

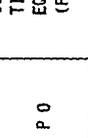
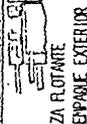
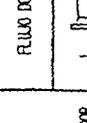
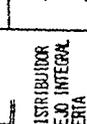
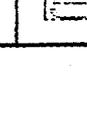
PARTES REPUESTO (4.5%) 316,946 M.N.

ANILLO DE PRUEBA (4.0%) 281,730 M.N.

PINTURA Y LLENADO N₂ (2.5%) 176,081 M.N.

COSTO TOTAL \$ 7,818,007 M.N.

T A B L A 3.4
 NOMENCLATURA DE CAMBIADORES DE CALOR E INDICE
 PARA DETERMINAR EL COSTO POR TIPO DE EQUIPO

TIPO DE CABEZALES DE ADMISION	TIPO DE CORAZAS	TIPOS DE CABEZALES DE RETORNO	TIPO DE EQUIPO	FACTOR DE COSTO POR TIPO DE EQUIPO (FTEG)
A  CUBIERTA Y CANAL DISTRIBUIDOR REMOVIBLE	E  UN PASO	L  ESPEJO FLUJO COMO "A" SIN PLACA ONISORA	AES	1.000
B  BONETE	F  UN PASO	M  ESPEJO FLUJO COMO "B" SIN PLACA ONISORA	AJT	1.050
C  CANAL DISTRIBUIDOR CON ESPEJO INTERIOR DE CUBIERTA REMOVIBLE	G  DOS PASOS CON BAFLE LONGITUDINAL	N  ESPEJO FLUJO COMO "C" SIN PLACA ONISORA	AKT	1.040
D  ESPECIAL PARA ALTA PRESION	H  FLUJO ABIERTO	P  ESPEJO FLUJO COMO "C" SIN PLACA ONISORA CON EMPAQUE EXTERIOR	AEU	0.900
	I  FLUJO DOBLE ABIERTO	S  CABEZA FLOTANTE CON CONTRA BRIDA	BEU	0.874
	J  FLUJO DIVIDIDO	T  CABEZA FLOTANTE SIN CONTRA BRIDA	BEH	0.770
	K  VAPORIZADOR	U  HAZ DE TUBOS EN "U"	BEN	0.820
		W  ESPEJO FLOTANTE CON EMPAQUE	BKT	1.370
			BKU	1.220
			BKN	1.180
			BGS	1.070
			CEH	0.880
			CGM	0.930
			CJM	0.830
			CKN	1.230
			CFU	1.140
			DFU	1.690
			DEH	1.400
			DFN	1.600
			HEN	0.870

T A B L A 3.5

INDICES PARA DETERMINAR EL COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR POR MATERIALES

MATERIAL DE CONSTRUCCION	FACTOR DE COSTO POR MATERIAL DE CONSTRUCCION		
	T U B O S		CORAZA, CANAL Y
	CON COSTURA (FTC)	SIN COSTURA (FTS)	ESPEJO (FC)
ACERO AL CARBÓN	1.00	2.50	1.00
ACEROS DE BAJA ALEACIÓN			
1/2 Mo	1.04	2.60	1.04
2 1/2 Ni	1.15	2.90	1.15
3 1/2 Ni	1.20	3.10	1.20
2 Ni 1 Cu		3.30	1.30
1 CR - 1/2 Mo		2.60	2.00
1 1/4 CR-1/2Mo		2.70	2.10
3 CR - 1Mo		3.20	2.50
5 CR - 1/2 Mo		4.40	3.50
7 CR - 1/2 Mo		5.50	
9 CR - 1 Mo		6.10	
ACEROS DE ALTA ALEACIÓN:			
304	2.80	6.50	3.70
304 L	3.00	7.50	4.70
316	4.70	10.10	6.20
316 L	4.80	11.00	6.40
321	4.20	9.50	5.60
COBRE ALEADO:			
ADMIRALTY		3.60	3.60
BRONCE DE ALUMINIO		3.70	3.70
90% CU - 10% Ni	3.50	4.60	4.60
70% CU - 30% Ni	4.20	5.50	5.50
NIQUEL ALEADO:			
MONEL 400		15.50	14.50
INCONEL 600	19.40		15.30
HASTELLOY B-2	34.90	48.60	38.40
HASTELLOY C-4	28.70	40.00	31.30

PURO GHIT, G.P. ESTIMATING COST OF SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGERS. CHEMICAL ENGINEERING, AUGUST 22, 1983.

CC-2 INTERCAMBIADOR CARGA EFLUENTE DEL METANADOR

DATOS :

$$\text{AREA} = 47.9 \text{ m}^2 \quad (515.6 \text{ PIES}^2)$$

TIPO = BEU

MAT. TUBOS = SA-213-T12 (1CR-1/2 MO)

MAT CORAZA = SA-335-P12 (1CR-1/2 MO)

$$\text{COSTO BASE} = \left[65,176.2 \quad (515.6)^{-0.2949} \right] 515.6$$

$$\text{COSTO BASE} = 5,327,714$$

$$\text{F T E Q} = 0.874$$

$$\text{F T S} = 2.6$$

$$\text{F M T} = 0.129 \quad (2.6 - 1)$$

$$\text{F M T} = 0.2$$

$$\text{F C} = 2.0$$

$$\text{F M C} = 0.2 \quad (2.0 - 1)$$

$$\text{F M C} = 0.2$$

$$\text{F M} = 0.2 + 0.2 + 1$$

$$\text{F M} = 1.4$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = (5,327,714)(0.874)(1.4)$$

COSTO EQUIPO \$ 6,518,991 A DICIEMBRE 1985

$$\text{INDICE} = 2.1292 \quad (6,518,991) (2.1292)$$

COSTO EQUIPO \$ 13,800,236 M.N. A AGOSTO 1986.

PARTES REPUESTO (4,5%)	624,611	M.N.
ANILLO DE PRUEBA(4,0%)	555,209	M.N.
PINTURA Y LLENADO N2(2,5%)	<u>347,006</u>	M.N.

COSTO TOTAL \$ 15'407,062 M.N.

CC-3 ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL METANADOR.

DATOS :

AREA = 62.6 (674 PIES²)

TIPO = A E S

MAT. TUBOS = SA-106-B (A.C.)

MAT. CORAZA = SA - 179 (A.C.)

$$\text{COSTO BASE} = [65,176.2 (674)^{-0.2949}] 674$$

$$\text{COSTO BASE} = 6,435,425$$

$$F T E Q = 1.0$$

$$F T S = 2.5$$

$$F M T = 0.129 (2.5 - 1)$$

$$F M T = 0.19$$

$$F C = 1.0$$

$$F M C = 0$$

$$F M = 1 + 0.19$$

$$F M = 1.19$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = (6,435,425) (1.19) (1.0)$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = \$ 7,658,156 \text{ A DICIEMBRE 1985}$$

$$\text{INDICE} = 2.1292 (7,658,156) (2.1292)$$

$$\text{COSTO EQUIPO} \quad \$ 16,305,745 \text{ M.N. A AGOSTO 1986}$$

$$\text{PARTES REPUESTO (4.5\%)} \quad 733,758 \text{ M.N.}$$

$$\text{ANILLO DE PRUEBA(4.0\%)} \quad 652,230 \text{ M.N.}$$

$$\text{PINTURA Y LLENADO N2(2.5\%)} \quad 407,644 \text{ M.N.}$$

$$\text{COSTO TOTAL} \quad \$ 18'099,377 \text{ M.N.}$$

CC--4 POST-ENFRIADOR DEL COMPRESOR

DATOS:

AREA = 45.4 M² (489 PIES²)

TIPO = BEU

MAT. TUBOS = SA-106-B (A.C.)

MAT. CORAZA = SA-179 (A.C.)

COSTO BASE = [65,176.2 (489)^{-0.2949}] 489

COSTO BASE = 5,132,400

F T E Q = 0.874

F T S = 2.5

F M T = 0.129 (2.5 -1)

F M T = 0.19

F C = 1.0

F M C = 0

F M = 1 + 0.19

F M = 1.19

COSTO EQUIPO = (5,132,400) (1.19) (.874)

COSTO EQUIPO = \$ 5,338,004 A DICIEMBRE 1985

INDICE = 2.1292 (5,338,004) (2.1292)

COSTO EQUIPO \$ 11,365,678 A AGOSTO 1986

PARTES RESPUESTO (4.5) 511,456 M.N.

ANILLO PRUEBA (4%) 454,627 M.N.

PINTURA Y LLENADO N2(2.5%) 284,142 M.N.

COSTO TOTAL \$ 12'615,903 M.N.

CC-5 CALENTADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION.

DATOS :

$$\text{AREA} = 13.6 \text{ M}^2 \quad (146 \text{ PIES}^2)$$

TIPO = BEU

MAT. TUBOS = SA-213 112 (1CR-1/2 MO)

MAT. CORAZA = SA-335-PI2 (1CR-1/2 MO)

$$\text{COSTO BASE} = \{65,176.2 (146)^{-0.2949}\} 146$$

$$\text{COSTO BASE} = 2,220,250$$

$$\text{F T E Q} = 0.874$$

$$\text{F T S} = 2.6$$

$$\text{F M I} = 0.129 (2.6 - 1)$$

$$\text{F M T} = 0.2$$

$$\text{F C} = 2.0$$

$$\text{F M C} = 0.2 (2.0 - 1) = 0.2$$

$$\text{F M} = 1 + 0.2 + 0.2$$

$$\text{F M} = 1.4$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = (2,220,250) (1.4) (0.874)$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = 2,716,698 \text{ M.N. A DICIEMBRE 1985}$$

$$\text{INDICE} = 2.1292 (2,716,698) (2.1292)$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = \$ 5,784,393 \text{ M.N. A AGOSTO 1986}$$

$$\text{PARTES RESPUESTO (4.5\%)} \quad 260,298 \text{ M.N.}$$

$$\text{ANILLO PRUEBA (4.0\%)} \quad 231,376 \text{ M.N.}$$

$$\text{PINTURA Y LLENADO N2(2.5\%)} \quad \underline{144,610 \text{ M.N.}}$$

$$\text{COSTO TOTAL } \$ 6,420,677 \text{ M.N.}$$

CC-6 ENFRIADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN.

DATOS :

AREA = 17,3 M² (186 PIES²)

TIPO = BEU

MAT. TUBOS = SA-213-T12 (1CR-1/2 Mo)

MAT. CORAZA = SA-335 -P12 (1CR-1/2 Mo)

COSTO BASE = [65,176.2 (186)^{-0.2949}] 186

COSTO BASE = 2,596,100

F T E Q = 0.874

F T S = 2.6

F M T = 129 (2.6 - 1)

F M T = 0.2

F C = 2

F M C = 0.2 (2 - 1) = 0.2

F M = 1 + 0.2 + 0.2

F M = 1.4

COSTO EQUIPO = (2,596,100) (1.4) (0.874)

COSTO EQUIPO = 3,176,588 M.N. A DICIEMBRE 1985

INDICE = 2.1292 (3,176,588) (2.1292)

COSTO EQUIPO \$ 6,763,591 M.N. A AGOSTO 1986

PARTES RESPUESTO (4.5%) 304,362 M.N.

ANILLO DE PRUEBA (4.0%) 270,544 M.N.

PINTURA Y LLENADO N2 (2.5%) 169,090 M.N.

COSTO TOTAL \$ 7'507,586 M.N.

CH - 1/R COMPRESOR DE HIDRÓGENO

DATOS:

POTENCIA: 688 BHP

TIPO : RECIPROCANTE NO LUBRICADO

COSTO COMPRESOR = (87,5 DLLS/HP) BHP

COSTO COMPRESOR = \$60,200 US DLLS. A DICIEMBRE DE 1984

INDICE = 3.125

COSTO COMPRESOR \$ 188,125 US DLLS. A AGOSTO DE 1986

TASA DE CAMBIO AGOSTO 1986 = 660 M.N. /DLLS.

COSTO COMPRESOR = \$ 124,162,500	M.N. A AGOSTO 1986
ROTOR (11%) 13,657,875	M.N.
PARTES DE REPUESTO(10%) 12,416,250	M.N.
SISTEMA LUBRICACIÓN(23%) 28,557,375	M.N.
ANÁLISIS TORCIONAL(2%) 2,483,250	M.N.
PRUEBA DE CONJUNTO (2.5%) 3,104,063	M.N.
COSTO TOTAL COMPRESOR 184,381,310	M.N.
COSTO UNITARIO MOTOR = 36,028 (BHP)	-0.23

COSTO UNITARIO MOTOR = 8017 M.N./BHP

COSTO MOTOR = 8017 (BHP)

COSTO MOTOR = \$ 5,515,479 A DICIEMBRE DE 1984

INDICE = 3.125 (5,515,479) (3.125)

COSTO MOTOR = \$ 17,235,873 M.N. A AGOSTO DE 1986

COSTO TOTAL EQUIPO = CCOMPRESOR + C MOTOR

\$ 184,381,310 + 17,235,873

COSTO TOTAL EQUIPO \$ 201,617,180 M.N.

DH - 1A/B DESHIDRATADORES DE HIDRÓGENO

DATOS

$D = 0.92M$ (3 PIES)

$L = 4.60M$ (15 PIES)

MAT. = A.C.

$PDIS = 44.5 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN}$ (633 PSIG)

CUERPO

$$t = \frac{P_D R}{SE - 0.6 P_D} + C \quad (\text{TABLA 3.6})$$

t = ESPESOR, PULG.

P_D = PRESION DISEÑO, PSIG.

$= 1.15 P_{MAX} \text{ ó } P_{MAX} + 2 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN}$

S = ESFUERZO MAX. PERMISIBLE (PSI)

E = EFICIENCIA DE SOLDADURA

R = RADIO INTERIOR, PULG.

C = ESPESOR POR CORROSIÓN, PULG.

$$t = \frac{(633)(18)}{(13800)(0.81) - (0.6)(633)} + 0.125$$

$t = 1.128$ PULG.

$t = 1 \frac{1}{4}$ PULG.

DE LA TABLA 3.7

$A = 17.20$

$B = 166.6$

$W = A + B$ (D)

W = PESO/LONGITUD

KG/PIE

D = DIÁMETRO, PIES

$W = 17.2 + 166.6$ (3)

$W = 517$ LB/PIE

$W_L = WL$

W_C = PESO DEL CUERPO, KG

L = LONGITUD, PIES

$$W_C = 517 \text{ (15)}$$

$$W_C = 3517 \text{ KG (7755 LB)}$$

TAPAS (ELIPSOIDALES)

$$t = \frac{P D D}{2SE - 0.2 PD} + C \quad (\text{TABLA 3.6})$$

D = DIÁMETRO INFERIOR PULG

$$t = \frac{(633)(36)}{(2)(13,800)(0,85) - (0,2)(633)} + 0,125$$

$$t = 1.101 \text{ PULG} \quad t = 1 \text{ } 3/16 \text{ PULG}$$

DE LA TABLA 3.7 A = 157,3 B = 1.967

$$W_T = A (D)^B$$

W_T = PESO POR 2 TAPAS, LB

D = DIÁMETRO , PIES

A = CONSTANTE

B = CONSTANTE

$$W_T = (157,3) (3)^{1.967}$$

$$W_T = 1365 \text{ KG (3010 LB)}$$

PESO DEL RECIPIENTE $W_R = W_C + W_T$

$$W_R = 3517 + 1365$$

$$W_R = 4882 \text{ KG (10.765 LB)}$$

COSTO $W_R = W_C + W_T$

C = COSTO MATERIAL, \$ / KG

$W_R = 3517 + 1365$

I = INDICE

$$\frac{\$}{\text{KG}} = 28,896.91 \text{ (KG)}^{-0.4183} = 827.7$$

FM= FACTOR DEL MATERIAL COSTO EQUIPO = $(\$/\text{KG})(W_R)(F.M.)$
COSTO EQUIPO = $(827.7)(4882)(1.15)$

\$ 4,647,363 A DICIEMBRE 1985

INDICE = 1.5134 (4,647,363) (1.5134)

COSTO EQUIPO \$7,033,319 M.N. A AGOSTO 1986.

COSTO ACCESORIOS.

DE LA TABLA 3.8 PLATO SOPORTE A = 254.2
(ACERO INOXIDABLE) B = 143
C = 46.2

COSTO (US DLLS/PIEZA) = $254.2 + 143(3) + 46.2(9)$

COSTO UNITARIO = \$1099 U.S. DLLS.

COSTO PLATO SOPORTE = 725,340 M.N.

DE LA TABLA 3.8 LIMITADOR DE CAMA A = 138.6
(ACERO INOXIDABLE) B = 70.6
C = 99

COSTO = 138,6 + 70,6 (3) + 99 (9)

COSTO UNITARIO = \$ 1241 US DLLS.

COSTO LIMITADOR DE CAMA = \$ 819,060 M.N.

DE LA TABLA 3.8	PLATO SUJETADOR DE CAMA	A = 56
	(HOLD -DOWN PLATE)	B = 349.4
	(ACERO INOXIDABLE)	C = 115.2

COSTO = 56 = 359,4 (3) + 115,2 (9)

COSTO UNITARIO = \$ 2171 US DLLS.

COSTO SUJETADOR DE CAMA \$ 1,432,860 M.N.

COSTO TOTAL

COSTO EQUIPO	\$ 7,033,319	M.N.
COSTO PLATO SOPORTE	725,340	M.N.
COSTO LIMITADOR DE CAMA	819,060	M.N.
COSTO PLATO SUJETADOR	1,432,860	M.N.
COSTO TOTAL	\$ 10,010,579	M.N.
POR UNIDAD		

COSTO TOTAL	\$ 20,021,158	M.N.
(2 UNIDADES)		

T A B L A 3 . 6

FORMULA PARA EL CALCULO DE ESPESORES PARA RECIPIENTES SOMETIDOS A PRESTION INTERNA

DESCRIPCION	DIMENSIONES INTERNAS	DIMENSIONES EXTERNAS
CUERPO CILÍNDRICO	$T = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C$	$T = \frac{PR}{SE - 0.4 P} + C$
ESFERA	$T = \frac{PR}{2SE - 0.2 P} + C$	
CABEZAS; ELÍPTICAS	$T = \frac{PD}{2SE - 0.2 P} + C$	$T = \frac{PD}{2SE + 1.8 P} + C$
TORISFÉRICA SI L/R=16 2/3	$T = \frac{0.885 PL}{SE - 0.1 P} + C$	$T = \frac{0.885 PL}{2SE - 0.8 P} + C$
SI L/R=16 2/3	$T = \frac{PLM}{2SE - 0.2 P} + C$	$T = \frac{PLM}{2SE + P(M - 0.2)} + C$
HEMISFÉRICA	$T = \frac{PR}{2SE - 0.2 P} + C$	$T = \frac{PR}{2SE - 0.8 P} + C$
CÓNICA	$T = \frac{PD}{2Cos(SE - 0.6P)} + C$	$T = \frac{PD}{2Cos(SE - 0.4 P)} + C$

T A B L A 3 . 7

ECUACIONES PARA EL CALCULO DEL PESO Y COSTO DE RECIPIENTES A PRESION

ESPESOR COMERCIAL	ENVOLVENTE PESO (LB/FT)= A + B (DIÁMETRO EN FT)		TIPOS DE CABEZAS					
			PESO (LB / 2 CABEZAS) = A (DIÁMETRO EN PIES) ^B					
	PULGADAS	A	B	TORISFÉRICAS		ELÍPTICAS 2:1		HEMISFÉRICAS
A				B	A	B	A	B
3/16	0.62	25.7	26.60	1.923	30.4	1.966	30.8	1.988
1/4	0.75	34.30	33.80	1.916	37.0	1.978	40.8	1.987
5/16	1.10	42.90	41.60	1.907	45.7	1.967	51.2	1.986
3/8	1.60	51.40	49.80	1.896	53.3	1.967	62	1.983
1/2	2.80	68.50	50.60	1.981	68.6	1.967	83.6	1.978
5/8	4.60	85.70	80.60	1.886	84.1	1.967	103.8	1.974
3/4	6.50	102.90	96.00	1.884	100.8	1.961	128.8	1.968
7/8	8.50	117.80	113.10	1.868	113.1	1.967	152.2	1.964
1	11.10	134.60	142.60	1.855	136.0	1.966	176.4	1.958
1 1/8	13.90	150.20	153.90	1.849	150.2	1.967	196.8	1.964
1 3/16	15.30	158.30	170.50	1.845	157.3	1.967	207.0	1.966
1 1/4	17.20	166.60	179.80	1.843	166.8	1.962	117.0	1.964
15/16	18.90	175.00	189.40	1.841	173.5	1.965	227.4	1.965
1 3/8	21.00	183.30	199.10	1.839	182.4	1.962	238.2	1.965
1 1/2	25.4	200.00	221.10	1.831	198.9	1.959	260.0	1.965
1 5/8	29.10	216.60	239.90	1.830	215.4	1.958	282.2	1.964
1 3/4	34.00	233.30	259.90	1.828	233.2	1.954	305.2	1.962
17/8	35.10	250.30	282.30	1.823	249.9	1.953	328.4	1.960
2	43.80	266.60	322.80	1.820	279.7	1.957	352.6	1.958

COSTO DE RECIPIENTE A PRESIÓN	
MATERIAL	COSTO
1) SA-515-70	COSTO/KG = 57612 (PESO KG) -0.432
2) SA-203-B	COSTO/KG = 42720 (PESO KG) -0.37
3) A. I. -304	COSTO/KG = 145393 (PESO KG) -0.43

T A B L A 3 . 8

ECUACIONES PARA EL CALCULO DE COSTO PARA SOPORTES Y LIMITADORES DE CAMA

DESCRIPCION	COSTO (US DLLS/PZA)=A+B (DIAMETRO EN PIES)+ C DIAMETRO EN PIES) ²					
	MATERIAL: ACERO AL CARBÓN			MATERIAL: ACERO INOXIDABLE		
	A	B	C	A	B	C
PLATO SOPORTE	228.6	177.3	-3.3	254.2	143.0	46.2
PLATO SOPORTE (MULTI BEAM)	923.1	-118.3	31.1	537.7	198.0	29.1
PLATO HOLD-DOWN (DE DOS PIEZAS)	-706.0	855.7	-92.6	56.0	359.4	115.2
PLATO HOLD-DOWN (CONSTRUCCIÓN SEGMENTADA)	-66.7	221.1	96.7	-503.9	409.5	6.2
LIMITADOR DE CAMA (DE DOS PIEZAS)	203.3	34.9	50.4	138.6	70.6	99.0
LIMITADOR DE CAMA (CONSTRUCCIÓN SEGMENTADA)	73.2	169.6	2.1	371.2	397.3	1.4

FH-1 FILTRO DE HIDRÓGENO

DATOS:

$$D = 0.608 \text{ M (2 PIES)}$$

$$L = 1.52 \text{ M (5 PIES)}$$

$$PD = 42.8 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN (609 PSIG)}$$

MAT = ACERO AL CARBÓN

$$t = \frac{(609) (12)}{(13,800)(0.85)-(0.6)(609)} + 0.125$$

$$t = 0.632 \quad t = 3/4 \text{ PULG.}$$

$$A = 6.5 \quad B = 102.9$$

$$W = A + B (D)$$

$$W = 6.5 + 102.9 (2)$$

$$W = 212.3 \text{ LB/PIE}$$

PESO DEL CUERPO $W_C = WL$

$$W_C = (212.3) (5)$$

$$W_C = 481 \text{ KG (1061 LB)}$$

TAPAS (ELIPSOIDALES)

$$t = \frac{(609) (24)}{(2) (13800)(0.85)-(0.2)(609)} + 0.125$$

$$t = 0.75 \quad t = 3/4 \text{ PULG.}$$

$$A = 100.8 \quad B = 1.961$$

$$\begin{aligned} \text{PESO TAPAS} \quad W_T &= (100.8) (2)^{1.961} \\ W_T &= 178 \text{ KG (392 LB)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PESO DEL RECIPIENTE} \quad W_R &= W_C + W_T \\ W_R &= 481 + 178 \\ W_R &= 659 \text{ KG (1453 LB)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{COSTO} \quad \frac{\$}{\text{KG}} &= C (W_R)^I \\ \frac{\$}{\text{KG}} &= 31.178.52 (659)^{-0.3826} = 2602.2 \end{aligned}$$

$$\text{COSTO TOTAL} = (2602.2) (659) (1.15)$$

\$ 1,972,119 A DICIEMBRE 1985

COSTO ESCALADO A AGOSTO 1986

$$\text{INDICE} = 1.5134$$

\$ 2,984,605 A AGOSTO 1986

ME-1 REACTOR METANADOR

DATOS:

$$D = 1.372M \text{ (4.5 PIES)}$$

$$L = 6.10 M \text{ (20 PIES)}$$

$$MAT = 1CR - 1/2 MO$$

$$POP = 23.7 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN (337 PSIG)}$$

$$PDIS = 33.6 \text{ KG/CM}^2 \text{ MAN (477.8 PSIG)}$$

CUERPO

$$t = \frac{PD \ R}{SE - 0.6 \ PD} + C$$

$$t = \frac{(477.8) (26)}{(13800)(0.85) - (0.6)(477.8)} + 0.125 = 1.5 \text{ PULG.}$$

$$W_C = \pi DL \ (W/A)$$

$$W_C = \text{PESO CUERPO, KG}$$

$$D = \text{DIÁMETRO, PIES}$$

$$L = \text{LONGITUD, T-T PIES}$$

$$W/A = \text{FACTOR MATERIAL, KG/PIE}^2$$

$$W_C = (3.1416)(4.5)(20)(4.626)$$

$$W_C = 1177 \text{ KG (2590 LB)}$$

TAPAS (ELIPSOIDALES)

$$t = \frac{(477.8) (54)}{2(13,800)(0.85) - (0.2) (477.8)} + 0.125 = 1.22 \text{ PULG.}$$

$$t = 1 \ 1/4 \ \text{PULG.}$$

$$A = 166.8 \text{ Y} \quad B = 1.962$$

PESO TAPAS

$$W_T = A (D)^B$$

$$W_T = (166.8)(4.5)^{1.962}$$

$$W_T = 3190 \text{ LB X 2 TAPAS}$$

$$W_T = 1447 \text{ KG (3190 LB)}$$

$$W_R = W_C + W_T$$

$$W_R = 1177 + 1447$$

$$W_R = 4077 \text{ KG}$$

COSTO

$$\frac{\$}{\text{KG}} = C (W_R)^I$$

$$\frac{\$}{\text{KG}} = 28,896.91 (4077)^{-0.4183} = 892.5$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = (892.5)(4077) (1.15)$$

$$\$ 4,184,531 \quad \text{A DICIEMBRE DE 1985}$$

COSTO ESCALADO A AGOSTO DE 1986

$$\text{INDICE} = 1.5134$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = \$ 6,332,870 \quad \text{A AGOSTO 1986}$$

PLATO SUJETADOR DE CAMA	A = 56
(HOLD-DOWN PLATE)	B = 359.4
(ACERO INOXIDABLE)	C = 115.2

COSTO = 56 + 359.4 (4.5) + 115.2 (20.25)

COSTO UNITARIO = \$ 4004 U.S. DLLS.

COSTO SUJETADOR DE CAMA = \$ 2,642,838 M.N.

TASA DE CAMBIO AGOSTO 1986 660 M.N./DLL.

COSTO TOTAL = 6,332,870 + 2,642,838

COSTO TOTAL = \$8,976,000 M.N.

RECIPIENTES

SH - 1, SH - 2, SH - 3 SEPARADORES DE HIDRÓGENO

DATOS:

$$D = 0.437 \text{ M (1.5 PIES)}$$

$$L = 2.286 \text{ M (7.5 PIES)}$$

$$PD = 44.5 \text{ KG/CM}^2\text{-MAN (633 PSIG)}$$

MAT = ACERO AL CARBÓN

CUERPO

$$t = \frac{(633)(9)}{(13,800)(0.85) - (0.6)(633)} + 0.125 = 0.620 \text{ } t=5/8 \text{ PULG}$$

$$A = 4.6$$

$$B = 85.7$$

$$W = A + B (D)$$

W PESO DEL CUERPO, LB/PIE

D DIÁMETRO, PIES

$$W = 4.6 + 85.7 (1.5)$$

$$W = 133.15 \text{ LB/PIE}$$

PESO DEL CUERPO $W_C = W_L$

$$W_C = (133.15) (7.5)$$

$$W_C = 453 \text{ KG (1000 LB)}$$

TAPAS (ELIPSOIDALES)

$$t = \frac{(633) (18)}{(2) (13800) (0.85) - 0.2 (633)} + 0.125$$

$$t = 0.61$$

$$t = 5/8 \text{ PULG}$$

$$A = 84.1$$

$$B = 1.967$$

PESO DE TAPAS $W_T = A (D)^B$

$$W_T = (84.1) (1.5)^{1.967}$$

$$W_T = 85 \text{ KG (187 LB)}$$

PESO DEL RECIPIENTE $W_R = W_C + W_T$

$$W_R = 453 + 85$$

$$W_R = 538 \text{ KG (1186 LB)}$$

COSTO

$$\frac{\$}{\text{KG}} = C (W_R)^I$$

$$\frac{\$}{\text{KG}} = 28,896.91 (\text{KG})^{0.4183} = 2082.4$$

$$\text{COSTO EQUIPO} = (2082.4) (538) (1.15)$$

\$ 1,288,380 A DICIEMBRE 1985

COSTO ESCALADO A AGOSTO 1986

INDICE = 1.5134

\$ 1,949,836 A AGOSTO DE 1986

SH-1 PRIMER SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA
SH-2 SEGUNDO SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA

COSTO EQUIPO \$ 1,949,836 M.N.

ELIMINADOR DE NIEBLA	FD = 0.75
(ACERO INOXIDABLE)	FM = 1.0
(TABLA 3,9)	FE = 1.33

COSTO BASE = 0.31 (D) 1.94

D = DIÁMETRO , PULG

COSTO BASE = 0.31 (18) 1.94 = 84.4 US DLLS.

COSTO MALLA = (COSTO BASE) (FD) (FM) (FE)

COSTO MALLA = (84.4) (0.75) (1.0) (1.33)

COSTO MALLA = (84.23) U.S. DLLS.

TASA DE CAMBIO AGOSTO DE 1986 660 MN/DLL.

COSTO MALLA = 55,596 M.N.

COSTO REJILLA = (C.MALLA (0.42))

COSTO REJILLA = 23,350 M.N.

COSTO EQUIPO \$ 1,949,836 M.N.

COSTO MALLA 55,596 M.N.

COSTO REJILLA 23,350 M.N.

COSTO TOTAL \$ 2,028,782 M.N.

T A B L A 3 , 9

ECUACIONES PARA EL CALCULO DE COSTO PARA ELIMINADORES
Y REJILLAS SOPORTE

COSTO (US DLLS/PZA.) = 0.31 (DIÁMETRO, PULGADAS)^{1.94} (FD) (FM) (FE)

COSTO DE REJILLA = (COSTO DE MALLA) (0.42) (FD) (FM)

FD = FACTORES POR DENSIDAD

<u>DENSIDAD</u> <u>(LB/FT³)</u>	<u>MALLA</u>	<u>REJILLA</u>
5	0.40	1.15
7	0.60	1.15
9	0.75	1.00
12	1.00	1.00

FM = FACTORES POR MATERIAL

<u>MATERIAL</u>	<u>MALLA</u>	<u>REJILLA</u>
ACERO AL CARBÓN	0.75	0.75
INOX. T-410	1.10	1.15
INOX. T-304	1.00	1.20
INOX. T-316	1.10	1.38
MONEL	1.50	3.00

FE = FACTORES POR ESPESOR

<u>ESPESOR PULG</u>	<u>MALLA</u>
4	1.00
6	1.33
8	1.63
12	2.16

SH-3 SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN.

COSTO EQUIPO \$ 1,949,836 M.N.

ELIMINADOR DE NIEBLA FD = 0.75
(ACERO INOXIDABLE) FM = 1.0
FE = 1.33

COSTO BASE = 0.31 (D) 1.94

COSTO BASE = 0.31 (12)^{1.94} = 38.45 U.S. DLLS

COSTO MALLA = (COSTO BASE) (FD) (FM) (FE)

COSTO MALLA = (38.45) (0.75) (1.0) (1.33)

COSTO MALLA = 38.35 U.S. DLLS

= 25,313 (0.42)

= 10,632 M.N.

COSTO EQUIPO	\$ 1,949,836	M.N.
COSTO MALLA	25,313	M.N.
COSTO REJILLA	10,632	M.N.
COSTO TOTAL	<u>\$ 1,985,781</u>	M.N.

T A B L A 3.10
 COSTO ESTIMADO DE EQUIPO
 PROCESO DE METANACION

C L A V E	S E R V I C I O	C O S T O
CC-1	PRECALENTADO DE CARGA	7818
CC-2	INTERCAMBIADOR CARGA-EFLUENTE DEL METANADOR	15407
CC-3	ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL METANADOR	18099
CC-4	POST-ENFRIADOR DEL COMPRESOR	12616
CC-5	CALENTADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN	6420
CC-6	ENFRIADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN	7507
CH-1/R	COMPRESOR + RELEVO	403234
DH-1A/B	DESHIDRATADORES	20021
FH-1	FILTRO DE HIDRÓGENO	2984
ME-1	METANADOR	8976
SH-1	PRIMER SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA	2029
SH-2	SEGUNDO SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA	2029
SH-3	SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN	1986
TOTAL		509126

NOTA: COSTO ESTIMADO EN MILES DE PESOS A AGOSTO DE 1986.

3.3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO.

EL ANÁLISIS ECONÓMICO SE LLEVA A CABO EN FUNCIÓN A LOS COSTOS DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN CONSIDERANDO UN HORIZONTE DEL PROYECTO DE 10 AÑOS Y UNA TASA DE DESCUENTO DEL 10% EN BASE A LOS CRITERIOS CONSIDERADOS EN EL PUNTO 3.1.2 DE LAS BASES DE DISEÑO.

EN LAS TABLAS 3.11 Y 3.12 SE PRESENTAN LOS CONSUMOS UNITARIOS, ASÍ COMO LA MANO DE OBRA RESPECTIVAMENTE PARA CADA ALTERNATIVA.

EN LA TABLA 3.13 SE CONSIDERA EL ESTIMADO DE INVERSIÓN DESGLOZADO PARA CADA ALTERNATIVA HACIENDO LA CONSIDERACIÓN QUE PARA EL SISTEMA DE METANACCIÓN SE DESARROLLÓ CON BASE AL PREDIMENSIONAMIENTO Y COSTEO DE EQUIPO MIENTRAS QUE PARA EL SISTEMA PSA SE LLEVÓ A CABO A PARTIR DE LA COTIZACIÓN COMERCIAL DE UNION CARBIDE, DE UN SISTEMA DE CARACTERÍSTICAS SIMILARES AL CONSIDERADO EN EL PRESENTE TRABAJO.

EN LAS TABLAS 3.14 Y 3.15 SE PRESENTA EL RESUMEN DEL ANÁLISIS ECONÓMICO, DONDE SE PUEDEN OBSERVAR LAS DIFERENCIAS EN COSTOS Y EN VALOR PRESENTE, ASÍ COMO EN LA TASA INTERNA DE RENDIMIENTO.

T A B L A 3.11
 PROCESO DE METANACION
 COSTO DE SERVICIOS AUXILIARES, MATERIA PRIMA,
 QUIMICOS Y MAND DE OBRA DIRECTA

	CONSUMO ANUAL	UNIDAD	COSTO UNITARIO (M.N.)	COSTO TOTAL (M.N.)
a). SERVICIOS AUXILIARES				
AGUA DE ENFRIAMIENTO	620,928	M ³	3.83	2,378,154
AGUA DE ENF. (REPOSICION)	31,046	M ³	24.0	745,114
ENERGIA ELECTRICA	3,205,440	Kw-HR	6.0	19,232,640
VAPOR DE ALTA PRESION	46,670	Ton.	862.08	40,233,274
			T O T A L	62,589,182
b). MATERIA PRIMA Y QUIMICOS				
MATERIA PRIMA (H ₂)	4,476,450	M ³	60.9	272,615,805
CATALIZADOR DE METANACION	5,289	Kg.	4700.0	24,858,300
MALLA MOLECULAR	3,560	Kg.	1436.0	5,112,160
ALUMINA TABULAR	2,825	Kg.	1743.0	4,923,975
			T O T A L	307,510,540
c). MAND DE OBRA DIRECTA		No. PERSONAS		
INGENIERO DE TURNO		1		3,955,502
ENCARGADO DE PLANTA		1		3,335,376
OPERADOR DE 1a.		1		1,720,485
			T O T A L	9,011,363
			T O T A L	27,034,089 (1)

NOTAS :

1) SE CONSIDERAN 3 TURNOS DE OPERACION.

PROCESO P S A

COSTO DE SERVICIOS AUXILIARES, MATERIA PRIMA,
QUIMICOS Y MANO DE OBRA DIRECTA

	CONSUMO ANUAL	UNIDAD	COSTO UNITARIO (M.N.)	COSTO TOTAL (M.N.)
SERVICIOS AUXILIARES				
ENERGIA ELECTRICA	3.916.719	Kw -HR	6.0	23.500.314
				T O T A L 23.500.314
MATERIA PRIMA Y QUIMICOS				
MATERIA PRIMA (H ₂)	4.476.450	M ³	60.9	272.615.805
MALLA MOLECULAR (1)	1.800	Kg.	1436.0	2.584.800
ALUMINA TABULAR	6.303	Kg	1743.0	10.986.129
				T O T A L 286.186.734
MANO DE OBRA DIRECTA				
		No. PERSONAS		
OPERADOR DE PRIMERA		1		1.720.485
				T O T A L 5.162.535 (2)

NOTAS :

- 1) SOLO CONSIDERA LA REPOSICION ANUAL
- 2) SE CONSIDERAN TRES TURNOS DE OPERACION

T A B L A 5.13
 COSTO ESTIMADO DE INVERSION POR EL METODO
 FACTORES DE HAPPEL

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO
 AGOSTO 1986

	MILLONES DE PESOS	
	METANACION	P S A
EQUIPO DE PROCESO	509	1 020
INSTALACION	87	45
INSTRUMENTACION	10	-
TUBERIA	122	-
ELECTRICO	46	30
AISLAMIENTO	41	70
ACERO Y CONCRETO	36	28
PINTURA	5	7
TERRENO Y ACONDICIONAMIENTO	15	15
INGENIERIA Y SUPERVISION	41	95
CONSTRUCCION	88	190
IMPREVISTOS	100	150
T O T A L (1)	1 100	1 650

NOTA :

1) ESTIMADO ORDEN DE MAGNITUD

3.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS.

EN ESTE ANÁLISIS SE DESCRIBEN LOS ASPECTOS MÁS SOBRESALIENTES DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL DESARROLLO DEL ESTUDIO.

1. CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO:

AMBAS ALTERNATIVAS PRESENTAN EQUIPOS CON MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN CONVENCIONALES (ACERO AL CARBÓN) - CON EXCEPCIÓN DE ALGUNOS EQUIPOS EN EL PROCESO DE METANACIÓN, CONSTITUIDOS POR ALEACIONES DE CR - MO, DEBIDO AL MANEJO DE HIDRÓGENO A ALTAS TEMPERATURAS.

2. CONSUMO ESPECÍFICO DE SERVICIOS.

HACIENDO REFERENCIA A LAS TABLAS DE CONSUMO DE SERVICIOS (3.11 Y 3.12), SE OBSERVA QUE EL SISTEMA PSA - PRESENTA UN MENOR CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES, ASÍ COMO DE MANO DE OBRA DIRECTA. EN CUANTO A MATERIA PRIMA Y QUÍMICOS, NO SE APRECIAN VARIACIONES SIGNIFICATIVAS.

3. OPERACIÓN, SUPERVISIÓN Y MANTENIMIENTO.

EN CUANTO A OPERACIÓN SE REFIERE, EL SISTEMA DE METANACIÓN NO PRESENTA PROBLEMA ALGUNO, DEBIDO A QUE ES DE TIPO CONVENCIONAL Y DE ALTA CONFIABILIDAD. - -
ADEMÁS, SE CUENTA EN MÉXICO CON UN GRAN NÚMERO DE PLANTAS EN OPERACIÓN, LO QUE HACE QUE SE DISPONGA DE PERSONAL ALTAMENTE CALIFICADO Y CON GRAN EXPERIENCIA PARA RESOLVER PROBLEMAS DURANTE EL ARRANQUE Y LA OPERACIÓN MISMA DE LA PLANTA.

POR OTRA PARTE, EL SISTEMA PSA ES MUY CONFIABLE; SIN EMBARGO, PRESENTA UNA GRAN COMPLEJIDAD DE OPERACIÓN, YA QUE ES UN PROCESO TOTALMENTE AUTOMATIZADO QUE REQUIERE DE PERSONAL ALTAMENTE CALIFICADO, DEL CUAL NO SE DISPONE EN MÉXICO, DEBIDO A QUE NO SE CUENTA CON PLANTAS INSTALADAS. ÁMBAS PLANTAS PRESENTAN FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN SIMILAR.

EN MÉXICO SE CUENTA CON PERSONAL CALIFICADO PARA LA SUPERVISIÓN EN CUANTO A METANACIÓN SE REFIERE, - - MIENTRAS, QUE PARA EL SISTEMA PSA SE REQUIERE DE PERSONAL EXTRANJERO PARA SU SUPERVISIÓN, YA QUE ES UN PROCESO PATENTADO Y ESTÁ OBLIGADO A UTILIZAR LA SUPERVISIÓN DEL LICENCIADOR.

EL SISTEMA DE METANACIÓN REQUIERE DE MAYOR MANTENIMIENTO QUE EL PSA, YA QUE NO ES TOTALMENTE AUTOMATIZADO. SIN EMBARGO, LOS GASTOS DE MANTENIMIENTO PARA EL SISTEMA PSA SE INCREMENTAN DEBIDO AL HECHO DE ESTAR PATENTADO.

4. ASPECTOS ECONÓMICOS.

EN LAS TABLAS 3.13 A 3.15 SE PUEDE APRECIAR EL COSTO ESTIMADO DE INVERSIÓN DESGLOZADO, ASÍ COMO EL ANÁLISIS ECONÓMICO PARA CADA ALTERNATIVA, OBSERVÁNDOSE -- UNA LIGERA VENTAJA PARA EL SISTEMA PSA DEL VALOR PRESENTE, SIN EMBARGO, LA TASA INTERNA DE RENDIMIENTO - (TIR) PRESENTA UNA CONSIDERABLE VENTAJA PARA EL SISTEMA DE METANACIÓN POR LO CUAL ESTE PROCESO SE HACE - MÁS RENTABLE.

ÉN BASE A LO ANTERIORMENTE EXPUESTO, SE CONSIDERA QUE EL SISTEMA DE METANACIÓN CUMPLE SATISFACTORIAMENTE -- LOS REQUERIMIENTOS DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO ASÍ -- COMO LOS LINEAMIENTOS GUBERNAMENTALES DE MÁXIMA INTEGRACIÓN NACIONAL.

CAPITULO CUATRO

DISEÑO DE PROCESO DE METANACION

4.1 BASES DE DISEÑO

LAS BASES QUE SE UTILIZAN PARA DESARROLLAR EL DISEÑO DE PROCESO PARA LA ALTERNATIVA TÉCNICA ECONÓMICA MAS ATRACTIVA SON:

1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.

LA SECCIÓN DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO FORMARÁ PARTE DE LA PLANTA DE CICLOHEXANO, LA CUAL ESTÁ LOCALIZADA EN LOS LÍMITES DE UN COMPLEJO PETROQUÍMICO, Y SU FUNCIÓN SERÁ LA DE OBTENER HIDRÓGENO DE ALTA PUREZA.

2. TIPO DE PROCESO.

EL PROCESO EMPLEADO PARA LA PURIFICACIÓN DEL HIDRÓGENO ES EL DE METANACIÓN Y SECADO.

3. TIPO DE CARGA.

CORRIENTE DE HIDRÓGENO PROVENIENTE DE LA PLANTA DE ÉTILENO.

4. CAPACIDAD.

SE OBTIENEN 477 Nm^3 ESTANDAR POR DÍA DE HIDRÓGENO PURIFICADO, CONSIDERÁNDOSE ESTA CAPACIDAD COMO NORMAL Y DE DISEÑO. LA CAPACIDAD MÍNIMA ES DEL 60% DE LA CAPACIDAD NORMAL.

5. ESPECIFICACIONES DE LA CARGA.

LAS CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LA CARGA SON:

FLUJO MMCSO	492
PESO MOLECULAR	3.413
DENSIDAD, KG/M ³	3.70
VISCOSIDAD, CP	0.0105

COMPOSICIÓN EN TÉRMINOS DE COMPONENTES

	% MOL
HIDRÓGENO	90.96
MONÓXIDO DE CARBONO	0.95
METANO	7.96
ETILENO	0.12
ETANO	0.01

6. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

CONTAMINACIÓN MÁXIMA POR CO	1PPM EN PESO
CONTAMINACIÓN MÁXIMA POR HC	10 % EN MOL

7. CONDICIONES DE LA CARGA EN L.B.

CARGA	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN KG/CM ² MAN	TEMPERATURA °C	FORMA DE RECIBO
HIDRÓGENO DE PLANTA				
ETILENO	GAS	28.0	37.8	TUBERÍA

8. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN L.B.

PRODUCTO/DESTINO	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN KG/CM ² MAN	TEMPERATURA °C
HIDRÓGENO/PLANTA			
CICLOHEXANO	GAS	28.0	38

9. SERVICIOS

VAPOR

NIVEL	PRESIÓN KG/CM ² MAN	TEMPERATURA °C	CALIDAD
ALTA			
PRESIÓN	43.5	399	SOBRECALENTADO

AGUA

SERVICIO	PRESIÓN KG/CM ² MAN	TEMPERATURA °C
AGUA DE ENFRIAMIENTO		
SUMINISTRO	5.6	32.2
RETORNO	2.5 MIN	46 MAX

AIRE DE INSTRUMENTOS

SE GENERA DENTRO DE LÍMITES DE BATERÍA.

ENERGÍA ELÉCTRICA

SE SUMINISTRA EN LÍMITES DE BATERÍA.

4.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

4.2.1 INTRODUCCIÓN:

EL OBJETIVO BÁSICO DE LA SECCIÓN DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO ES ELIMINAR EL MONÓXIDO DE CARBONO-PRESENTE EN LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO DE CARGA,-- YA QUE ES UN VENENO PARA EL CATALIZADOR DE HIDROGENACIÓN DE BENCENO.

LA REMOCIÓN SE EFECTÚA MEDIANTE LA REACCIÓN DE -METANACIÓN, EN LA CUAL EL MONÓXIDO DE CARBONO Y UNA PEQUEÑA CANTIDAD DE HIDRÓGENO SON CONVERTI--DOS A METANO Y AGUA. LA REACCIÓN SE REALIZA EN UN REACTOR DE LECHO FIJO QUE UTILIZA UN CATALIZADOR DE NÍQUEL SOPORTADO EN ALÚMINA.

EL AGUA PRODUCIDA POR LA REACCIÓN DE METANACIÓN, QUE TAMBIÉN ES UN VENENO PARA EL CATALIZADOR DE HIDROGENACIÓN, SE ELIMINA MEDIANTE UN SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CON LECHOS DE MALLA MOLECULAR.

4.2.2 METANACIÓN Y COMPRESIÓN.

4.2.2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO PROVENIENTE DE LA PLANTA DE ETILENO, SE PRECALIENTA EN EL INTERCAMBIADOR - CARGA EFLUENTE DEL METANADOR CC-2, HASTA UNA TEMPERATURA DE 288°C (550°F) APROVECHANDO EL CALOR DE LA CORRIENTE EFLUENTE DEL METANADOR MH-1,

EN CONDICIONES NORMALES DE OPERACIÓN, EL PRECALENTADOR DE CARGA DEL METANADOR CC-1 NO SE UTILIZARÁ, SIN EMBARGO, ÉSTE PODRÁ PROPORCIONAR UNA SEGUNDA -

ETAPA DE CALENTAMIENTO A LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO DE CARGA CUANDO EL CONTENIDO DE MONÓXIDO DE CARBONO EN ÉSTA SEA BAJO O DURANTE EL ARRANQUE, AJUSTANDO LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN AL METANADOR ME-1 MISMA QUE PODRÁ SER HASTA DE 316°C (601°F) CUANDO DISMINUYA LA ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR AL FINAL DE SU VIDA ÚTIL O CUANDO EXISTAN BAJOS CONTENIDOS DE CO.

LA CORRIENTE DE PROCESO CALIENTE, SE ALIMENTA AL METANADOR MH-1, EN DONDE SE REDUCE EL CONTENIDO DE MONÓXIDO DE CARBONO HASTA UNA CONCENTRACIÓN NO MAYOR DE 1 PPM EN PESO MEDIANTE LA SIGUIENTE REACCIÓN:



EL METANADOR ES UN REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO FIJO, EMPACADO CON UN CATALIZADOR DE NÍQUEL SOPORTADO EN ALÚMINA Y DISEÑADO CON UN ESPACIO VELOCIDAD DE 25,5 M³ STD. DE GAS ALIMENTADO POR M³ CÚBICO DE CATALIZADOR POR HORA A LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN SELECCIONADAS Y CON LA CONCENTRACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO QUE SE MANEJA EN CASO DISEÑO. (0,95% MOL).

EL EFLUENTE DEL REACTOR, DESPUÉS DE ENFRIARSE EN EL INTERCAMBIADOR CC-2 Y EN EL ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL METANADOR CC-3 HASTA UNA TEMPERATURA DE 38°C -- (72°F) SE PASA AL PRIMER SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA SH-1, EN DONDE SE SEPARA EL AGUA QUE CONDENSA. CABE SEÑALAR QUE EL ENFRIADOR ESTÁ DISEÑADO PARA -- PROPORCIONAR EL ENFRIAMIENTO NECESARIO CUANDO EL EFLUENTE DEL REACTOR SALGA A UNA TEMPERATURA MAYOR, -- ES DECIR, CUANDO SE PRESENTA LA MÁXIMA CONCENTRA -- CIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO EN LA CARGA (2% EN MOL)

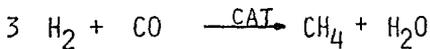
Y/O EL CATALIZADOR SE ENCUENTRE PARCIALMENTE DESACTIVADO.

POSTERIORMENTE, LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO SE COMPRI ME EN EL COMPRESOR DE HIDRÓGENO DE CARGA, QUE ES DE TIPO RECIPROCANTE, HASTA UNA PRESIÓN DE -- 39.4 KG/CM² MAN (560 PSIG) SE ENFRÍA EN EL POST ENFRIADOR DEL COMPRESOR DE HIDRÓGENO DE CARGA - CC-4 HASTA 38°C (100°F) SEPARANDO EL AGUA CONDENSADA EN EL SEGUNDO SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA SH-2.

ALGUNOS EQUIPOS DE ESTA SECCIÓN SERÁN CONSTRUÍDOS CON ACEROS ALEADOS. LA METALURGIA FUÉ SELECCIONADA EN BASE A EVITAR LOS EFECTOS DE DESCARBONIZACIÓN QUE PUDIERAN PRESENTARSE AL MANEJAR HIDRÓGENO A TEMPERATURAS ELEVADAS; EL ACERO AL CARBON, ES UN MATERIAL ADECUADO PARA EL MANEJO DE - HIDRÓGENO A BAJAS TEMPERATURAS.

4.2.2.2 QUÍMICA BÁSICA DE LA REACCIÓN DE METANACIÓN.

LA REACCIÓN QUE SE LLEVA A CABO EN EL METANADOR ME-1 ES LA SIGUIENTE:

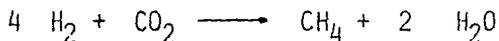


$$\Delta H = - 52,000 \text{ KCAL/KG MOL}$$

LA REACCIÓN SE EFECTÚA EN FASE GASEOSA Y ES MUY EXOTÉRMICA.

CUALQUIER CANTIDAD DE BIÓXIDO DE CARBONO (CO₂) - PRESENTE EN LA ZONA DE REACCIÓN TAMBIÉN REACCIONARÁ

EN PRESENCIA DEL CATALIZADOR DE METANACIÓN, DE ACUERDO A LA SIGUIENTE REACCIÓN:



$$\Delta H = - 42,667 \text{ KCAL/KG MOL}$$

COMO SE PUEDE OBSERVAR DE LOS VALORES DE ΔH , AMBAS REACCIONES SON EXOTÉRMICAS Y DEBIDO A QUE EL SISTEMA ES ADIABÁTICO, SE TENDRÁ UN INCREMENTO DE TEMPERATURA EN LA CORRIENTE EFLUENTE DEL-METANADOR. ESTE INCREMENTO TÉRMICO PUEDE ESTIMARSE CON LOS DATOS PROPORCIONADOR EN LA SIGUIENTE TABLA.

AUMENTO DE TEMPERATURA EN EL METANADOR.

CANTIDAD DE COMPONENTE CONVERTIDO	AUMENTO TEMP.	
	°C	(°F)
1% EN MOL DE CO	72	(162)
1% EN MOL DE CO ₂	61	(142)

A CONTINUACIÓN SE MUESTRAN LOS RANGOS TÍPICOS DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN A LOS CUALES SE LLEVA A CABO LA REACCIÓN DE METANACIÓN:

VARIABLE	RANGO
TEMPERATURA DE ENTRADA	232 - 360°C (450-680°F)
PRESION	0 - 210 KG/CM ² MAN. (0-299 PSIG)

CONCENTRACIONES DE CO+CO₂
DE ENTRADA AL METANADOR HASTA 2.5 EN MOL

CONCENTRACIÓN DE CO+CO₂
DE SALIDA DEL METANADOR 1 PPM EN PESO

4.2.2.3 EQUILIBRIO DE REACCIÓN.

LA REACCIÓN DE METANACIÓN ES EXOTÉRMICA, POR LO CUAL LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO DISMINUYEN A MEDIDA QUE LA TEMPERATURA SE INCREMENTA.

EN TÉRMINOS GENERALES LAS CANTIDADES RESIDUALES DE MONÓXIDO DE CARBONO ESTÁN EN FUNCIÓN DIRECTA DE LA TEMPERATURA Y UNA MAYOR CONVERSIÓN DE LA REACCIÓN ES FAVORECIDA POR TEMPERATURAS BAJAS.

SIN EMBARGO, PARA DISEÑAR UN METANADOR, RARA VEZ SE HACEN CÁLCULOS DE EQUILIBRIO YA QUE EN EL RANGO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LAS QUE GENERALMENTE SE TRABAJA, LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO SON ALTÍSIMAS. ESTO HACE QUE EL EQUILIBRIO DE LA REACCIÓN NO SEA EL FACTOR CONTROLANTE DE LA CONVERSIÓN.

4.2.2.4 EFECTO DE LA PRESIÓN.

UN INCREMENTO EN LA PRESIÓN DE OPERACIÓN FAVORECE EL DESARROLLO DE LA REACCIÓN DE METANACIÓN, YA QUE EL INCREMENTO DEL CONTACTO MOLECULAR RESULTA EN UNA MAYOR CONVERSIÓN DEL MONÓXIDO DE CARBONO Y ADEMÁS, COMO SE PUEDE OBSERVAR DE LA REACCIÓN, HAY MENOR NÚMERO DE MOLES DEL LADO DE LOS PRODUCTOS, POR LO CUAL LA CONCENTRACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO AL

EQUILIBRIO DECRECE.

EN TÉRMINOS GENERALES, SE PUEDE AFIRMAR QUE EL MONÓXIDO DE CARBONO REMANENTE VARÍA INVERSAMENTE CON LA PRESIÓN.

4.2.2.5 EFECTO DE LA TEMPERATURA.

LAS VELOCIDADES DE LA REACCIÓN SE VEN FAVORECIDAS AL AUMENTAR LAS TEMPERATURAS DE OPERACIÓN. PARA DAR IDEA DE LA MAGNITUD DE ESTE EFECTO, BASTA MENCIONAR QUE UN INCREMENTO DE 56°C (133°F) PUEDE DUPLICAR LA VELOCIDAD DE LA REACCIÓN.

4.2.2.6 VARIABLES DEL CONTROL DEL PROCESO.

EL HIDRÓGENO DE CARGA REQUERIDO EN LA PLANTA, SE REGULA MEDIANTE LA VÁLVULA DE CONTROL DE FLUJO UBICADA EN LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE HIDRÓGENO DE LA PLANTA DE ETILENO Y SE AJUSTA NORMALMENTE PARA OPERAR CON 491.6 MMCSO (17359 MPCSD) PUDIENDO EN UN MOMENTO DADO OPERAR A CAPACIDAD MÍNIMA CON 295 MMCSO (10417 MPCSD).

EN EL SISTEMA DE METANACIÓN, LA CONCENTRACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO A LA SALIDA DEL REACTOR METANADOR ES LA VARIABLE MÁS IMPORTANTE. ÉSTA SE REGISTRA MEDIANTE UN ANALIZADOR CONTINUO LOCALIZADO EN LA CORRIENTE DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR CARGA-EFLUENTE DEL METANADOR Y SE MANTIENE POR ABAJO DE LA ESPECIFICACIÓN REQUERIDA (1 PPM EN PESO) FIJANDO UNA TEMPERATURA ADECUADA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR; ÉSTA ES FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO EN LA ALIMENTACIÓN Y EN MENOR MEDIDA DE LA --

ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR.

CUANDO LA TEMPERATURA EN EL REACTOR METANADOR SE INCREMENTA A VALORES CERCANOS AL MÁXIMO POR ALTOS CONTENIDOS DE MONÓXIDO DE CARBONO EN EL HIDRÓGENO DE CARGA, SE DEBE DISMINUIR LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR HASTA DONDE LA CONCENTRACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO EN EL EFLUENTE LO PERMITA, PERO EVITANDO TEMPERATURAS INFERIORES AL 204°C (399°F) PARA ELIMINAR LA POSIBILIDAD DE FORMACIÓN DE CARBONILO DE NÍQUEL, QUE ADEMÁS DE SER UN COMPUESTO SUMAMENTE TÓXICO, TIENDE A DESACTIVAR EL CATALIZADOR REMOVIENDO SU COMPONENTE ACTIVO.

CUANDO EN EL REACTOR METANADOR SE ALCANZA LA TEMPERATURA MÁXIMA MENCIONADA, LOS INTERRUPTORES DE TEMPERATURA QUE TOMAN LA SEÑAL DE DIFERENTES PROFUNDIDADES DEL LECHO CATALÍTICO, CIERRAN LA VÁLVULA DE CONTROL DE FLUJO DE HIDRÓGENO DE ALIMENTACIÓN, OBLIGANDO A QUE SE PROCEDA CON EL PARO DE LA PLANTA.

CUANDO SE PRESENTEN CONCENTRACIONES DE MONÓXIDO DE CARBONO EN EL HIDRÓGENO DE CARGA MENORES AL VALOR NORMAL, EL INCREMENTO DE TEMPERATURA EN EL REACTOR SERÁ MENOR Y POR TANTO, EL CONTENIDO DE MONÓXIDO DE CARBONO EN EL EFLUENTE SE INCREMENTARÁ; PARA CUMPLIR CON LA ESPECIFICACIÓN EN ÉSTOS CASOS, HABRÁ QUE INCREMENTAR EL PUNTO DE AJUSTE DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR.

ESTE CONTROLADOR ACCIONARÁ DOS VÁLVULAS EN RANGO DIVIDIDO, UNA DE ELLAS REGULA EL FLUJO DE VAPOR DE ALTA QUE PASA POR EL PRECALENTADOR DE CARGA AL METANADOR, LA OTRA SE ENCUENTRA SOBRE UNA LÍNEA DE DESVÍO DE LA CORRIENTE DE PROCESO, QUE PERMITE EL ACCESO DIRECTO DEL HIDRÓGENO FRÍO DE CARGA AL REACTOR METANADOR SIN PASAR POR EL PRECALENTADOR.

SI LA TEMPERATURA REGISTRADA EN LA ALIMENTACIÓN AL REACTOR ES MENOR QUE LA QUE SE TIENE EN EL PUNTO DE AJUSTE, EL CONTROLADOR ABRIRÁ LA VÁLVULA COLOCADA EN LA LÍNEA DE VAPOR DE ALTA, PROPORCIONANDO MAYOR CALENTAMIENTO AL HIDRÓGENO DE CARGA.

SI POR EL CONTRARIO, LA TEMPERATURA REGISTRADA ES MAYOR QUE EL PUNTO DE AJUSTE, EL CONTROLADOR ABRIRÁ LA VÁLVULA COLOCADA EN LA LÍNEA DE DESVÍO BAJANDO, DE ÉSTA MANERA, LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR.

PARA QUE EL HIDRÓGENO DE REPOSICIÓN LLEGUE A LA ZONA DE REACCIÓN A LA PRESIÓN ADECUADA, SE UTILIZA EL COMPRESOR DE HIDRÓGENO DE CARGA, EL CUAL ES DE TIPO RECIPROCANTE.

DESPUÉS DE LA COMPRESIÓN, EL HIDRÓGENO SE ENFRÍA EN EL POSTENFRIADOR DE HIDRÓGENO DE CARGA HASTA -38°C (100°F).

4.2.3 DESHIDRATACIÓN Y FILTRACIÓN.

4.2.3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO, YA LIBRE DE MONÓXIDO DE CARBONO, SALE DEL SEGUNDO SEPARADOR DE HIDRÓGENO -

DE CARGA Y SE ENVÍA A UNO DE LOS DESHIDRATADORES DE HIDRÓGENO DH-1AB, PARA ELIMINAR EL AGUA PRODUCIDA EN LA METANACIÓN Y QUE AÚN NO HA SIDO ELIMINADA DEL GAS; ÉSTOS EQUIPOS ESTÁN EMPACADOS CON UN LECHO DE MALLAS MOLECULARES Y ESTÁN DISEÑADOS PARA MANEJAR UNA CAPACIDAD GLOBAL DE ADSORCIÓN DE 8,9 KG. (19,5LB) DE AGUA POR 100 KG. (220 LB) DE ADSORBENTE.

LA OPERACIÓN DE LOS DESHIDRATADORES SE REALIZA CÍCLICAMENTE DE ACUERDO A LAS SIGUIENTES ETAPAS: DESHIDRATACIÓN, DEPRESIONAMIENTO, CALENTAMIENTO, ENFRIAMIENTO Y PRESIONAMIENTO, LAS ÚLTIMAS CUATRO ETAPAS CONSTITUYEN LA REGENERACIÓN DEL LECHO DE MALLAS MOLECULARES. A CONTINUACIÓN SE DESCRIBE CADA UNA DE LAS ETAPAS.

A) DESHIDRATACIÓN.

EL PERÍODO DE DESHIDRATACIÓN SE LLEVA A CABO DURANTE 8 HORAS EN LAS CUALES SE ELIMINA EL AGUA PRESENTE EN LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO HASTA CONCENTRACIONES NO MAYORES DE 10 PPM. EN PESO. EL HIDRÓGENO FLUYE A TRAVÉS DE LA CAMA DE ARRIBA HACIA ABAJO. LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL DESHIDRATADOR DURANTE ESTA ETAPA SON 38.7 KG/CM² MAN (550 PSIG) Y 38°C (100°F).

B) DEPRESIONAMIENTO.

UNA VEZ QUE HA PASADO EL PERÍODO DE DESHIDRATACIÓN, ES NECESARIO DEPRESIONAR EL DESHIDRATADOR ANTES DE PROCEDER A LA REGENERACIÓN DEL LECHO, PARA ÉSTO, EL HIDRÓGENO EN EXCESO CONTENIDO EL DESHIDRATADOR SE ENVÍA AL ENFRIADOR DE REGENERACIÓN CC-5. EL PERÍODO DE DEPRESIONAMIENTO SE REALIZA EN 15 MINUTOS.

c) CALENTAMIENTO.

PARA EFECTUAR EL CALENTAMIENTO DEL LECHO SE UTILIZA COMO GAS DE REGENERACIÓN PARTE DE LA CORRIENTE DE LA PURGA DE HIDRÓGENO PROVENIENTE DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN Y PURIFICACIÓN DE CICLOHEXANO. DICHA CORRIENTE SE PASA POR EL CALENTADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN CC-6 PARA ALCANZAR LA TEMPERATURA DE REGENERACIÓN DE 228°C (442°F) Y SE INTRODUCE AL DESHIDRATADOR EN REGENERACIÓN DE ABAJO HACIA ARRIBA PARA DESORBER EL AGUA PRESENTE EL LECHO DE MALLA MOLECULAR. EL GAS DE REGENERACIÓN, AL SALIR DEL DESHIDRATADOR PASA A TRAVÉS DEL ENFRIADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN CC-5 DONDE SE ENFRÍA HASTA 38°C -- (100°F) ENTRANDO POSTERIORMENTE AL SEPARADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN SH-3 EN DONDE SE SEPARA EL AGUA QUE CONDENSA. EL HIDRÓGENO EFLUENTE DE ÉSTE SEPARADOR SE ENVÍA A CONTROL DE PRESIÓN A GAS COMBUSTIBLE UNIÉNDOSE PREVIAMENTE CON LA OTRA PARTE DE LA PURGA DE HIDRÓGENO PROVENIENTE DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN.

LA ETAPA DE CALENTAMIENTO SE EFECTÚA DURANTE 4 HORAS.

d) ENFRIAMIENTO.

UNA VEZ FINALIZADO EL PERIÓDO DE CALENTAMIENTO, SE INICIA EL PERIÓDO DE ENFRIAMIENTO, EL CUAL TAMBIÉN SE REALIZA HACIENDO PASAR DIRECTAMENTE PARTE DE LA CORRIENTE DE PURGA DE HIDRÓGENO PROCEDENTE DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN A 10°C (50°F) A TRAVÉS DEL LECHO DE MALLAS MOLECULARES EN EL SENTIDO NORMAL DE OPERACIÓN. DESPUÉS DE SALIR DEL DESHIDRATADOR, LA CORRIENTE DE ENFRIAMIENTO SE HACE PASAR POR EL ENFRIADOR DE HIDRÓGENO DE REGENERACIÓN CC-5 EN DONDE SE ENFRÍA HASTA -

38°C (100°F) Y CONTINÚA LA MISMA TRAYECTORIA QUE PREVIAMENTE RECORRIÓ EL GAS DE CALENTAMIENTO HASTA QUE FINALMENTE SE ENVÍA A GAS COMBUSTIBLE. LA ETAPA DE ENFRIAMIENTO SE EFECTÚA DURANTE 3.5 HORAS.

E) PRESIONAMIENTO.

LA ÚLTIMA ETAPA DE LA REGENERACIÓN ES LA DE PRESIONAMIENTO, LA CUAL SE LLEVA A CABO UTILIZANDO EL -- FLUÍDO DE PROCESO. ÉSTA ETAPA SE REALIZA CON EL OBJETO DE DEJAR LISTO EL LECHO DESHIDRATADOR PARA UNA NUEVA ETAPA DE SECADO, OPERANDO A LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ESTABLECIDAS. ESTE PERIÓDO TIENE UNA DURACIÓN DE 15 MINUTOS.

UNA VEZ QUE EL HIDRÓGENO SE HA SECADO EN EL DESHIDRATADOR, PASA AL FILTRO DE HIDRÓGENO FH-1 PARA SEPARAR LAS PARTÍCULAS SÓLIDAS QUE EVENTUALMENTE SEAN ARRASTRADAS POR EL GAS. EL FILTRO TIENE EN SU INTERIOR UNA CANASTA DE FILTRACIÓN DE ACERO INOXIDABLE Y PERMITE UNA RETENCIÓN DE PARTÍCULAS DEL ORDEN DE 25 MICRONES. FINALMENTE EL HIDRÓGENO SE ENVÍA A LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE CICLOHEXANO A UNA PRESIÓN DE 36.9 KG/CM² MAN (525 PSIG) Y UNA TEMPERATURA DE 38°C (100°F).

4.2.3.2 VARIABLES DE CONTROL DEL PROCESO.

EL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CONSISTE DE DOS DESHIDRATADORES, UNO ESTARÁ EN OPERACIÓN, MIENTRAS QUE - EL OTRO ESTARÁ EN REGENERACIÓN.

LA PARTE DE PURGA DE HIDRÓGENO DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN QUE SE UTILIZA COMO GAS DE REGENERACIÓN, TANTO PARA EL PERIÓDO DE CALENTAMIENTO COMO PARA EL DE --

ENFRIAMIENTO, SE ALIMENTA AL DESHIDRATADOR EN REGENERACIÓN A CONTROL DE FLUJO.

EN EL PERIÓDO DE CALENTAMIENTO, LA TEMPERATURA DEL GAS SE REGULA MEDIANTE UN CONTROLADOR DE TEMPERATURA QUE VARÍA LA ABERTURA DE LA VÁLVULA DE VAPOR DE ALTA QUE SE INTRODUCE EL CALENTADOR DE GAS DE REGENERACIÓN.

ESTE CALENTADOR SE OPERARÁ INTERMITENTEMENTE, PARA LO CUAL UNA VÁLVULA SOLENOIDE ACTIVARÁ LA VÁLVULA DE CONTROL MENCIONADA DURANTE LOS PERIÓDOS DE CALENTAMIENTO.

4.2.4 PARO DE LA PLANTA DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO.

LA PLANTA DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO PUEDE SALIR DE OPERACIÓN POR ALTAS TEMPERATURAS EN EL REACTOR DE METANACIÓN, OCASIONADAS POR ALTAS CONCENTRACIONES DE MONÓXIDO DE CARBONO EN LA CORRIENTE DE HIDRÓGENO DE ALIMENTACIÓN. CUANDO ÉSTO SUCEDA, O CUANDO SALGA DE OPERACIÓN EL COMPRESOR DE HIDRÓGENO DE CARGA, SE DEBERÁ PROCEDER AL PARO DE LA PLANTA, PARA LO CUAL HABRÁ QUE CORTAR LO MÁS PRONTO POSIBLE EL SUMINISTRO DE BENCENO A LA SECCIÓN DE REACCIÓN Y EVITAR DE ÉSTA FORMA CARBONIZACIÓN EN LOS REACTORES AL IR DECRECIENDO EL HIDRÓGENO EN FORMA PAULATINA.

4.2.5 MÉTODOS ANÁLITICOS PARA EL CONTROL DE LA PLANTA.

4.2.5.1 INTRODUCCIÓN.

LOS MÉTODOS DE CONTROL ANÁLITICO CONSTITUYEN UNA HERRAMIENTA FUNDAMENTAL PARA VIGILAR QUE EN LA PLANTA SE ESTÉ DESARROLLANDO EL PROCESO ADECUADAMENTE.

EL CONTROL ANALÍTICO PERMITIRÁ ANALIZAR LAS CORRIENTES QUE ENTREN COMO ALIMENTACIÓN A LA PLANTA DE TAL FORMA QUE PUEDA DETECTARSE CUANDO ALGUNA DE ELLAS, EN UN MOMENTO DADO, NO CUMPLA CON LAS ESPECIFICACIONES ESTABLECIDAS EN BASES DE DISEÑO, LO CUAL HARÍA POSIBLE NOTIFICAR LA ANOMALÍA A LA PLANTA DE DONDE PROVIENE LA CORRIENTE, PARA SU PRONTA CORRECCIÓN.

TAMBIÉN PERMITIRÁ VERIFICAR QUE EL HIDRÓGENO SALGA DE LA PLANTA, CUMPLIENDO TODAS LAS RIGUROSAS ESPECIFICACIONES QUE SE REQUIEREN PARA QUE ÉSTE PRODUCTO

PUEDA REACCIONAR CON BENCENO PARA PRODUCIR CICLO-
HEXANO.

4.2.5.2 LOCALIZACIÓN.

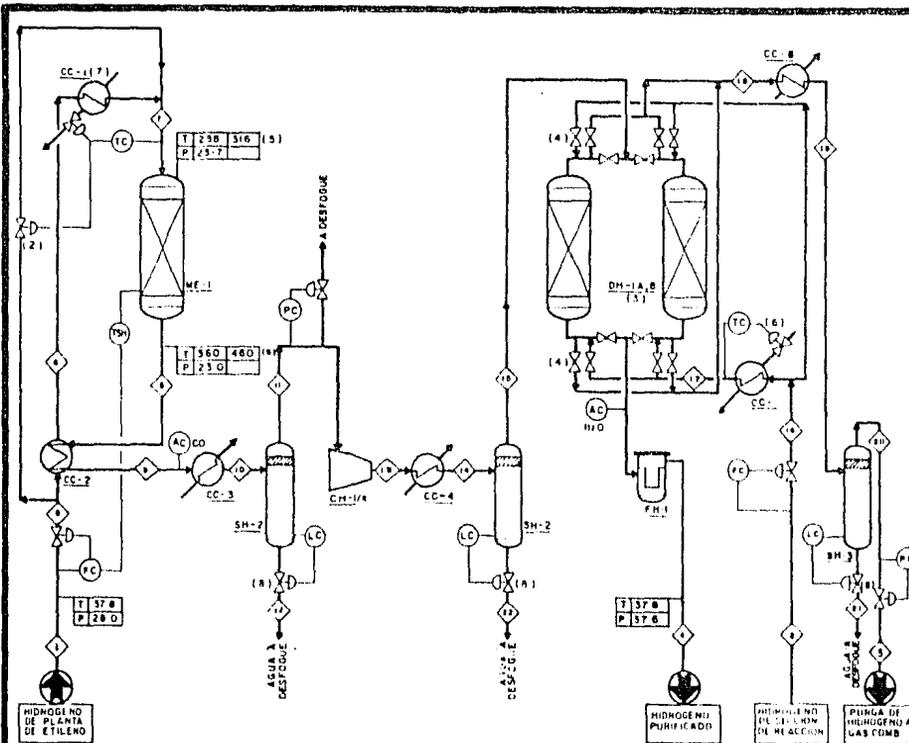
LAS CORRIENTES QUE REQUIEREN DE ANÁLISIS SON LAS
SIGUIENTES:

A) CORRIENTE DE HIDRÓGENO EFLUENTE DEL SISTEMA DE
METANACIÓN.

EL CONTENIDO DE MONÓXIDO DE CARBONO DE LA CORRIEN-
TE DE HIDRÓGENO EFLUENTE DEL INTERCAMBIADOR CARGA-
EFLUENTE DEL METANADOR ME-1 SE OBTENDRÁ MEDIANTE -
UN ANALIZADOR CONTÍNUO QUE PERMITIRÁ OBSERVAR EL-
FUNCIONAMIENTO DEL METANADOR Y VIGILAR QUE SE CUM-
PLA CON LA ESPECIFICACIÓN REQUERIDA DE ÉSTE COMPO-
NENTE EN EL HIDRÓGENO QUE SE ENVÍA A LA SECCIÓN DE
REACCIÓN PARA EVITAR EL ENVENENAMIENTO DEL CATALI-
ZADOR DE HIDROGENACIÓN.

B) CORRIENTE DE HIDRÓGENO A FH-1 (EFLUENTE DE LOS
DESHIDRATADORES).

SE DEBERÁ COLOCAR UN ANALIZADOR CONTÍNUO DE AGUA -
EN ÉSTA CORRIENTE YA QUE DICHA SUSTENCIA ES UN VE-
NENO PARA EL CATALIZADOR DE HIDROGENACIÓN Y ES CON-
VENIENTE ESTAR ALERTA DE QUE SUS CONCENTRACIONES -
NO REBASAN LOS LÍMITES PERMITIDOS (10 PPM MÁXIMO).
ADICIONALMENTE SERÁ INSTALADA UNA TOMA DE MUESTRA-
QUE PERMITIRÁ COMPROBAR EL FUNCIONAMIENTO DEL ANA-
LIZADOR.



NOTAS

- 1- TEMPERATURA EN °C, PRESION EN kg/cm abs
- 2- NORMALMENTE SIN FLUIDO
- 3- UN DESHIDRATADOR ESTARA EN OPERACION MIENTRAS EL OTRO EN RESERVA
- 4- VALVULAS VOP OPERARAN POR EL PROGRAMADOR
- 5- TEMP MAX DE OPERACION SE PRESENTA AL FINAL DE LA VIDA ÚTIL DEL CATALIZADOR Y CON SUJETO A OBTENERSE DE SO EN LA ALIMENTACION.
- 6- LA VALVULA DEBERA DEBERA A FLUIDO INTRINSECO PARA EL PROGRAMADOR CUANDO SE INICIE EL PERIODO DE REFINAMIENTO
- 7- NORMALMENTE FUERA DE OPERACION
- 8- FLEJO INTERMITENTE

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
CC-1	PRECALENTAMIENTO DE CARGA AL METANADOR	0.58 Mrcal/A
CC-2	INTERCAMBIADOR CARGA EFLENTE DEL METANADOR	1.483 Mrcal/A
CC-3	ENFRIADOR DEL FLUENTE DEL METANADOR	1.093 Mrcal/A
CC-4	POST-ENFRIADOR DEL COMPRESOR	0.459 Mrcal/A
CC-5	CALENTADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	0.293 Mrcal/A
CC-6	ENFRIADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	0.52 Mrcal/A
CH-1/R	COMPRESOR	688 RHP
DH-1, A, B	DESHIDRATADORES	94 mm Ø 4572 mm T
FH-1	FILTRO DE HIDROGENO	610 mm Ø 1524 mm T
ME-1	METANADOR	1572 mm Ø 5400 mm T
SH-1	PRIMER SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA	457 mm Ø 2286 mm T
SH-2	SEPARADOR DE GAS ACRILO, HIDROGENO DE CARGA	457 mm Ø 2286 mm T
SH-3	SEPARADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	457 mm Ø 2286 mm T

4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (BASE)	1 VAP		2 VAP		3 VAP		4 VAP		5 VAP	
COMPONENTE	KG/H	% PESO	KG/H	% PESO	KG/H	% PESO	KG/H	% PESO	KG/H	% PESO
HIDROGENO	1511.91	53.721	360.84	23.308	360.84	23.322	1461.77	54.709	1511.91	53.721
MONOX. CARBON	219.28	7.793	.00	.000	.00	.000	.00	.000	219.28	7.793
METANO	1052.27	37.409	1076.31	69.524	1076.31	68.967	1177.85	44.083	1052.27	37.409
ETILENO	27.74	.986	.00	.000	.00	.000	.00	.000	27.74	.986
ETANO	2.48	.088	23.13	1.494	23.13	1.482	32.23	1.206	2.48	.088
CICLOHEXANO	.00	.000	85.28	5.508	85.28	5.464	.00	.000	.00	.000
AGUA	.00	.000	2.56	.165	15.06	.963	.05	.002	.00	.000
TOTAL KG/H	2812.87	100.000	1548.11	100.000	1560.61	100.000	2671.88	100.000	2812.87	100.000
F TOT KG-MOL/H=EB-MOL/H	824.05	1816.73	248.00	546.76	248.70	548.29	799.58	1762.77	824.05	1816.73
TEMPERATURA F = C	100.00	37.78	50.00	10.00	78.78	25.65	100.00	37.78	100.26	37.92
PRESION PSIG=KG/CM2 MAN. (P. ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)	398.75	27.994	422.40	29.699	135.00	9.492	524.99	36.912	336.99	23.100
PESO MOLECULAR=K WATSON	3.413	35.366	6.242	26.386	6.275	26.245	3.342	36.797	3.413	35.366
DENS RELATIVA A 60 F=API	-104001229.080		-16633	719.235	-16744	713.555	-100871271.245		-104001229.080	
BPD A 60 F	4086.6		1406.3		1408.2		4002.1		4086.6	
PH3SD 27 C.1KG=95C.1ATM	491.618	468.567	147.956	141.012	148.370	141.407	477.078	454.633	491.618	468.567
DENS A PYT LB/FR3KG/MS	.2310	3.70	.4946	7.92	.1623	2.60	.2943	4.71	.2082	3.34
M3/SEG A P V T	.211		.056		.167		.157		.234	
CALOR ESP A PYT CAL/G-C	2.0837		1.2113		1.1971		2.1403		2.0825	
CP/CV	1.3918		1.3818		1.3674		1.3905		1.3917	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	.0105		.0106		.0108		.0109		.0105	
CONDUCTIVIDAD K CAL/H-M-C	.1218		.0855		.0875		.1220		.1217	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	1.0156		1.0087		1.0029		1.0204		1.0140	
ENTALPIA ESP. CAL/G-MDL	2144.29		2013.75		2184.30		2153.49		2144.29	
ENTALPIA MKCAL/D	1767.0		499.4		530.8		1721.9		1767.0	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (FASE)	6 VAP		7 VAP		8 VAP		9 VAP		10 VAP	
COMPONENTE	KG/M	% PESO								
HIDROGENO	1511.11	53.721	1511.11	53.721	1461.77	51.967	1461.77	51.967	1461.77	51.967
MONOX. CARBON	219.28	7.795	219.28	7.795	.00	.000	.00	.000	.00	.000
METANO	1052.27	37.409	1052.27	37.409	1177.85	41.874	1177.85	41.874	1177.85	41.874
ETILENO	27.74	.986	27.74	.986	.00	.000	.00	.000	.00	.000
ETANO	2.48	.088	2.48	.088	32.21	1.145	32.21	1.145	32.21	1.145
CICLOHEXANO	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000
AGUA	.00	.000	.00	.000	141.04	5.016	141.04	5.016	141.04	5.016
TOTAL KG/M	2812.87	100.000	2812.87	100.000	2812.87	100.000	2812.87	100.000	2812.87	100.000
F TOT KG-MOL/H*LB-MOL/H	824.05	1816.73	824.05	1816.73	807.41	1780.03	807.41	1780.03	807.41	1780.03
TEMPERATURA F = C	550.00	287.78	550.00	287.78	680.00	360.00	230.89	110.49	100.00	37.78
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN.	546.99	24.397	546.99	24.397	326.99	22.991	316.99	22.288	306.99	21.585
D% ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)										
PESO MOLECULAR*KG WATSON	3.413	35.366	3.413	35.366	3.484	35.391	3.484	35.391	3.484	35.391
DENS RELATIVA A 60 F*API	-10400	1229.080	-10400	1229.080	-10563	1208.027	-10563	1208.027	-10563	1208.027
BPD A 60 F	4086.6		4086.6		4023.4		4023.4		4023.4	
PM3SD 20 C*1KG*55C*1ATM	491.618	468.547	491.618	468.547	481.687	459.082	481.687	459.082	481.687	459.082
DENS A PTT LB/FT3*KG/M3	.1129	1.81	.1098	1.76	.0966	1.55	.1543	2.47	.1845	2.96
M3/SEG A P F T	.432		.444		.505		.316		.264	
CALOR ESP A P T	2.1711		2.1711		2.1807		2.0760		2.0504	
CP/CM	1.3647		1.3647		1.3527		1.3800		1.3899	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	.0165		.0185		.0179		.0122		.0103	
COND. TERMICA KCAL/M-M-C	.1853		.1852		.1995		.1389		.1193	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	1.0092		1.0090		1.0078		1.0107		1.0114	
ENTALPIA ESP. CRL/6-MOL	3956.19		3955.83		4522.89		2673.64		2673.80	
ENTALPIA MKCAL/M	3260.2		3259.9		3651.9		2158.8		1736.8	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (PASE)	11 VAP		12 AGUA		13 VAP		14 REI		15 VAP	
COMPONENTE	KG/H	X PESO	KG/H	X PESO	KG/H	X PESO	KG/H	X PESO	KG/H	X PESO
HIDROGENO	1461.77	53.838	.00	.000	1461.77	53.838	1461.77	53.838	1461.77	54.205
MONOX. CARBON	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000
METANO	1177.85	43.381	.00	.000	1177.85	43.381	1177.85	43.381	1177.85	43.477
ETILENO	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000
ETANO	32.21	1.184	.00	.000	32.21	1.184	32.21	1.184	32.21	1.194
CICLOHEXANO	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000
AGUA	43.30	1.595	97.74	100.000	43.30	1.595	43.30	1.595	24.93	.924
TOTAL KG/H	2715.13	100.000	97.74	100.000	2715.13	100.000	2715.13	100.000	2696.74	100.000
F TOT KG-MOL/H*RB-MOL/H	801.98	1768.07	5.43	11.96	801.98	1768.07	801.98	1768.07	800.96	1765.82
TEMPERATURA F ° C	100.00	37.78	100.00	37.78	240.20	115.67	100.00	37.78	100.00	37.78
PRESION PSIG/KG/CM2 MAN. (P. ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)	306.99	21.585	306.99	21.585	559.99	39.373	549.99	38.670	549.99	38.670
PESO MOLECULARPK WATSON	3.386	36.350	18.016	8.758	3.386	36.350	3.386	36.350	3.367	36.338
DENS RELATIVA A 60 F*API	.702341251	.154	1.00000	10.000	.702341251	.154	.702341251	.154	.701721259	.610
BPD A 60 F	4008.6		14.8		4008.6		4008.6		4005.8	
MM3/D 20 C. 1KG*MSC.1ATH	478.451	455.998	5.237	3.085	478.451	455.998	678.451	455.998	477.842	455.418
DENS A PTT LB/FT3*KG/M3	.1792	2.87	61.8249	990.34	.2542	4.07	.3120	5.00	.3100	4.97
LPH A P Y T			1.6							
M3/SEG A P Y T		.263				.185				.151
VAPORIZACION MOKAR*PESO							.99896	.99448		
CALOR ESP A PTT CAL/G-C	2.1071				2.1398				2.1259	
CP/CV	1.3899				1.3792				1.3907	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	.0103				.0123				.0103	
COND. TERMICA KCAL/M-M-C	.1206				.1423				.1217	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	1.0118				1.0190				1.0212	
ENTALPIA ESP. CAL/G-MOL	2148.99				2715.85		2143.43		2154.49	
ENTALPIA HKCAL/M	1723.5				2178.1		1719.0		1725.7	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (FASE)	21 AGUA		22 AGUA	
COMPONENTE	KG/M	% PESO	KG/M	% PESO
HIDROGENO	.00	.000	.00	.000
MONOX. CARBON	.00	.000	.00	.000
METANO	.00	.000	.00	.000
ETILENO	.00	.000	.00	.000
ETANO	.00	.000	.00	.000
CICLOHEXANO	.00	.000	.00	.000
AGUA	78.54	100.000	18.37	100.000
TOTAL KG/M	78.54	100.000	18.37	100.000
F TOT KG-MOL/H * EB-MOL/H	4.36	9.61	1.02	2.25
TEMPERATURA F. ° C	100.00	37.78	100.00	37.78
PRESION PSIG * KG/CM2 MAN.	160.68	11.298	549.99	38.670
(P. ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)				
PESO MOLECULAR * K WATSON	18.016	8.758	18.016	8.758
DENS RELATIVO A 60 F * API	1.00000	10.000	1.00000	10.000
BPD A 60 F		11.9		2.8
MMISB 20 C. 100 * BSC. 1 ATM	2.601	2.479	.608	.580
DENS A PVT LB/FE3 * KG/M3	61.8249	990.34	61.8249	990.34
LPR A P Y T		1.3		.3

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE NO. (FASE)	16 VAP		17 VAP		18 VAP		19 VAP		20 VAP	
COMPONENTE	KG/M	% PESO	KG/M	% PESO	KG/M	% PESO	KG/M	% PESO	KG/M	% PESO
NITROGENO	204.59	23.308	204.59	23.308	204.59	21.119	206.59	23.119	204.59	22.992
HONGX-CARBON	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000
METANO	610.25	69.524	610.25	69.524	610.25	62.994	610.25	62.994	610.25	68.552
ETILENO	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000	.00	.000
ETANO	13.11	1.491	13.11	1.491	13.11	1.354	13.11	1.354	13.11	1.473
CICLOHEXANO	48.33	5.508	48.33	5.508	48.33	4.991	48.33	4.991	48.33	5.431
AGUA	1.45	.163	1.45	.163	92.44	9.542	92.44	9.542	13.89	1.561
TOTAL KG/M	877.75	100.000	877.75	100.000	968.74	100.000	968.74	100.000	890.19	100.000
F TOT KG-MOL/H=EB-MOL/H	140.61	310.00	140.61	310.00	145.66	321.13	145.66	321.13	141.30	311.32
TEMPERATURA F ° C	50.00	10.00	550.00	287.78	550.00	287.78	100.00	37.78	100.00	37.78
PRESION PSIG=KG/CM2 MAN.	194.68	13.688	184.44	12.968	169.68	11.930	160.68	11.298	160.68	11.298
CP. ATM = 1.0332 KG/CM2 ABS)										
PESO MOLECULAR=K WATSON	6.242	26.386	6.242	26.386	6.650	24.730	6.650	24.730	6.300	26.140
DENS RELATIVA A 60 F=API	.16633	719.233	.16633	719.233	.18046	852.622	.18046	852.622	.16829	709.320
BP A 60 F		797.4		797.4		811.1		811.1		799.2
PH350 20 C.1RG=55C.1ATM	83.888	79.931	83.888	79.951	86.901	82.823	86.901	82.823	84.300	80.344
DENS A PVT LB/US=KG/M3	.2380	3.01	.1142	1.83	.1127	1.81	.1938	3.10	.1833	2.94
M3/SEG A P V T	.064		.133		.149		.087		.084	
CALOR ESP A PVT CAL/G-C	1.1990		1.3721		1.2866		1.1409		1.1999	
CP/CV	1.3740		1.3025		1.3028		1.3655		1.3647	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	.0104		.0178		.0178		.0111		.0111	
COND.TERMICA KCAL/H-M-C	.0845		.1441		.1388		.0867		.0901	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	1.0039		1.0048		1.0040		1.0020		1.0036	
ENTALPIA ESP. CAL/G-MOL	203.92		4234.16		4244.45		2231.42		2225.91	
ENTALPIA RECAL/H	283.5		593.6		618.3		325.0		314.5	

4.5 HOJAS DE DATOS DE
EQUIPO DE PROCESO



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
RECIPIENTES

TECNIS PROFESIONAL

1.7 de Cto 8054432-4

FERRANDO MANZANILLA NEGRETTE

HOJA DE 3

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig N° 41

CLAVE DEL EQUIPO DH-1A,B

Nº UNIDADES DOS

SERVICIO DE SHIDRATADORES DE HIDROGENO

POSICION.VERTICAL

TIPO DE FLUIDO LIQUIDO

FLUJO:

lpm; DENSIDAD

g/cm³

VAPOR O GAS HIDROGENO + H₂O FLUJO: 0.151/0.133 (1) m³/s, DENSIDAD: 0.049/0.029 g/cm³

TEMPERATURA OPERACION 38/288 (1) °C; MAXIMA 38/399 (1) °C; DISEÑO 399 °C

PRESION: OPERACION 38.7/130 (1) kg/cm²man; MAXIMA 42.5/141 (1) kg/cm²man; DISEÑO 46.8 kg/cm²man

DIMENSIONES: LONGITUD T.T. 4573 mm; DIAMETRO 914 mm; CAP.TOTAL 5245 T-T ltrms

NIVEL NORMAL mm; MAXIMO mm; MINIMO mm

ALARMA ALTO NIVEL mm; ALARMA BAJO NIVEL mm; NIVEL DE PARO mm

MATERIALES: CASCARON A C 1/2 Mo; CABEZAS A C 1/2 Mo; MALLA SEPARADORA; ESPESOR mm; MATERIAL mm

TIPO CIRCULAR: DIAMETRO mm; TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm; ANCHO mm

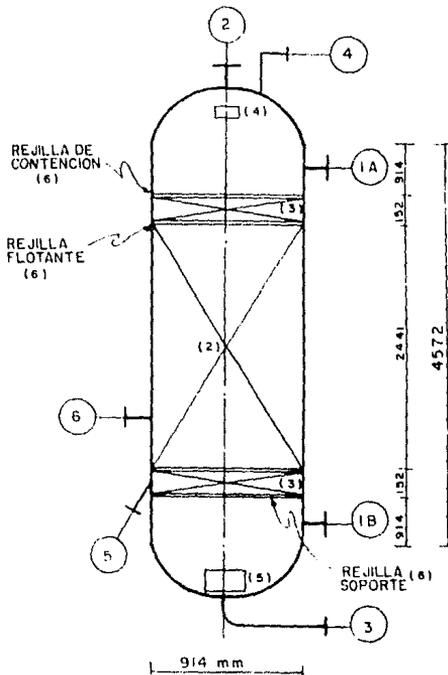
CORROSION PERM.: CASCARON mm; CABEZAS mm; AISLAMIENTO; SI; RECUBRIMIENTO INTERNO; NO.

SOQUILLAS

Nº	CANT.	NOM	SERVICIO
1	2	50R	REGISTRO DE HOMBRE
2	1	152	ALIMENTACION DE SH-2
3	1	152	SALIDA DE VAPOR A FH-1
4	1	25	VALVULA DE SEGURIDAD
5	1	102	CONEXION PARA DESCARGA DE LA MALLA
6	1	51	MUESTREADOR DE HUMEDAD

NOTAS

- (1) OPERACIONES SECADO/REGENERACION
- (2) MALLA MOLECULAR TIPO 4A, 313 M²
- (3) MATERIAL SOPORTE ALUMINA 3mm Ø
- (4) DISTRIBUIDOR VER HOJA 2
- (5) COLECTOR VER HOJA 2
- (6) REJILLA VER HOJA 3





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

HOJA DE DATOS
DE PROCESO

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cto. 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

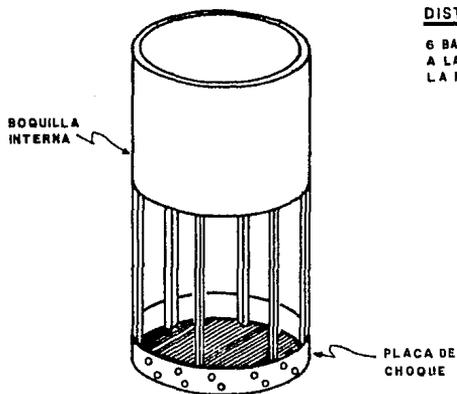
HOJA 2 DF 3

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig. Nº 4.1

CLAVE DEL EQUIPO DH-1 A/B

Nº DE UNIDADES UNA

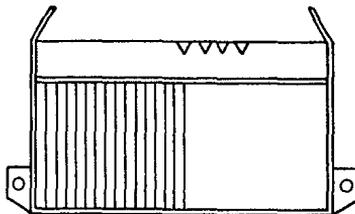


DISTRIBUIDOR DE FLUJO

6 BARRAS SOPORTE SOLDADAS
A LA BOQUILLA INTERNA Y A
LA PLACA DE CHOQUE.

COLECTOR

COLECTOR CON ABERTURAS
DE 0.8 mm (0.0315 pulg.)
PARA FLUJO HACIA ARRIBA
Y HACIA ABAJO.





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

HOJA DE DATOS
DE PROCESO

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cta 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

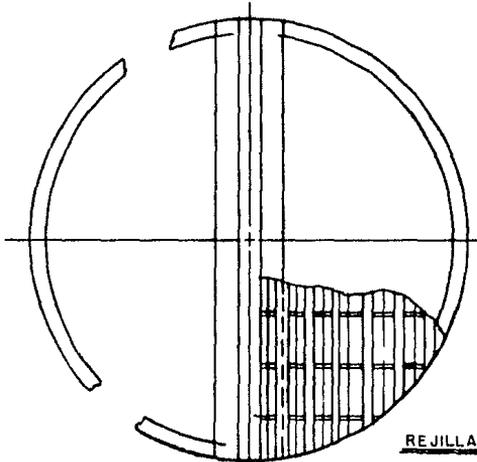
HOJA 3 DE 3

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig Nº 4.1

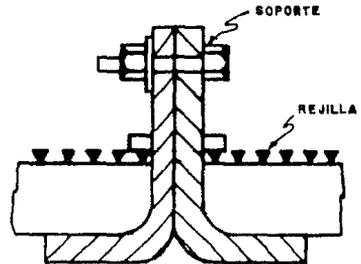
CLAVE DEL EQUIPO DH-1 A/B

Nº DE UNIDADES UNA

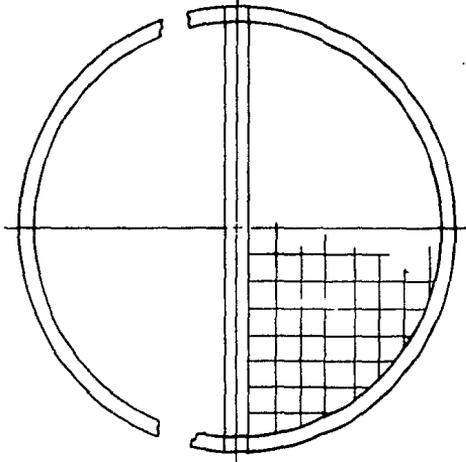


REJILLA SOPORTE

TIPO BRIDADO
NUMERO DE SOPORTES
COMO SE REQUIERAN.



SECCION AA'



REJILLA DE CONTENCIÓN Y FLOTANTE

REJILLA CON MALLA DE 20 x 80 MESH
MATERIAL A.I. 304
(PARA FLUJO HACIA ARRIBA Y HACIA ABAJO)



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
RECIPIENTES

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cta 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

HOJA 1 DE 1

PLANTA PURIFICADORA DE HIDROGENO

Fig Nº 4.2

CLAVE DEL EQUIPO FH-1

Nº UNIDADES UNA

SERVICIO FILTRO DE HIDROGENO

POSICION:VERTICAL

TIPO DE FLUIDO:LIQUIDO --- FLUJO: --- lpm;DENSIDAD --- g/cm³

VAPOR O GAS HIDROGENO+HC FLUJO: 0.1575 m³/s ;DENSIDAD 0.0048 g/cm³

TEMPERATURA OPERACION 38 °C;MAXIMA 38 °C;DISEÑO 53 °C

PRESION OPERACION 36.9 kg/cm²man;MAXIMA 40.6 kg/cm²man;DISEÑO 42.6 kg/cm²man

DIMENSIONES: LONGITUD T.T. 1524 mm;DIAMETRO 608 mm;CAP.TOTAL 732 lftros

NIVEL: NORMAL --- mm;MAXIMO --- mm;MINIMO --- mm

ALARMA ALTONIVEL --- mm;ALARMA BAJO NIVEL --- mm;NIVEL DE PARO --- mm

MATERIALES:CASCARON A. C. CABEZAS A. C. ;MALLA SEPARADORA:ESPEOR --- mm;MATERIAL ---

TIPO CIRCULAR:DIAMETRO --- mm;TIPO RECTANGULAR:LONGITUD --- mm; ANCHO --- mm

CORROSION PERM:CASCARON 3 mm;CABEZAS 3 mm;AISLAMIENTO:NO, ;RECUBRIMIENTO INTERNO:NO,

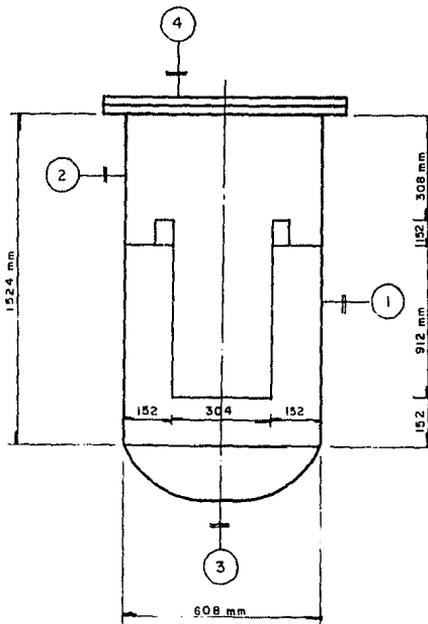
BOQUILLAS

Nº	CANTO	NOM.	SERVICIO
1	1	152	ALIMENTACION DE DH-1A, B
2	1	152	SALIDA DE HIDROGENO PURIFICADO
3	1	38	DRENE
4	1	38	VENTEO

NOTAS

(1) CANASTA CILINDRICA DE REJILLA DE ACERO
INOXIDABLE GRADO DE FILTRACION 38
MICRONES.

(2) EL FLUJO TENDRA UNA DIRECCION DE
AFUERA HACIA ADENTRO DE LA
CANASTA METALICA





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

HOJA DE DATOS
DE PROCESO

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cta. 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

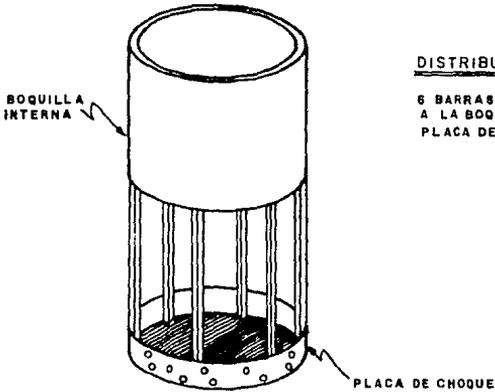
HOJA 2 DE 3

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig. Nº 4.3

CLAVE DEL EQUIPO ME-1

Nº DE UNIDADES UNA

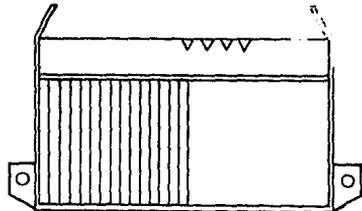


DISTRIBUIDOR DE FLUJO

6 BARRAS SOPORTE SOLDADAS
A LA BOQUILLA INTERNA Y A
PLACA DE CHOQUE.

COLECTOR

COLECTOR CON ABERTURAS
DE 1.6 mm (0.063 pulg.)





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

HOJA DE DATOS
DE PROCESO

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cta. 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

HOJA 3 DE 3

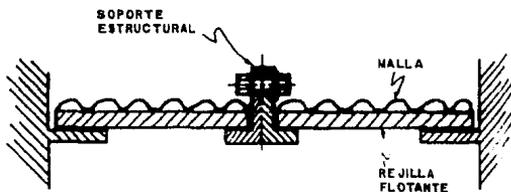
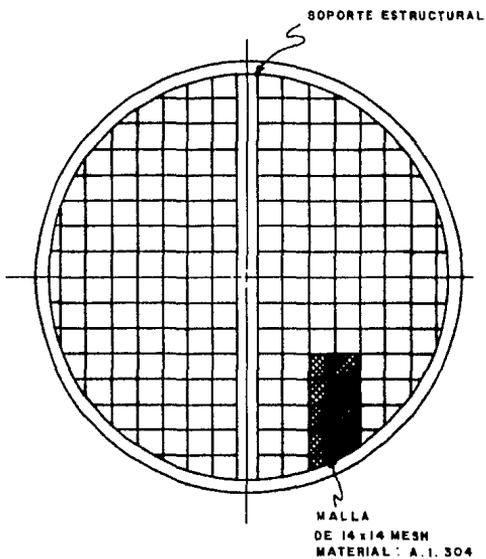
PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig. Nº 4.3

CLAVE DEL EQUIPO ME-1

Nº DE UNIDADES UNA

REJILLA
FLOTANTE



CORTE AA'



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
RECIPIENTES

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cía. 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

HOJA 1 DE 1

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig. Nº 4.4

CLAVE DEL EQUIPO SH-1

Nº UNIDADES UNA

SERVICIO PRIMER SEPARADOR DE HIDROGENO DE CARGA.

POSICION:VERTICAL HORIZONTAL

TIPO DE FLUIDO:LIQUIDO AGUA

FLUJO: 1.6

lpm; DENSIDAD 0.990

g/cm³

VAPOR O GAS HIDROGENO + HC

FLUJO: 0.264

m³/s;

DENSIDAD 0.00296

g/cm³

TEMPERATURA OPERACION 38

°C; MAXIMA 41

°C; DISEÑO 56

°C

PRESION OPERACION

21.6 kg/cm²man; MAXIMA

31.6 kg/cm²man; DISEÑO

33.6 kg/cm²man

DIMENSIONES: LONGITUD T.T. 2286 mm;

DIAMETRO 457 mm;

CAP.TOTAL 374

litros

NIVEL: NORMAL 335

mm; MAXIMO 457

mm; MINIMO 152

mm

ALARMA ALTO NIVEL 396

mm; ALARMA BAJO NIVEL 228

mm; NIVEL DE PARO 701

mm

MATERIALES: CASCARON A.C. CABEZAS A.C.; MALLA SEPARADORA: ESPESOR 152 mm; MATERIAL A. INOX.

TIPO CIRCULAR: DIAMETRO 457

mm; TIPO RECTANGULAR: LONGITUD -

mm; ANCHO -

mm

CONDICION PERM: CASCARON 3

mm; CABEZAS 3

mm; AISLAMIENTO; NO;

RECURRIMIENTO INTERNO; NO;

BOQUILLAS

Nº	CANT	NOM.	SERVICIO
1	1	152	ALIMENTACION DE CC-3
2	1	152	SALIDA DE VAPOR A CH-1/R
3	1	38	DRENE
4	1	25	VALVULA DE SEGURIDAD
5	2	51	INTERRUPTOR DE PARO
6	1	51	CONEXION DE SERVICIO
7	2	51	VIDRIO DE NIVEL

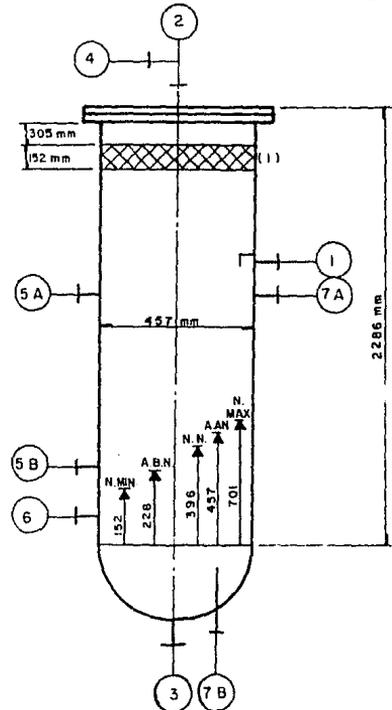
NOTAS

(1) MALLA SEPARADORA:

DENSIDAD 144 Kg/m³

AREA SUPERFICIAL 377 M²/M³

ESPESOR 152 mm





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
RECIPIENTES

TESIS PROFESIONAL

Nº de Cta 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETTE

HOJA 1 DE 1

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

Fig Nº 4.6

CLAVE DEL EQUIPO SH-3

Nº UNIDADES UNA

SERVICIO SEPARADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION

POSICION: VERTICAL

TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO AGUA

FLUJO:

1.3 lpm;

DENSIDAD

0.993 g/cm³

VAPOR O GAS HIDROGENO + HC

FLUJO:

0.084 m³/s;

DENSIDAD

0.00294 g/cm³

TEMPERATURA OPERACION

38 °C;

MAXIMA

38 °C;

DISENO

53 °C

PRESION OPERACION

11.3

kg/cm²man;

MAXIMA

12.4

kg/cm²man;

DISENO

15.4 kg/cm² man

DIMENSIONES: LONGITUD T.T.

2286

mm;

DIAMETRO

457

mm;

CAPTOTAL

374 litros

NIVEL: NORMAL

—

mm;

MAXIMO

457

mm;

MINIMO

152 mm

ALARMA ALTO NIVEL

411

mm;

ALARMA BAJO NIVEL

213

mm;

NIVEL DE PARO

— mm

MATERIALES: CASCARON

A.C.

CABEZAS

A.C.

MALLA SEPARADORA:

ESPESOR

152 mm;

MATERIAL A. INOX

TIPO CIRCULAR: DIAMETRO

305

mm;

TIPO RECTANGULAR: LONGITUD

—

mm;

ANCHO

— mm

CORROSION PERM: CASCARON

3

mm;

CABEZAS

3

mm;

AISLAMIENTO; NO,

RECURRIMIENTO INTERNO; NO,

BOQUILLAS

Nº	CANT	Ø NOM.	SERVICIO
1	1	76	ALIMENTACION DE CC-5
2	1	76	PURGA DE H ₂ A GAS COMBUSTIBLE
3	1	38	DRENE
4	1	25	VALVULA DE SEGURIDAD
5	1	51	CONEXION DE SERVICIO
6	2	5	VIDRIOS DE NIVEL

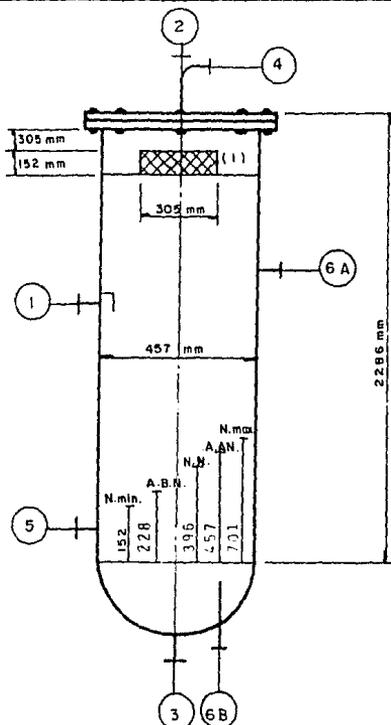
NOTAS

(1) MALLA SEPARADORA

DENSIDAD 144 Kg/m³

AREA SUPERFICIAL 377 M²/m³

ESPESOR 152 mm





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

COMPRESSOR
PROCESS DATA SHEET

TESIS PROFESIONAL

HOLDE CUENTA 8094437-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

SHEET 1 OF 2

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

FIG. NO. 4.7

Nº OF UNITS

SERVICE HYDROGEN COMPRESSOR

TYPE RECIPROCATING

GAS HANDLED

HYDROGEN

HYDROGEN

STREAM

INLET

DISCHARGE

RATE

MIN

NOR

MAX

MIN

NOR

MAX

MIN

NOR

MAX

CAPACITY

100

100

lb/h

1768

1768

MSCFD (60°F, 1atm)

169

169

ACFM @ INLET CONDS

9.2

6.5

MOLECULAR WEIGHT

3.99

3.99

SECTION CONDITIONS

PRESSURE, psia

307

TEMPERATURE, °F

100

DENSITY, lb/ft³

0.179

COMPRESSIBILITY, Z

1.012

"k" (cp/cv)

1.390

RELATIVE HUMIDITY, %

SAT.

DISCHARGE CONDITIONS:

PRESSURE, psia

560

TEMPERATURE, °F

240

"z" at ESTIMATED T, °F

1.020

"k" at ESTIMATED T, °F

1.379

DRIVER ELECTRIC MOTOR

BY VENDOR

BAROMETRIC PRESSURE 14.7 PSIA.

AUXILIARY SERVICES

GAS PROPERTIES

STEAM _____ psig _____ °F EXHAUST _____ psig, mm Hg abs

COMPOSITION HYDROGEN SEE SHEET Nº 2

COOLING WATER, FOULING FACTOR 0.003

CORROSIVE DUE TO _____

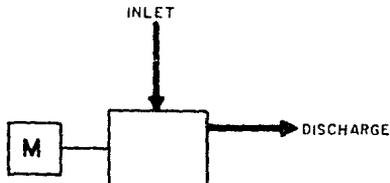
PRESSURE psig 80 SUPPLY 30 RETURN MIN

LUBE OIL CONTAMINATION DUE TO _____

TEMPERATURE °F 90 SUPPLY 115 RETURN MAX

LUBE OIL DEGENERATION DUE TO _____

NOTES: PRESSURE CONDITIONS ARE AT INLET AND OUTLET COMPRESSOR NOZZLES.





FACULTAD DE QUIMICA		TESIS PROFESIONAL										FERNANDO MARCANILLA NEGRETTE						Nº de Cto. 8056432-4									
C.A.P.E. EQUIPO	SERVICIO	FLUJO LÍQUIDO		CONDICIONES DE OPERACION										C.A.R.V.A.		M.A.S.T.R.E.L.E.N.M.U.		T I P O	M B @ °C/ Cm	MATERIALES		MATERIALES USADOS EN CONSTRUCCION	MATERIALES USADOS EN OPERACION	MATERIALES USADOS EN OPERACION			
		TUBOS		CARCAZA					TUBOS					TUBOS		FLUJOS				CARCAZA	TUBOS				CARCAZA	TUBOS	
		FLUJO LÍQUIDO CARCAZA	FLUJO LÍQUIDO TUBOS	FLUJO ORG/HR	T °C	%	P. max kg/cm ²	P. op kg/cm ²	FLUJO ORG/HR	T °C	%	P. max kg/cm ²	P. op kg/cm ²	T °C	P. max kg/cm ²	P. op kg/cm ²	TEMPERATURA MEDIADA										L
CC-1 (8)	PRECALEFADOR DE GASEO DEL METANOL	HIDROGENO VAPOR	8945	398	309	43	0.7	2813	252	316	24	0.7	414	47	330	27	0.38	-	-	-	BEU	0.0002	0.0002	SA-330-P12	SA-215-T12	-	H ₂
CC-2	INTERCAMBIADOR GASEO-FLUENTE DEL METANOL	HIDROGENO HIDROGENO	2815	38	288	26	0.7	2815	360	10	23	0.7	303	31	375	26	1.495	-	-	-	BEU	0.0002	0.0002	SA-330-P12	SA-215-T12	H ₂	H ₂
CC-3 (8)	CALEFADOR DEL FLUENTE DEL METANOL	AGUA DE EMP HIDROGENO	2813	192	38	22	0.7	78193	32	46	6	0.7	230	25	61	7	1.099	-	-	-	ALS	0.0002	0.0008	SA-179	SA-106-B	H ₂	-
CC-4	POST-CALEFADOR DEL COMPRESOR	HIDROGENO AGUA DE EMP	33149	32	46	4	0.7	2716	114	38	39	0.7	61	7	131	43	0.489	10	-	10	BEU	0.0008	0.0002	SA-179	SA-106-B	-	H ₂
CC-5	CALEFADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	HIDROGENO VAPOR	623	399	252	43	0.7	878	10	288	14	0.7	414	47	303	17	0.312	10	-	10	BEU	0.0002	0.0002	SA-330-P12	SA-215-T12	-	H ₂
CC-6	CALEFADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	HIDROGENO AGUA DE EMP	24328	32	46	4	0.7	969	298	38	12	0.7	61	7	303	15	0.293	10	-	10	BEU	0.0008	0.0002	SA-330-P12	SA-215-T12	-	H ₂

NOTAS: 1- LOS FLUJOS INDICADOS CORRESPONDEN A LOS FLUJOS TOTALES DEL SERVICIO
2- EL CAMBIADOR ESTA DISEÑADO PARA OPERAR CON MINIMA CANTIDAD DE CO₂ CON EL CATALIZADOR PARCIALMENTE DEACTIVADO
NORMALMENTE FUERA DE OPERACION
3- EL CAMBIADOR ESTA DISEÑADO PARA OPERAR EN CONDICIONES NOMINALES CUANDO PRESENTE LA MAXIMA CANTIDAD DE CO₂



FACULTAD DE QUIMICA

TEMS PROFESIONAL

FERNANDO MANZANILLA REGRETE

Nº de Cto B084432-4

DIAGRAMA	NUMERO DE CORRIENTE	SERVICIO	FICRE	FLUJO		PRESION				TEMPERATURA		OBSERVACIONES
				Kg / h		Kg/cm ² man		°C				
				MAX	NOR	MAX	NOR	VEN	MAX	NOR	VEN	
4.1	1	HIDROGENO DE PLANTA DE ETILENO		2815	1888		28.0				38	
4.1	2	PURGA DE HIDROGENO DE REACCION		1548	829		29.7				10	
4.1	3	HIDROGENO A GAS COMBUSTIBLE		1561	837		9.5				26	
4.1	4	HIDROGENO PURIFICADO		2672	1603		38.9				38	
4.1	5	HIDROGENO A CC-2		2815	1888		25.1				38	
4.1	6	HIDROGENO A CC-1		2815	1888		24.4		380	288	252	TEMP MAX (2 % mol CO) TEMP MIN (0.8 % mol CO)
4.1	7	HIDROGENO AL METANADOR ME-1		2815	1888		23.7		316			TEMP MAX (CATALIZADOR PARCIALMENTE DESACTIVADO)
4.1	8	EFLUENTE DEL METANADOR A CC-2		2815	1888		2.5		460	360	324	TEMP MAX (2 % mol CO) TEMP MIN (0.5 % mol CO)
4.1	9	HIDROGENO AL CC-3		2815	1888		22.3		182	110		TEMP MAX (2 % mol CO)
4.1	10	HIDROGENO AL SEPARADOR SH-2		2815	1888		21.6				38	
4.1	11	HIDROGENO AL COMPRESOR CH-1/A		2718	1529		21.8				38	
4.1	12	AGUA DE SH-1 A DESFOQUE		99	98		21.6				38	
4.1	13	HIDROGENO AL CC-4		2715	1829		38.4				116	
4.1	14	HIDROGENO AL SEPARADOR SH-2		2715	1829		38.7				38	
4.1	15	HIDROGENO AL SEPARADOR SH-3		2697	1618		38.7				38	
4.1	16	PURGA DE HIDROGENO A CC-5		878	527		13.7				10	
4.1	17	PURGA DE HIDROGENO A CH-1A/B		878	527		13.0				288	
4.1	18	PURGA DE HIDROGENO A CC-6		909	581		11.9				288	
4.1	19	PURGA DE HIDROGENO A SH-3		869	501		11.3				38	
4.1	20	PURGA DE HIDROGENO DE SH-3		890	534		11.3				38	
4.1	21	AGUA DE SH-3 A DESFOQUE		79	79		11.3				38	
4.1	22	AGUA DE SH-2 A DESFOQUE		18	18		38.7				38	

NOTAS

(1) FLUJO MAXIMO IGUAL A FLUJO NORMAL

**4.8 SERVICIOS AUXILIARES,
AGENTES QUIMICOS Y
CATALIZADORES**



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

SERVICIOS AUXILIARES

TESIS PROFESIONAL
FERNANDO MANZANILLA NEGRETE
PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

NO. DE CUENTA 8054432-4
HOJA 1 DE 2

SERVICIO VAPOR DE ALTA PRESION

CONDICIONES DE SUMINISTRO TEMPERATURA 399°C, PRESION 43.5 KG/CM² MAN

CONDICIONES DE RETORNO VAPOR DE MEDIA, TEMPERATURA 280°C, PRESION 19.0 KG/CM² MAN.

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO KG/HR	
		NORMAL	MAXIMO
CC-1	PRECALENTADOR DE CARGA AL METANADOR		6945
CC-5	CALENTADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION	623	-
T O T A L		623	6945



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

SERVICIOS
AUXILIARES

TESIS PROFESIONAL

NO. DE CUENTA 8054432-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

HOJA 2 DE 2

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

SERVICIO AGUA DE ENFRIAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO TEMPERATURA 32°C, PRESION 4.2 KG/CM² MAN

CONDICIONES DE RETORNO TEMPERATURA 46°C MAX., PRESION 2.03 KG/CM² MAN MIN.

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO LPM	
		NORMAL	MAXIMO
CC-3	ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL METANADOR.		577
CC-4	POST.ENFRIADOR DEL COMPRESOR		555
CC-5	ENFRIADOR DE HIDROGENO DE REGENERACION.		408
TOTAL :			1540



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

REQUISITOS DE ENERGIA
ELECTRICA PARA
EQUIPO DE PROCESO

TESIS PROFESIONAL

NO. DE CUENTA 8054437-4

FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

HOJA 1 DE 1

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

CLAVE	DESCRIPCION	VOLTAJE	FASES	POTENCIA	
				KW OPERACION	KW INSTALADOS
CH-1/R	COMPRESOR DE HIDROGENO	440	3	477	
TOTAL				477	



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

AGENTES QUIMICOS
Y CATALIZADORES

TESIS PROFESIONAL
FERNANDO MANZANILLA NEGRETTE

NO. DE CUENTA 8054432-4
HOJA 1 DE 2

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

CATALIZADOR DE METANACION (3)

CLAVE	SERVICIO	CONSUMO (KG)
ME -1	METANADOR	3558 (1)
ME -1	METANADOR	890 (2)

SOPORTE DE LECHOS EMPACADOS (4)

CLAVE	SERVICIO	CONSUMO (M ³)
DH-1/A,B	DESHIDRATADORES DE HIDROGENO	0.68 (5)
ME -1	METANADOR	1.33 (6)
ME -1	METANADOR	1.02 (7)

NOTAS

- (1) REQUERIMIENTO POR CARGA
- (2) REPOSICION ANUAL PROMEDIO
- (3) TIPO G-65 UNITED CATALYST, ING.
- (4) ALUMINA TABULAR
- (5) ESFERAS DE 3/8" DIAM.
- (6) ESFERAS DE 1/2" DIAM.
- (7) ESFERAS DE 3/4" DIAM.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

AGENTES QUIMICOS
Y CATALIZADORES

TESIS PROFESIONAL
FERNANDO MANZANILLA NEGRETE

NO. DE CUENTA 8054432-4

HOJA 2 DE 2

PLANTA DE PURIFICACION DE HIDROGENO

MALLA MOLECULAR

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CONSUMO (KG)</u>
DH-1/A,B	DESHIDRATADORES DE HIDROGENO	4500 (2)
DH-1/A,B	DESHIDRATADORES DE HIDROGENO	1125 (3)

N O T A S

- (1) MALLA MOLECULAR TIPO 4A EXTRUDADOS DE 1.6 MM
- (2) REQUERIMIENTO POR CARGA
- (3) REPOSICION ANUAL PROMEDIO

CONCLUSIONS.

CAPITULO CINCO

CONCLUSIONES

EN ESTE TRABAJO SE HAN SELECCIONADO LOS PROCESOS MÁS FACILIBLES PARA LA PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO, CONTENIENDO -- MONÓXIDO DE CARBONO COMO IMPUREZA; PROFUNDIZANDO LO MÁS POSIBLE TANTO EN LOS ASPECTOS CUALITATIVOS COMO CUANTITATIVOS DE CADA UNO DE ELLOS, CON EL OBJETO DE LLEVAR A -- CABO LA SELECCIÓN ÓPTIMA DEL PROCESO, BAJO EL PUNTO DE -- VISTA TÉCNICO-ECONÓMICO.

EL PRINCIPAL OBSTÁCULO QUE SE PRESENTÓ EN EL DESARROLLO DEL PRESENTE ESTUDIO, FUE LA ESCASA INFORMACIÓN DE PROCESOS EXISTENTES PARA LA ELIMINACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO DE CORRIENTES GASEOSAS, YA QUE LA MAYORÍA DE ELLOS -- SON PATENTADOS Y NO SE CUENTA CON INFORMACIÓN ADECUADA -- PARA SU ANÁLISIS; OTROS SE ENCUENTRAN EN ETAPA DE EXPERIMENTACIÓN Y LOS MENOS SON DEL DOMINIO PÚBLICO.

PARTIENDO DEL ANÁLISIS DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS, SE DETERMINA QUE AMBOS OPERAN SATISFACTORIAMENTE PARA LA -- ELIMINACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO DE CORRIENTES GASEOSAS; SIN EMBARGO, DEBIDO A QUE EN MÉXICO SE CUENTA CON VARIAS PLANTAS DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO POR EL PROCESO DE -- METANACIÓN, HACE QUE EXISTA MANO DE OBRA CALIFICADA PARA OPERARLAS, LO QUE NO SUCEDE CON EL PROCESO PSA, EL CUAL ADEMÁS DE SER MAS COMPLEJO EN SU OPERACION, NO SE CUENTA CON NINGUNA PLANTA INSTALADA EN MÉXICO

SE OBSERVA, QUE AUNQUE EL PROCESO PSA ELIMINA TOTALMENTE EL MONÓXIDO DE CARBONO DE LA CORRIENTE DE GAS, TIENE LA GRAN DESVENTAJA DE PERDER GRANDES CANTIDADES DE HIDRÓGENO EN LA ETAPA DE DESPREZURIZACIÓN, LO QUE NO SUCEDE EN EL PROCESO DE METANACIÓN, YA QUE SE REQUIERE SOLO DE UNA PEQUEÑA PORCIÓN, QUE REACCIONA CON EL MONÓXIDO DE CARBONO PARA PRODUCIR METANO.

TOMANDO EN CUENTA QUE EL PROCESO PSA RESULTA SER MAS ATRACTIVO POR INVERSIÓN QUE EL PROCESO DE METANACIÓN, PUDIERA PENSARSE QUE ES EL MAS ADECUADO PARA EL PROPÓSITO DE ESTE ESTUDIO, SIN EMBARGO, CONSIDERANDO LAS POLÍTICAS GUBERNAMENTALES ACTUALES DE AHORRO DE DIVISAS Y MÁXIMA INTEGRACIÓN NACIONAL, TIENE LOS INCONVENIENTES DE SER UN PROCESO LICENCIADO POR UNION CARBIDE, LO CUAL IMPLICA PAGO DE REGALÍAS, IMPORTACIÓN DEL EQUIPO Y ASESORAMIENTO EXTRANJERO EN EL ARRANQUE Y OPERACIÓN DE LA PLANTA. ESTE PUNTO ES DE VITAL IMPORTANCIA YA QUE EL PAÍS REQUIERE INCREMENTAR SU DESARROLLO CIENTÍFICO, ELIMINANDO DE TAL SUERTE LAS IMPORTACIONES DE TECNOLOGÍA Y EQUIPO QUE TANTO PERJUDICAN A LA ECONOMÍA MEXICANA.

POR LO ANTERIORMENTE EXPUESTO, SE RECOMIENDA AMPLIAMENTE EL SISTEMA DE METANACIÓN Y SECADO PARA LOS REQUERIMIENTOS DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO DEL PRESENTE ESTUDIO, ASÍ COMO PARA LA MAYORÍA DE LOS PROCESOS PETROQUÍMICOS EN LOS CUALES SE EMPLEA HIDRÓGENO PURIFICADO COMO MATERIA PRIMA, YA QUE COMO SE OBSERVA EN EL ANÁLISIS ECONÓMICO, EL SISTEMA DE METANACIÓN Y SECADO TIENE LA TASA INTERNA DE RETORNO (TIR) MAS FAVORABLE, LO QUE IMPLICA UNA RECUPERACIÓN MAS PRONTA DEL CAPITAL, HACIENDO MAS RENTABLE SU INVERSIÓN.

CAPITULO SEIS

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

LIBROS :

KOHL ARTHUR & RIESFENFIELD FRED. "GAS PURIFICATION".
GULF PUBLISHING COMPANY, 3A. EDICIÓN, 1979

PETERS MAX & TIMERHAUS KLAUS, "PLANT DESIGN & ECONOMICS FOR
CHEMICAL ENGINEERS". Mc.GRAW HILL COMPANY, 3A. EDICIÓN -
1980.

GRANT EUGENE, IRESON W. & LEAVENWORTH R. "PRINCIPIOS DE --
INGENIERÍA ECONÓMICA, Ed. CECSA, 1A. EDICION EN ESPAÑOL. -
1980.

EVANS FRANCK JR. "EQUIPMENT DESIGN HANDBOOK", ED. GULF PUBLI
SHING HOUSTON, TEXAS. VOL. 1 Y 2, 1974.

LOVE SIDNEY "PLANNING AND CREATING SUCCESSFUL ENGINEAREN -
DESIGNS", VAN NOSTRAND REINHOLD COMPANY, 1ST EDITION, 1980.

"ENCYCLOPAEDIA OF SCIENCE & TECHNOLOGY, Mc. GRAW HILL - -
COMPANY, VOL. 10,

KIRK 7 OTHMER. "ENCICLOPAEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY", - -
Mc. GRAW HILL COMPANY, VOL. 18

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, "ENGINEERING DATA -
BOOK" 9A, EDICIÓN, 1972.

KERN DONALD. "PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR", EDITORIAL CONTINENTAL, 11A. EDICIÓN EN ESPAÑOL 1977.

PERRY ROBERT & CHILTON CECIL. "CHEMICAL ENGINEERS HAND BOOK", Mc. GRAW HILL COMPANY, 5A. EDICIÓN.

TAYLOR GEORGE. "INGENIERÍA ECONÓMICA ". ED. LIMUSA, 1980.

GUENTHER "INTRODUCCIÓN A LA INFERENCIA ESTADÍSTICA". ED. -- Mc. GRAW HILL, 2A. EDICIÓN 1980.

RICHARDSON ENGINEERING SERVICES, INC. "THE RICHARDSON RAPID SYSTEM PROCESS PLANT CONSTRUCTION ESTIMATING STANDARDS", - VOL. 3 Y 4.

PUBLICACIONES :

BERGBAU & FORSCHUNG. "SEPARATING HYDROGEN FROM CO, HYDROCARBONS & OTHER CONTAMINANTS. CHEMICAL ENGINEERING, VOL. 92 , No. 17.

LEHMAN L. CRYOGENIC PURIFICATION OF HYDROGEN" ENERGY - PROGRESS, VOL. 3, No. 1.

SHELL W. & HOUSTON C. "PROCESS GAS WITH SELECTIVE MENBRANES" HYDROCARBON PROCESS, VOL. 61, No. 9

SHELL W. & HOUSTON C. " SEPARATION TECHNIQUES SPIRAL-WOUND - PERMEATORS FOR PURIFICATION & RECOVERY" CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS, VOL. 78, No. 10.

STEWART H. I HECK J. "PRESSURE SWING ADSORPTION" CHEMICAL - ENGINEERING PROGRESS, VOL. 65 No. 9

ALLEN D & YEN W. "METHANATOR DESIGN & OPERATION" CHEMICAL -- ENGINEERING PROGRESS, VOL. 69 No. 1

CASTRO A, Y SCELZA G, "CHLORINE ADJUSTMENT IN AL_2O_3 & NAFTA REFORMING CATALYSTS". APPLIED CATALYSTS. VOL. 6, 1983.

HYSIV & PLYBED PSAS SYSTEMS. "HIDROGEN RECOVERY & PURIFICATION" UNION CARBIDE.

LEPRINCE P. "SYNTHETIC FIBER FEEDSTOCKS" INSTITUTE FRANCAIS DU PETROLE. HYDROCARBUN PROCESSING. JULY, 1971.

PIQUE G. "DESARROLLO DE MEMBRANAS DE BAJA PRESIÓN" FLUID - - SYSTEMS DIVISION UOP, INC.

HAASE R. & DUKE P. "CO RECOVERY & PURIFICATION" HYDROCARBON - PROCESSING MARCH, 1982.

DONNELLY R. & MODELL M. "MODELING CHEMISORPTION KINETICS: -- CARBON MONOXIDE ON POLYCRYSTALLINE PLATINUM" JOURNAL OF - - CATALYSTS. VOL. 52, 1978.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. "DESHIDRATACIÓN CON DESECAN TES SÓLIDOS". MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO. VOL. 13, 1981.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. "MANUAL DE RECIPIENTES Y - MALLAS SEPARADORAS" MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO, VOL. 4, 1981.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. "CATÁLOGO DE FABRICANTES Y - ARTÍCULOS DE FILTROS". VOL. 28 Y 29, 1972.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. "TECNOLOGÍA DE PLANTAS DE - HIDRÓGENO Y AZUFRE. VOL. 51, 1972.

NUÑEZ JIMENEZ Y FERNANDEZ VERTTI. "EVALUACIÓN FINANCIERA Y - ECONÓMICA: APLICACIÓN DE CASOS. PROFESIONAL CICM. MÉXICO 1982.

ROWLES H. & NICHOLAS D. "CRYGENIC HYDROGEN PURIFICATION FOR REFINERS" ENERGY PROGRESS, VOL. 6, No. 1

HASLAM M. "WICH CYCLE FOR HYDROGEN RECOVERY" HYDROCARBON PROCESSING", MARCH 1972.

TESIS :

AVELLA MARTINEZ JORGE A. FAC. DE QUÍMICA UNAM, MÉXICO 1986.