

00568
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE
MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

2Ej



Universidad Nacional
Autónoma de México

" OPTIMIZACION DE PROCESOS EN LA INGENIERIA DE PROYECTOS
USANDO FUNCIONES DE DISPONIBILIDAD "

T E S I S

PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN CIENCIAS
EN INGENIERIA QUIMICA
(OPCION PROYECTOS)

PRESENTA

DAVID GUTIERREZ CRUZ

MEXICO, D.F.

1995

FALLA DE ORIGEN



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.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: DR. CARLOS ESCOBAR TOLEDO

VOCAL: DR. ENRIQUE BAZUA RUEDA

SECRETARIO: DR. SERGIO TREJO MARTINEZ

1o. SUPLENTE: DR. MARIO BRAVO MEDINA

2o. SUPLENTE: DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO

SITIO DONDE SE DESARROLLO LA TESIS:

FACULTAD DE QUIMICA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO.

SUSTENTANTE:


DAVID GUTIERREZ CRUZ

ASESOR DEL TEMA:


CELESTINO MONTIEL MALDONADO



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

México D. F. a 8 de Agosto de 1994.

DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO
Coordinador de la Maestría
en Ingeniería de Proyectos.
Facultad de Química.

P R E S E N T E

Estimado Dr. Landgrave:

Por medio de la presente me permito informar a usted, que después de haber revisado el trabajo de Tesis Titulado "Optimización de Procesos en la Ingeniería de Proyectos Usando Funciones de Disponibilidad", el cual estuve asesorando y que fue realizado por el Ing. David Gutiérrez Cruz. Doy mi aprobación para que se proceda con los trámites correspondientes para que el Ing. Gutiérrez, pueda obtener el Grado de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química (Opción Proyectos).

Sin otro particular, aproveché la ocasión para enviarle cordiales saludos.

ATENTAMENTE


ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO.

México D. F. a 18 de agosto de 1994.

DR. ALEJANDRO PISANTY BARUCH
Jefe de la División de Estudios de Posgrado
Facultad de Química.
P R E S E N T E

Por medio de la presente le informo a usted que después de haber revisado el trabajo de Tesis titulado " Optimización de Procesos en la Ingeniería de Proyectos Usando Funciones de Disponibilidad " realizado por el Ing. David Gutiérrez Cruz; doy mi voto aprobatorio para que se proceda con los trámites de examen de Grado.

ATENTAMENTE



DR. CARLOS ESCOBAR TOLEDO

México D. F. a 18 de AGOSTO de 1994.

DR. ALEJANDRO PISANTY BARUCH

Jefe de la División de Estudios de Posgrado

Facultad de Química.

P R E S E N T E

Por medio de la presente le informo a usted que después de haber revisado el trabajo de Tesis titulado " Optimización de Procesos en la Ingeniería de Proyectos Usando Funciones de Disponibilidad " realizado por el Ing. David Gutiérrez Cruz; doy mi voto aprobatorio para que se proceda con los trámites de examen de Grado.

ATENTAMENTE



DR. ENRIQUE BAZUA RUEDA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

México D.F. a 13 de octubre de 1994.

DR. ALEJANDRO PISANTY BARUCH
JEFE DE LA DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE QUIMICA
PRESENTE.

Por medio de la presente le informo a usted que después de haber revisado el trabajo de Tesis titulado "Optimización de Procesos en la Ingeniería de Proyectos Usando Funciones de Disponibilidad" realizado por el Ing. David Gutiérrez Cruz; doy mi voto aprobatorio para que se proceda con los trámites de examen de Grado.

ATENTAMENTE

DR. SÉRGIO TREJO MARTÍNEZ

México D. F. a 18 de Agosto de 1994.

DR. ALEJANDRO PISANTY BARUCH

Jefe de la División de Estudios de Posgrado

Facultad de Química.

P R E S E N T E

Por medio de la presente le informo a usted que después de haber revisado el trabajo de Tesis titulado " Optimización de Procesos en la Ingeniería de Proyectos Usando Funciones de Disponibilidad " realizado por el Ing. David Gutiérrez Cruz; doy mi voto aprobatorio para que se proceda con los trámites de examen de Grado.

ATENTAMENTE



DR. MARIO BRAVO MEDINA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

México D. F. a 5 de Septiembre de 1994.

DR. ALEJANDRO PISANTY BARUCH

Jefe de la División de Estudios de Posgrado

Facultad de Química.

P R E S E N T E

Por medio de la presente le informo a usted que después de haber revisado el trabajo de Tesis titulado " Optimización de Procesos en la Ingeniería de Proyectos Usando Funciones de Disponibilidad " realizado por el Ing. David Gutiérrez Cruz; doy mi voto aprobatorio para que se proceda con los trámites de Examen de Grado.

ATENTAMENTE


DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO

AGRADECIMIENTOS

El autor desea hacer patente su profundo agradecimiento a su Director de Tesis, Ing. Celestino Montiel Maldonado, por su paciencia, dedicación y orientación para que este trabajo se culminara, cubriendo todos los aspectos trazados en los objetivos iniciales.

Y en forma especial el autor desea expresar su más atento agradecimiento a la Facultad de Química, División de Estudios de Posgrado de la Universidad Nacional Autónoma de México, por permitir el uso de sus instalaciones (Cubículos, Equipo de Cómputo, Impresoras, Software, Simuladores de Proceso, etc.) para llevar a cabo este trabajo.

También una mención especial para el Ing. José Antonio Ortiz Ramírez y Dr. Julio Landgrave Romero, profesores y Coordinadores de la Maestría, por sus Consejos, Apoyo y uso de su equipo de trabajo de la Facultad.

Finalmente, un agradecimiento general a mis profesores de la Maestría por la transmisión valiosa de sus conocimientos.

DEDICACION.

Deseo dedicar este trabajo de manera especial a:

**Ma. de los Angeles, por todo su apoyo, amor,
paciencia y orientación que me ha brindado para
llevar a cabo la culminación de este trabajo.**

**A mis padres y hermanos, por el cariño que me
han tenido.**

INDICE GENERAL

Pag

AUTORIZACION	I
AGRADECIMIENTOS	II
DEDICACION	III
CONTENIDO (INDICE GENERAL)	IV
INDICE DE FIGURAS	VII
INDICE DE TABLAS	X
CAPITULO I GENERALIDADES	1
1.1 INTRODUCCION	1
1.2 ANALISIS Y REVISION DE LAS PRINCIPALES UNIDADES DE PROCESO CON RELACION A LA CONSERVACION DE LA ENERGIA	6
1.2.1 CONSERVACION DE LA ENERGIA EN EL DISEÑO DE REACTORES	6
1.2.2 CONSERVACION DE LA ENERGIA EN PROCESOS DE SEPARACION	7
▣ DESTILACION	9
▣ OTRAS TECNICAS DE SEPARACION	16
1.2.3 CONSERVACION DE LA ENERGIA EN EL INTERCAMBIO DE CALOR	17
▣ REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR	18
▣ SOBREDISEÑO	19
▣ SELECCION APROPIADA DE DIFERENCIALES DE PRESION Y DE TEMPERATURA	19
▣ GRADIENTE OPTIMO DE TEMPERATURA	19
▣ USO DEL CALOR DE DESECHO EN REHERVIDORES	20
▣ OPERACION DE INTERCAMBIO DE CALOR ENTRE CORRIENTES CALIENTES Y FRIAS (TECNOLOGIA DEL " PINCH. ")	21
▣ EL REHERVIDOR	22
▣ GRADIENTES OPTIMOS DE PRESION	24
1.2.4 CONSERVACION DE LA ENERGIA EN LA OPERACION DE SECADO	26
1.2.5 CONSERVACION DE LA ENERGIA EN SISTEMAS CON CAMBIO DE PRESION	26
▣ BOMBAS	26
▣ COMPRESORES	28

CAPITULO II. ANALISIS DE LOS PRINCIPALES CONCEPTOS	
TERMODINAMICOS	30
II.1 CONCEPTO DE DISPONIBILIDAD TERMODINAMICA (EXERGIA, ESSERGIA)	30
II.2 CONCEPTO DE TRABAJO PERDIDO	34
II.3 CONCEPTO DE EFICIENCIA TERMODINAMICA	44
II.4 EJEMPLO DE APLICACION DEL ANALISIS TERMODINAMICO	49
CAPITULO III. SIMULACION, ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE ETILENO	
▣ INTRODUCCION	60
▣ DESCRIPCION DEL PROCESO	62
▣ ESQUEMA DE LA SECUENCIA DE FLUJO PARA EL ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE ETILENO	77
▣ ANALISIS GRAFICO DE RESULTADOS	82
▣ ANALISIS ENERGETICO POR CORRIENTE	94
▣ RESULTADOS FINALES	99
▣ ESQUEMAS DE LOS SISTEMAS ANALIZADOS ENERGETICAMENTE	100
▣ ANALISIS DE RESULTADOS DE LA EVALUACION TERMODINAMICA	109
CAPITULO IV. SIMULACION, ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE AMONIACO	
▣ INTRODUCCION	111
▣ DESCRIPCION DEL PROCESO	112
▣ ESQUEMA DE LA SECUENCIA DE FLUJO PARA EL ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE AMONIACO	121
▣ ANALISIS ENERGETICO POR CORRIENTE	126
▣ RESULTADOS FINALES	129
▣ ESQUEMAS DE LOS SISTEMAS ANALIZADOS ENERGETICAMENTE	130
▣ ANALISIS DE RESULTADOS DE LA EVALUACION TERMODINAMICA	133
CAPITULO V. PROPUESTA PARA EL MEJORAMIENTO DEL APROVECHAMIENTO DE LA ENERGIA PARA LA PLANTA DE ETILENO	
▣ PROPUESTA DE MODIFICACION PARA EL AUMENTO DE LA EFICIENCIA EN LA PLANTA PRODUCTORA DE ETILENO	135
▣ BALANCE DE MATERIA Y DE ENERGIA	137
▣ ESQUEMAS DE DIAGRAMAS DE FLUJO ESTABLECIDOS PARA LA PROPUESTA DE MEJORA	146
▣ ANALISIS GRAFICO DE RESULTADOS	151

▣ ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA PARA LA PROPUESTA DE MEJORA POR CORRIENTE	163
▣ TABLA FINAL DE RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO	164
▣ ESQUEMAS DE LOS SISTEMAS	165
▣ ANALISIS DE COSTOS	169
CAPITULO VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	175
BIBLIOGRAFIA	177
NOMECLATURA	183
APENDICE A. MODELO PARA EL HORNO DE PIROLISIS	A-1
APENDICE B. MODELO PARA EL CONVERTIDOR DE AMONIACO	B-1
APENDICE C. TECNICAS DE SIMULACION Y OPTIMIZACION DE PROCESOS	C-1
APENDICE D. BALANCE DE MATERIA Y DE ENERGIA PARA LA PLANTA DE ETILENO	D-1
APENDICE D. BALANCE DE MATERIA Y DE ENERGIA PARA LA PLANTA DE AMONIACO	E-1

INDICE DE FIGURAS

	Pag
Figura No. 1. Comparación de costos en tuberías por aumento en la caída de presión	3
Figura No. 2. Comparación de costos en intercambiadores de calor a causa de altas caídas de presión	4
Figura No. 3. Comparación del aumento en los costos a causa de malos aislamientos	4
Figura No. 4. Comparación del aumento en los costos de operación en una columna de destilación a causa de altas relaciones de reflujo	5
Figura No. 5. Grafica que representa la recuperación de costos usando calores de desecho	5
Figura No. 6. Grafica que representa los precios de venta comerciales de algunos materiales de alta pureza	8
Figura No. 7. Esquema de un rehervidor y de un condensador intermedio (Ejemplo de bombas caloríficas)	15
Figura No. 8. Esquema de una red simple de intercambio de calor	18
Figura No. 9. Esquema de acercamiento de temperaturas para el calentamiento con gases de desfogue	21
Figura No.10. Representación del nivel de acercamiento de la temperatura entre corrientes interconectadas	22
Figura No.11. Representación del nivel de acercamiento de la temperatura para un rehervidor convencional	23
Figura No.12. Esquema del efecto de sobrediseño en la capacidad de una bomba de proceso y sus repercusiones sobre la energía demandada.	27
Figura No.13. Ilustración del concepto de disponibilidad termodinámica	31
Figura No.14. Esquema del sistema general o volumen de control para el Análisis de exergia	33
Figura No.15. Ejemplo del sistema de fricción " Bracke "	37
Figura No.16. Representación esquemática de la restauración a su sistema original del equipo de fricción " Bracke "	38
Figura No.17. Diagrama de flujo general para un proceso reversible e irreversible	41
Figura No.18. Esquema de las asignaciones combinadas de la primera y Segunda ley de la Termodinámica para una serie de procesos comunes	43
Figura No.19. Esquema del funcionamiento de un horno en cuanto a la aplicación de diferentes Eficiencias	45
Figura No.20. Esquema de un ejemplo de separación	50
Figura No.21. Esquema de la modificación para el ejemplo de separación	51

Figura No.22. Esquema del diagrama de flujo general para la planta de Etileno	33
Figura No.23. Esquema del reactor de Pirólisis	66
Figura No.24. Esquema del diagrama de flujo para el circuito de calentamiento	66
Figura No.25. Esquema de la sección de compresión	68
Figura No.26. Esquema de la sección de enfriamiento y columna Demetanizadora	76
Figura No.27. Esquema de la columna Destanizadora y col. Absorbedora	71
Figura No.28. Esquema de la columna fraccionadora de Etileno	72
Figura No.29. Esquema de la columna Depropanizadora y columna Debutanizadora	76
Figura No.30. Esquema de la columna fraccionadora de Propileno	76
Figura No.31. Esquema de la secuencia de flujo para el análisis de Exergia de la Planta de Etileno	77
Figura No.32. Perfiles de Concentración para la columna Demetanizadora	82
Figura No.33. Perfiles de Temperatura para la Columna Demetanizadora	83
Figura No.34. Perfiles de Concentración para la Columna Destanizadora	84
Figura No.35. Perfiles de Temperatura para la Columna Destanizadora	85
Figura No.36. Perfiles de Concentración para la Columna Fracc. de etileno	86
Figura No.37. Perfiles de Temperatura para la Columna Fracc. de etileno	87
Figura No.38. Perfiles de Concentración para la Columna Depropanizadora	88
Figura No.39. Perfiles de Temperatura para la Columna Depropanizadora	89
Figura No.40. Perfiles de Concentración para la colum. Fracc. de Propileno	90
Figura No.41. Perfiles de Temperatura para la Colum. Fracc. de Propileno	91
Figura No.42. Perfiles de Concentración para la columna Debutanizadora	92
Figura No.43. Perfiles de Temperatura para la Columna Debutanizadora	93
Figura No.44. Esquema del Diagrama de Flujo de Proceso General para la Síntesis del Amoníaco	113
Figura No.45. Esquema de la Sección de Reacción, Enfriamiento y columna Absorbedora de CO₂ de la Planta de Amoníaco	117
Figura No.46. Esquema de la Sección de Enfriamiento a Baja Temperatura y Sistema de Reacción del Amoníaco	120
Figura No.47. Esquema de la secuencia de flujo para el análisis de Exergia de la Planta de Amoníaco	121
Figura No.48. Esquema de la Columna Demetanizadora y Enfriamiento a baja Temperatura para la propuesta de mejora	146
Figura No.49. Esquema de la columna Destanizadora y col. Absorbedora de Aceites para la Propuesta de Mejora	147
Figura No.50. Esquema de la columna fraccionadora de Etileno para la Propuesta de Mejora	148
Figura No.51. Esquema de la columna Depropanizadora y Debutanizadora para la Propuesta de Mejora	149

Figura No.52. Esquema de la columna Fraccionadora de <i>Propileno</i> para la Propuesta de Mejora	150
Figura No.53. Perfiles de Concentración para la columna Demetanizadora para la Propuesta de Mejora	151
Figura No.54. Perfiles de Temperatura para la columna Demetanizadora para la Propuesta de Mejora	152
Figura No.55. Perfiles de Concentración para la columna Deetanizadora para la Propuesta de Mejora	153
Figura No.56. Perfiles de Temperatura para la columna Deetanizadora para la Propuesta de Mejora	154
Figura No.57. Perfiles de Concentración para la columna fraccionadora de Etileno para la Propuesta de Mejora	155
Figura No.58. Perfiles de Temperatura para la columna Fraccionadora de Etileno para la Propuesta de Mejora	156
Figura No.59. Perfiles de Concentración para la columna Depropanizadora para la Propuesta de Mejora	157
Figura No.60. Perfiles de Temperatura para la columna Depropanizadora para la Propuesta de Mejora	158
Figura No.61. Perfiles de Concentración para la columna fraccionadora de <i>Propileno</i> para la Propuesta de Mejora	159
Figura No.62. Perfiles de Temperatura para la columna fraccionadora de <i>Propileno</i> para la Propuesta de mejora	160
Figura No.63. Perfiles de Concentración para la columna Debutanizadora para la Propuesta de Mejora	161
Figura No.64. Perfiles de Temperatura para la columna Debutanizadora para la Propuesta de Mejora	162
Figura No.A-1. Perfiles de temperatura para la pirólisis del <i>Etano</i>	A-10
Figura No.A-2. Esquema de una relación de coquizado a 300 Kg / cm ²	A-12
Figura No.A-3. Esquema de una relación de coquizado a 500 Kg / cm ²	A-13
Figura No.A-4. Esquema de perfiles de velocidad	A-17
Figura No.A-5. Perfiles mayores para la pirólisis del <i>Etano</i> y reacción del <i>Amoniaco</i> .	A-19
Figura No.B-1. Esquema del convertidor de <i>Amoniaco</i>	B-2
Figura No.B-2. Efectos del Espacio-Velocidad sobre la efectividad del catalizador en la síntesis del <i>Amoniaco</i>	B-6
Figura No.B-3. Efectos del Espacio-Velocidad en la conversión del <i>Amoniaco</i> a una presión de 300 Kg / cm ²	B-7
Figura No.B-4. Efectos del Espacio-Velocidad en la conversión del <i>Amoniaco</i> a una presión de 500 Kg / cm ²	B-7
Figura No.B-5. Grafica para la constante de equilibrio en la síntesis del <i>Amoniaco</i>	B-12
Figura No.C-1. Esquema de un circuito de proceso	C-4

INDICE DE TABLAS

	Pag
Tabla No. 1. Relación de los trabajos para la operación de destilación	9
Tabla No. 2. Relación para la dependencia de la volatilidad sobre la eficiencia como representación en operación de separación	11
Tabla No. 3. Relación para la dependencia de la fracción mol (x) sobre la eficiencia en una operación de separación	11
Tabla No. 4. Tabulación de los efectos de fuerzas impulsoras sobre la eficiencia en una operación de separación	12
Tabla No. 5. Tabulación del impacto económico que causan las ΔP y ΔT en procesos	17
Tabla No. 6. Tabulación de las propiedades termofísicas para el ejemplo de análisis de exergía	51
Tabla No. 7. Tabulación de resultados del cálculo de entalpías y entropías para el ejemplo de aplicación	52
Tabla No. 8. Tabulación de los consumos totales de trabajos para el ejemplo de aplicación	52
Tabla No. 9. Tabulación del balance global de componentes para el ejemplo de aplicación	53
Tabla No. 10. Tabulación de los datos obtenidos del análisis termodinámico para el proceso de separación de Propano-Propileno -Ejemplo de aplicación.	57
Tabla No. 11. Resultados del Análisis Energético por Corriente para la Planta de Etileno	94
Tabla No. 12. Tabla de result. finales del análisis energético para la Planta de Etileno	99
Tabla No. 13. Resultados del Análisis Energético por Corriente para la Planta de Amoníaco	126
Tabla No. 14. Tabla de resultados Finales del Análisis Energético para la Planta de Etileno	129
Tabla No. 15. Comparación de resultados del balance de Materia y de Energía para la Planta de Etileno (Propuesta de Mejora)	137
Tabla No. 16. Resultados del Análisis Energético por Corriente de la Planta de Etileno (Propuesta de Mejora)	163
Tabla No. 17. Resultados Finales del Análisis Energético para la Planta de Etileno (Propuesta de Mejora)	164
Tabla No. 18. Estimado de Costos de los Servicios requeridos (Una comparación entre lo Requerido por la Planta en Operación actual Contra lo Demandado para la Propuesta de Mejora)	169

Tabla No.A-1. Datos Termodinámicos para el reactor de pirólisis	A-3
Tabla No.A-2. Valores de las constantes de equilibrio para la pirólisis del Etano	A-3
Tabla No.A-3. Valores de A_i y E_i para las reacciones de pirólisis del Etano	A-4
Tabla No.A-4. Expresiones para las reacciones cinéticas	A-7
Tabla No.A-1. Características generales de diseño de un Horno de Pirólisis	A-21
Tabla No.B-1. Constantes de Dyson & Simon para el factor de Efectividad	B-4
Tabla No.B-2. Valores de β e γ para el ajuste de la constante de equilibrio en la síntesis del Amoníaco	B-11
Tabla No.C-1. Nomenclatura de derivadas parciales para el modelo del Horno de Pirólisis	C-38
Tabla No.C-11 Notación y cantidad de operaciones para la matriz Hessiana	C-41
Tabla No.D-1. Comparación de resultados del balance de Materia y Energía para la planta de Etileno	D-1
Tabla No.E-1. Comparación de resultados del balance de Materia y Energía para la planta de Etileno	E-1

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1 Introducción.

En gran parte de los procesos de la industria química se involucran operaciones de intercambios de energía en forma de trabajo y calor, situación que origina que los costos de operación tengan un papel importante en el aspecto económico de la empresa. Los costos de operación aumentan día con día, debido a los constantes incrementos en: costos del petróleo, gas natural, combustibles, energía eléctrica y otras fuentes de energía, este problema ha ocasionado que se dedique más atención en una utilización adecuada, contemplando la posibilidad de minimizar su consumo. Estos aumentos también han originado que se centre la atención en lograr ahorro, tanto en los diseños de nuevas plantas como en la operación de las ya existentes, y por otro lado que se trate de incrementar la generación de la misma dentro de la planta con la tendencia hacia la autosuficiencia energética. Muchos de estos proyectos se clasifican como prioritarios, inclusive por arriba del desarrollo de nuevas plantas o ampliaciones de las mismas, Kevin T. S. (1983) y Soffos (1983).

Una solución dentro del planteamiento del ahorro de la energía lo proporcionan los análisis del tipo termodinámico, ya que éstos suministran los medios para determinar los trabajos reversibles (mínimo o máximo) que ocurren en una planta, y que a partir de los cuales se puede calcular la eficiencia de la misma, un procedimiento enfocado a tratar de optimizar la energía en las diferentes plantas, no se tiene implementado en la mayoría de procesos de la industria química Mexicana.

En los últimos diez años se ha observado el incremento de la relación del costo de la energía con referencia a las utilidades netas de las plantas, muchas veces hasta por un factor de 5 : 10, situación que ha dado margen a que se contemplen estudios detallados de la utilización real de la energía, esto junto con la implementación de algoritmos de diseño mas ajustados a la realidad actual.

Muchos de los altos costos por demanda de servicios que aún en la actualidad prevalecen en plantas en operación se debén básicamente a que se empleo en sus diseños modelos tradicionalistas y obsoletos que utilizan dentro de su concepción altos márgenes de seguridad, lo que origina en forma implícita amplios sobrediseños de equipos. Algunos modelos como los citados a continuación frecuentemente son usados, éstos normalmente datan de los años 40 's, y 50's: utilización de altas relaciones de reflujo con rangos de valores de 1.5 a 2.0 con el propósito de tener mayor margen de seguridad en las columnas de destilación (este sobrediseño no sólo causa altos incrementos en el diseño de la columna, sino que afecta grandemente a los restantes equipos adyacentes a ésta, como lo son: bombas, condensadores, rehervidores, tubería, válvulas, etc.), Altas caldas de presión y grandes diferenciales de temperatura tanto en intercambiadores de calor como en sistemas de purificación. En la actualidad con los drásticos incrementos en los precios del petróleo y toda clase de energéticos, se hace necesario realizar correcciones de estos conceptos con el propósito de llevar a cabo ahorro en la industria de proceso, Keenan (1951), Kenney (1984).

Con el ejemplo que se cita a continuación se expone la idea generalizada del concepto del aprovechamiento de la energía, concepto que también permite tener flexibilidad para la evaluación y cuantificación de la eficiencia térmica en una planta química.

El proceso de obtención del ácido nítrico utiliza como alimentación a la planta: aire, agua y metano, siendo éste último, el componente más costoso. El metano se descompone en carbono e hidrógeno que junto con nitrógeno obtenido del aire se hacen reaccionar para obtener amoníaco, el cual es oxidado para convertirse en óxido nítrico. El óxido nítrico a su vez se hace reaccionar nuevamente con aire y agua para obtener el ácido nítrico como producto final. Como se puede observar, en el proceso de ésta síntesis, las materias primas que se alimentaron al proceso, se transformaron por completo, al igual que el hidrógeno o carbono formados en el paso intermedio de la oxidación. El metano que tiene el más alto costo, solo se utilizó en la inicialización del proceso, suministrando la energía necesaria para llevar a cabo la reacción. De aquí se puede emitir alguna observación un tanto subjetiva, ya que según la descripción, el proceso en determinado momento puede requerir el suministro de altos volúmenes de energía y a la vez se pueden tener altas disipaciones de la misma, por lo que es de suma importancia el establecimiento de parámetros de calentamiento y de enfriamiento para tratar de aprovecharse en su máxima concepción y presentar un esquema de ésta síntesis con alto aprovechamiento energético.

A continuación se citan algunas recomendaciones que pueden ser determinantes para lograr el objetivo: Convergencia hacia procesos continuos, selección de catalizadores de alto rendimiento, selección de diseños integrados y más compactos y/o más flexibles; desarrollo de productos de menor consumo energético; mejorar los procesos de intercambio de calor; y mejoramiento en la eficiencia mecánica de equipo rotatorio (Bombas, compresores, sopladores, turbinas, etc.); rearrreglo de unidades de sistemas de enfriamiento y calentamiento en columnas de destilación para que sea autosuficiente en el aspecto energético, modificar las relaciones de reflujo en los diseños de las columnas de destilación. En bombas y compresores, tener presente la opción de usar dispositivos de velocidad variable para ser reguladas de acuerdo a las condiciones que el proceso demanda, evitando el sobrediseño de estos equipos y finalmente considerar la opción de sustituir válvulas reductoras de presión por sistemas de expansores, y utilizar el trabajo generado por estos equipos para aprovecharse en el movimiento mecánico de equipos rotatorios menores o de servicios.

Muchas plantas contemplan secciones anexas de procesos de cogeneración para elevar la conservación de la energía y suprimir altas demandas externas de la misma Sussman (1980) y Gaggioli (1980).

Con el propósito de contar con una mejor perspectiva de lo anteriormente establecido, a continuación se presentan algunas gráficas donde se puede observar el desequilibrio en el costo de producción ó en la demanda de servicios debido a la utilización de modelos no actualizados en los diseños o por altos sobrediseños tanto en, equipos de proceso como en accesorios

básicos, requeridos por el mismo. También se remarcan los factores de diseño referido a un factor de costo de la energía menor a 4.

La gráfica No. 1 muestra la forma exponencial el aumento tanto en el suministro como en el costo de la energía de una planta, debido básicamente al aumento en la caída de presión en las tuberías, muchas veces por poco mantenimiento o por malos diseños, éste aumento es relacionado contra una caída de presión óptima.

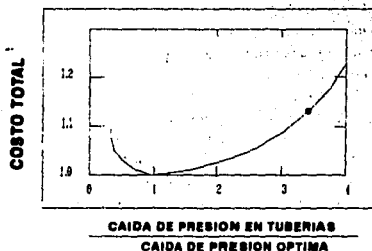


Figura No. 1.- Efectos en el costo de operación de una planta, debido a Altas Caídas de Presión en Tuberías.

Al igual que en la gráfica anterior para la caída de presión en tuberías, en ésta grafica (No. 2) se hace una representación de los efectos sobre Cambiadores de calor, ya sea por el lado de tubos o por el lado de la coraza, presentándose un aumento gradual de caída de presión, muchas veces debido a ensuciamiento y falta de mantenimiento o por altos sobrediseños en las caídas de presión desde el escritorio, repercutiendo sensiblemente en el disparo de los costos de operación.

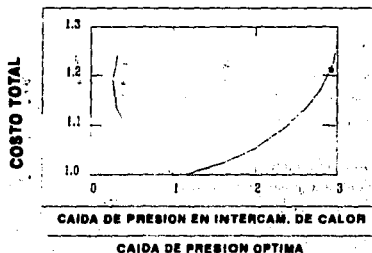


Figura No. 2.- Representación de los Efectos de la Caída de Presión sobre los Costos en Intercambiadores de Calor.

En la Figura No. 3, se presentan los incrementos en los costos de operación que se generan cuando las pérdidas de calor se incrementan sensiblemente, ya sea por falta de mantenimiento en las tuberías, equipo deficientemente aislado o por mal diseño.

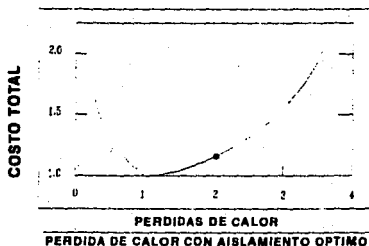


Figura No. 3.- Efectos que se tienen en los Costos Globales por Pérdidas de Calor debido al Diseño de Aislamiento no Óptimo.

En la gráfica No. 4, se representan los aumentos que se generan debido al incremento en la diferencia de reflujo que se retorna a la columna de destilación, éste incremento afecta de manera sensible al costo global de la separación, ya que el aumento se ve reflejado en los equipos adyacentes a la operación de separación.

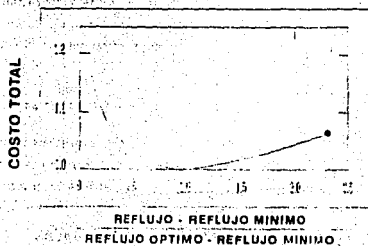


Figura No.4 - Efectos que se presentan sobre los Costos Operacionales debido a los sobrediseños en las relaciones de reflujo de columnas de destilación.

Finalmente en la gráfica No. 5, se esquematiza los altos beneficios que se tendrían con el uso térmico de calores de desecho, esto se ve reflejado en la disminución sensible del costo, conforme la curva se acerca a una eficiencia máxima.

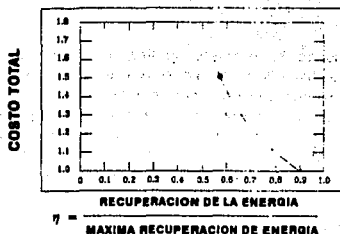


Figura No. 5.- Gráfica de los beneficios que se tienen por la recuperación de energía a través de calores de desecho.

1.2. Análisis y Revisión de las Principales unidades de Proceso con Relación a la Conservación de la Energía

En éste inciso se procede a efectuar un análisis de las posibles deficiencias que se pueden encontrar en el momento de realizar los diseños de los principales equipos que constituyen una planta química, debido a la utilización de modelos y algoritmos no actualizados. Por otra parte, también se presentan las posibles repercusiones que se tienen sobre la eficiencia global de la planta a causa de las altas pérdidas en energía, Steinmeyer (1983).

1.2.1. Conservación de la Energía en el Diseño de Reactores.

Normalmente la forma apropiada de tener un diseño que utilice la mínima energía para efectuar una reacción, es aquel que se determina por la selección de materiales y la elección del sistema catalítico apropiado, por otra parte, si el proceso permite la libertad de selección de temperatura de reacción, tiempo de residencia y diluyentes, es factible que se incremente la oportunidad de tener una reducción significativa del uso de la energía y una mejor selectividad

de los productos. Por otro lado, cuando no se cuenta con alguna de las anteriores alternativas se recurre a la opción de optimizar el sistema de intercambio de calor.

A continuación se presentan algunas alternativas que ayudan a elevar la eficiencia:

Maximización de la producción. Frecuentemente una sencilla y excelente contribución a la reducción en el costo de la energía, se refiere a la optimización del producto especificado, ya que esto permite una reducción sustancial de la cantidad de material que se debe recircular, y que nuevamente deberá ser calentado y/o enfriado, repercutiendo en la simplificación de los procesos de separación al final del proceso. En promedio casi toda la industria química, utiliza tanta energía como materia prima se procesa, lo que significa en forma directa, usos de: energía eléctrica, de combustibles y otros consumibles que el proceso demande.

Optimización de la Temperatura. La temperatura normalmente queda sujeta a consideraciones de producción, teniéndose que para una reacción endotérmica es necesario seleccionar el calor a la temperatura de operación inferior, por el contrario en una reacción exotérmica se debe operar (y remover el calor) a la temperatura más alta posible, Denbigh (1982). En una reacción exotérmica se tiene una pérdida de trabajo potencial, el cual es directamente proporcional al cambio en la energía libre (ΔG_{Tr}), donde todos los reactantes son precalentados a la temperatura de reacción (T_r) y todos recuperan calor a la temperatura de salida T_s .

La expresión correspondiente que representa el anterior concepto es:

$$\text{Trabajo perdido} = \Delta G_{Tr} (T_o / T_r) \quad (1)$$

Para reacciones exotérmicas elevadas, como por ejemplo, una oxidación, la región dominante para las pérdidas energéticas con respecto al proceso completo, es el proceso mismo.

Precalentamiento de la alimentación y recuperación de calor. Objetivo de este proceso, es el de acondicionar a los reactantes a la temperatura de reacción pretendiendo minimizar los costos en los servicios para tratar de obtener la máxima recuperación de calor derivado del proceso, es decir, utilizar la máxima energía de los " Calores de Desecho " ó mejor conocidos como calores disipados, que normalmente pueden ceder energía debido a su alta temperatura, estos calores pueden ser absorbidos

mediante un arreglo apropiado de intercambio de calor. Algunas veces los criterios de control ó las condiciones de seguridad dictaminan las bases del intercambio. El impacto del precalentamiento de la alimentación siempre requiere de análisis detallado. En una reacción exotérmica es factible que el reactor actúe como la llamada " bomba de calor ".

El ejemplo más común se contempla en el precalentamiento del aire de combustión que alimenta a un horno.

Reactores Continuos Vs. Reactores Batch. Normalmente los reactores continuos consumen menos energía debido principalmente a las múltiples oportunidades de intercambio de calor con otras unidades del proceso. Algunas veces los ahorros o minimizaciones del uso de la energía se presenta en mayor proporción en corrientes posteriores, es decir, en las unidades de separación que en el mismo sector de reacción. En los reactores del tipo batch, el Ingeniero de Proceso deberá tener cuidado en su diseño, así como una revisión detallada en su sistema de refrigeración utilizado para la remoción del calor. Frecuentemente el proceso se diseña para el manejo de poca producción, algunas veces se diseñan reactores de tipo laboratorio, normalmente de vidrio, debiéndose tomar en cuenta el uso de sistemas de refrigeración para los requerimientos de intercambio de calor.

1.2.2. Conservación de la Energía en Procesos de Separación

De acuerdo con datos estadísticos de la industria química, alrededor de un tercio de la energía consumida en un proceso es debida a los procedimientos de separación, tal como se ilustra en la Figura No. 6.

Algunas correlaciones que modelan los elevados precios de venta de ciertos productos Químicos donde se incrementa con relación al consumo de energía cuando se requiere alta purificación de un producto, aumentándose sustancialmente los costos, ésto se explica en los trabajos de: King (1980) y Steimeyer (1983).

En la siguiente expresión se representa el trabajo mínimo necesario para efectuar una tarea de separación.

$$W = RT_0 \sum N_i \ln (x_i \gamma_i) \quad (2)$$

Donde T_0 = Temperatura a la entrada.
 N_i = Al número de moles de una especie que éste presente en la alimentación
 $x_i = N_i / \sum N_i$
 γ_i = Coeficiente de actividad.

Se tiene que para mezclas binarias e ideales $\gamma_i = 1$ transformandose la ecuación (2) de la siguiente forma:

$$W = RT_0 [x_1 \ln x_1 + (1 - x_1) \ln (1 - x_1)] \quad (3)$$

Esta expresión se aplica en separaciones realizadas por medio de la destilación ó por cualquier otra técnica.

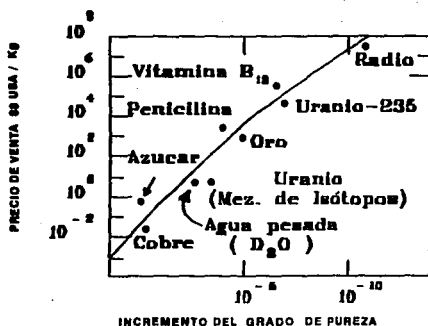


Figura No 6.- Incremento en los precios de venta comerciales de materiales comunes y estratégicos de acuerdo al grado de pureza demandado

La tabla No.1: ejemplifica las relaciones de trabajo que un proceso demanda, se puede observar que mientras mas puro se requiere un producto, el trabajo relativo aumenta considerablemente, así como la cantidad de energía que se debe suministrar al sistema.

Tabla No.1. Aumento del Trabajo requerido para la operación de destilación

Pureza del Producto %	Trabajo Requerido (W)
90.0	0.53
99.0	0.92
99.9	0.99
100.0	1.00

Notar que únicamente se toma una pequeña cantidad de trabajo para efectuar una separación desde el 99.0 % hasta el 100.0 % incrementándose considerablemente para efectuar esa misma separación desde el 90.0 % hasta el 100.0 %. Esto representa un punto importante cuando se trata de la selección de una técnica de separación específica, como por ejemplo considerar el uso de la técnica de cristalización para la separación de una mezcla eutéctica difícil de separar por procedimientos de destilación.

A continuación se revisan con más detalle algunas de las técnicas de separación más comunes que se utilizan dentro de la industria química, se analizan algunos problemas de diseño que originan las bajas eficiencias, así como la elección de la técnica apropiada para un trabajo específico.

- Destilación.

La destilación representa a la técnica de separación más común dentro de la industria petroquímica, así como la más preferida, debido a diversas ventajas:

- La separación de fases es normalmente limpia
- Es relativamente sencillo diseñar un sistema multi-etapa,
- Es factible disponer de fuerzas impulsoras a contracorriente,
- Normalmente se llega a alcanzar el equilibrio en cada etapa.

Se ha determinado en primera instancia que el trabajo mínimo para una separación ideal no es únicamente el relacionado a la columna en sí. Robinson & Gilliland (1950), es decir

considerar únicamente el recipiente y sus unidades de contacto, sino más bien, que el trabajo potencial utilizable en procesos de destilación es totalmente responsabilidad de los siguientes efectos: relaciones de reflujo, sobrediseños en condensadores, sobrediseños en los rehornidores, carga térmica a disipar en el condensador y carga térmica que se debe suministrar en el rehornidor. Esto último representa un asunto prioritario al cual se le debe prestar un especial interés, ya que se ha comprobado que la eficiencia de el proceso de destilación depende en un alto porcentaje en la utilización adecuada de los calores disponibles de corrientes del mismo proceso, lo que es análogo a una máquina ideal trabajando con calor y del cual se puede extraer algún trabajo.

$$\text{Trabajo Potencial} = Q T_o \left[\frac{1}{T_{\text{condensador}}} - \frac{1}{T_{\text{rehornidor}}} \right] \quad (4)$$

A partir de la ecuación (4), la cual se encuentra en función del trabajo potencial, se puede generar una expresión que represente a la eficiencia relativa de separación la cual permita conocer y cuantificar el potencial de la separación.

$$\eta = \frac{RT_o [x_1 \ln x_1 + (1 - x_1) \ln (1 - x_1)]}{Q T_o \left[\frac{1}{T_{\text{condensador}}} - \frac{1}{T_{\text{rehornidor}}} \right]} \quad (5)$$

Sin embargo, hasta este punto no es posible establecer una referencia que indique la razón del por que se tienen mejores eficiencias para sistemas de destilación que manejen mezclas con una volatilidad relativa (α) de 1.1 comparadas con otro sistema que maneje volatilidades de 2.0, el análisis se presenta posteriormente con más detalle; no obstante se tiene presente, que cuando se tienen volatilidades de rango estrecho, es necesario una mayor relaciones de reflujo y de calor, repercutiendo en la disminución del gradiente de temperaturas ($T_{\text{condensador}} - T_{\text{rehornidor}}$). Estos fenómenos afectan fuertemente el rendimiento de la columna con respecto al trabajo potencial utilizado en la destilación, definiéndose entonces como:

$$\text{Trabajo Potencial} = RT_o (1 + [\alpha - 1] x_1) \quad (6)$$

Cuando la ecuación (6) se combina con la definición del trabajo mínimo de separación se obtiene una aproximación condensada para la eficiencia en la destilación, ésta se representa en la ecuación (7):

$$\eta = \frac{x_1 \ln x_1 + (1 - x_1) \ln (1 - x_1)}{1 + (\alpha - 1) x_1} \quad (7)$$

La tabla No. 2, ilustra los efectos de la volatilidad sobre la eficiencia de una columna, el ejemplo se realiza tomando como base una fracción molar de: $x_1 = 0.5$,

Tabla No. 2, Dependencia de la Volatilidad sobre la Eficiencia

Volatilidad	Eficiencia
1.1	0.66
1.5	0.55
2.0	0.46

Se ha observado que la dependencia de la fracción mol también ejerce influencia sobre la eficiencia, el fenómeno se describe en la tabla No. 3.

Tabla No. 3, Dependencia de la Fracción Mol (X_1) sobre la eficiencia

Fracción mol (x_1)	Eficiencia η	
	Volatilidad (α)	
	(1 . 050)	(2 . 000)
0 . 10	0 . 320	0 . 300
0 . 01	0 . 056	0 . 053

Los anteriores valores muestran que una excelente operación de destilación debe estar acotada entre los límites de concentraciones de 10 al 90 % obteniéndose las mejores eficiencias, y que para rangos por arriba del 90 % la eficiencia disminuye senciblemente repercutiendo fuertemente en la eficiencia del proceso, ésto último indica que se deben considerar otras opciones de separación, tales como : adsorción, reacción química ó intercambio iónico, las cuales resultan útiles para separar impurezas menores al 1.0 % logrando mejor eficiencia. Esta observación revaloriza sustancialmente al proceso de destilación, ya que tradicionalmente se considera como una operación ineficiente.

La idea se incrementa aun más, principalmente cuando en los diseños no se contemplan acciones de conservación de energía e inherentemente se emplean fuerzas impulsoras de trabajo de magnitud alta, tales como : gradientes de presión, relaciones de reflujo y altos diferenciales de temperatura tanto en el condensador como en el rehevador.

En el siguiente ejemplo de una columna deetanadora se ilustra este tipo de magnitudes.

Tabla No. 4.- Ejemplo de los Efectos de Fuerzas Impulsoras sobre la Eficiencia en una columna separadora de Etano - Etileno.

(Planta en operación actual)

(Números relativos)

CARACTERISTICA	COLUMNA FRACCIONADORA ETANO-ETILENO
TRABAJO TEORICO DE SEPARACION	1.0
TRABAJO POTENCIAL NETO UTILIZADO	1.4

$$\eta = \frac{\text{Trabajo Teórico}}{\text{Trabajo potencial neto utilizado}} = \frac{1.0}{1.4} = 0.7$$

CARACTERISTICA (Continuación)	COLUMNA FRACCIONADORA ETANO-ETILENO
PERDIDAS DEBIDO A FUERZAS IMPULS. REFLUJO POR ARRIBA DEL MINIMO	0.1
GRADIENTE DE INTERCAMBIO ΔT	2.1
CAIDAS DE PRESION EN TORRE ΔP	0.5
CAIDAS DE PRESION (TORRE Y COND.)	0.8
TOTAL DE PERDIDAS	3.5

$$\eta \text{ incluyendo pérdidas} = \frac{1.0}{1.4 + 3.5} = 0.2$$

Los anteriores valores muestran primero, que el trabajo teórico puede aproximarse al trabajo real después de que las eficiencias son identificadas, y segundo que las pérdidas dominantes de las fuerzas impulsoras corresponden a los gradientes de temperatura y a las caídas de presión, siendo esto último una característica típica de torres con volatilidades relativas bajas.

Algunas alternativas para el mejoramiento de la eficiencia en columnas de destilación se presentan a continuación, también se analizan las fuerzas negativas que repercuten en la eficiencia de una columna. Para ésto se plantean las siguientes cuestiones:

que es el diseño óptimo que se debe aplicar a procesos actuales. Que Gradientes de temperatura en condensador y reboilador (ΔT) son los más recomendados. Tal como se mostró en el anterior ejemplo, las pérdidas por gradientes de temperatura altos (ΔT) son típicamente mayores comparadas con la demanda de un reflujo superior al mínimo. Como se indicará posteriormente cuando se trate lo relacionado con el intercambio de calor, el gradiente de temperatura óptimo, desde el punto de vista económico debe de estar por abajo de los 59 °F, éste criterio contrasta fuertemente con los valores cercanos a los 167 °F utilizados frecuentemente en diseños de hace 30 años. La utilización de un gradiente optimizado permite el mejoramiento de la práctica de la destilación.

Ajustar el proceso para optimizar el gradiente ΔT Como primera observación, se deben mostrar únicamente tres o cuatro niveles de temperatura para de ahí realizar la selección. La media podrá ser de 212 °F, algunas alternativas son: considerar una destilación de multi-efectos, con lo cual se extiende el gradiente ΔT a través de dos o tres columnas, utilizar calor de desecho para el reboilador y recuperar energía a partir del condensador. Frecuentemente alguna de las anteriores opciones son posibles, quedando en libertad el manejo de la presión en la columna, la cual puede elevarse o disminuir.

Relación de reflujo Un gran número de estudios ha demostrado hoy en día que, con los precios de la energía, la relación de reflujo generalmente debe establecerse por abajo del 1.15 veces el mínimo y frecuentemente es conveniente ajustarse al valor de 1.05 el mínimo. La repercusiones del manejo de estos niveles, permitirá que no se tengan exceso de reflujo, afectando directamente en las cargas térmicas, tanto del condensador como del reboilador, que afecta a la eficiencia de la columna. Cuando los diseños se efectúan en base a éstas tolerancias, es esencial considerar un correcto equilibrio vapor-líquido (EVL) y una adecuada instrumentación.

Controles de paro y arranque avanzados. Los modernos microprocesadores ó un control distribuido con capacidad de retroalimentación puede contribuir a un ahorro de entre un 5 a 20 % de los servicios auxiliares. Los componentes en "estado sólido" son apropiados, especialmente para el control de sistemas diseñados para operar con un 10 % de reflujo mínimo; sin embargo, frecuentemente las acciones de un controlador se elevan para operar típicamente sobre un margen de seguridad.

Entalpía real de la alimentación. Frecuentemente, el servicio de calentamiento a la alimentación es de un costo considerablemente menor que el proporcionado en el reboilador de fondo. Algunas veces el precalentamiento se puede integrar directamente

dentro del balance calorífico de la columna, realizando intercambios contra el condensador de domo o contra corrientes netas del fondo de la misma. Es indispensable una observación cuidadosa y un procedimiento de simulación del proceso total con la finalidad de asegurar el precalentamiento correcto de la alimentación.

Una alimentación de vapor es favorable cuando se tiene opción de contar con niveles del mismo en unidades anteriores a la torre o cuando la mayor parte de alimentaciones con diferentes niveles son dirigidos hacia el domo de la misma. La utilización de una alimentación de vapor representa un componente clave para disponer de alta eficiencia tal como se menciona en el ejemplo presentado en la tabla No. 4 donde se tienen múltiples trabajos que vencer.

Baja caída de presión en la columna. La repercusión directa de alta caída de presión en la torre se refleja directamente en el incremento en la diferencial de temperatura. Esto se representa por las ecuaciones (8) y (9):

$$\Delta T = (dT / dP) \Delta P \quad (8)$$

$$\frac{dT}{dP} = \frac{RT^2}{\Delta H \Delta P} \quad (9)$$

Las ecuaciones (8) y (9) indican que; se tendrá una serie de problemas cuando se tengan variaciones en función de: componentes con presión de vapor baja o para componentes que son destilados por abajo de presiones atmosféricas recomendadas. La penalización en el trabajo asociada con su gradiente ΔT se define concretamente por la relación (10)

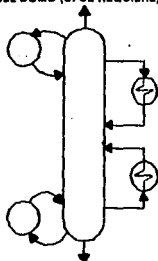
$$\frac{\Delta T \text{ para la caída de presión}}{T_{\text{Rehervidor}} - T_{\text{Condensador}}} = \text{Fracc. del trab. potencial para } \Delta P \quad (10)$$

La penalización se incrementa cuando se trabaja con mezclas de punto de ebullición estrecho. La utilización de columnas empacadas resulta la técnica más eficiente para la disminución de los gradientes de presión. Con algunos empaques convencionales como los anillos Pall de dimensiones de 5 cm (2 - in) se pueden alcanzar buenas reducciones de caídas de presión, comprobándose que se puede mejorar hasta por factores de 4:1 con respecto a las columnas de platos. Un ejemplo típico de las altas caídas de presión se expone en la columna separadora de etano-etileno, presentado en la tabla No. 4.

1. The first step in the process is to identify the problem. This involves gathering information about the situation and the people involved.

1 Condensador, 1 Rehervidor
2 Condensadores, 1 Rehervidor
3 Condensadores, 1 Rehervidor

87.0	20.0
73.0	47.0
77.0	62.0



Rehervidor Intermedio. La inclusión de un rehervidor intermedio reconfigura la localización de entrada de calor a la columna en la parte superior a una región ligeramente más fría. Esto permite reutilizar calores de desecho para el rehervidor cuando la temperatura del fondo es lo suficientemente caliente como para que se disipen y no se aprovechen en el proceso.

Bombas de Calor. "las bombas calor" raramente son consideradas en los diseños de nuevas plantas, pero en función a los continuos incrementos en los precios de los combustibles y la energía eléctrica su utilización se hace recomendable e indispensable para el abatimiento de los costos globales de operación.

Baja Presión. Usualmente el incremento en las volatilidades relativas repercute sobre las caídas de presión. Para algunos sistemas, una caída de presión absoluta del 1.0 % origina se requieran incrementos en los reflujos del 0.5 %. Además, la operación a presiones reducidas se observa atractiva, previa evaluación mediante un procedimiento de simulación.

Agotador de Vapor. El vapor (o algún otro gas de agotamiento) permite mayor tolerancia en caídas de presión, pero origina que se incremente el suministro de energía.

- Otras Técnicas de Separación.

Bajo algunas circunstancias, la destilación no es la mejor técnica de separación. Esto se puede presentar cuando: la volatilidad relativa sea menor del 1.05 ($\alpha < 1.05$); Cuando frecuentemente aparecen isómeros o componentes de diferente estructura química pero con puntos de ebullición estrechos; Cuando calores menores al 1.0 % dentro de una corriente deben ser removidos como en el secado de un gas (adsorción o absorción) o remoción del $C_2 H_2$ (reacción o absorción); Cuando la eficiencia termodinámica sea menor al 5.0 % (por cualquier razón); y cuando un alto punto de ebullición este colocada en los límites de estabilidad térmica.

Existe una amplia variedad de otras técnicas que pueden ser aplicables para la solución de alguno de los casos anteriormente expuestos.

2.3 Conservación de la Energía en Intercambio de Calor

La gran mayoría de los procesos son de naturaleza térmica: sistemas de reacción y los sistemas de separación son normalmente dominados por la asociación del intercambio de calor. La optimización del intercambio de calor se presenta como una magnífica perspectiva sobre la optimización de procesos. El intercambio de calor consume energía por dos diferentes caminos: la primera, aquella usada como calda de presión fraccional y la otra como una pérdida en habilidad hacia el trabajo cuando el calor es degradado. Esto se representa en la siguiente ecuación:

$$\text{Trabajo Perdido} = Q \cdot T_{\text{interno}} \left(\frac{1}{T_{\text{fría}}} - \frac{1}{T_{\text{caliente}}} \right) \quad (11)$$

La selección de las cantidades de diseño para las caldas de presión (ΔP) y de temperatura (ΔT) frecuentemente representa la más importante decisión para el diseñador de procesos pero por otro lado, normalmente es poco reconocida. La siguiente tabla nos proporciona algunos valores típicos de la importancia de las diferenciales de temperatura y presión en la economía de un proyecto de un cambiador.

Tabla No. 5. Impacto Económico de ΔP y ΔT

VARIABLE	TIEMPO DE EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS DE DISEÑO (d)	IMPACTO DE TIPO ECONOMICO CONFORME SE AVANZA EN EL PROYECTO (% DEL COSTO UNITARIO)
ΔT	1 / 8	25
ΔP	1 / 8	15
ING DE DETALLE DEL PROCESO	5	10

Los anteriores datos muestran que se emplea un costo menor en la realización de la Ingeniería de detalle del proceso comparado con el procedimiento de selección de los diferenciales de presión y de temperatura.

algunos criterios de elección de las ΔP y ΔT en redes de intercambio, así como los sobrediseños son discutidos a continuación brevemente.

- Redes de Intercambio de Calor.

Un punto básico de la conservación de la energía en una planta de proceso, está cimentado sobre la topología del intercambio de calor, esto es la observación de cual es la mejor combinación de los elementos del proceso. El análisis de las redes de intercambio de calor puede representar una parte exitosa de ésta optimización. Algunas aplicaciones prácticas se han realizado en los trenes de precalentamiento de crudo, reactores exotérmicos multi - etapa y las secciones de convección de los calentadores a fuego directo. La limitante en el arreglo de las redes es el referente al número de cuerpos de la cual debe estar constituida una unidad de intercambio de calor, esta limitante normalmente es impuesta por el arreglo de equipo y por la cantidad de espacio disponible para la erección de la planta, a lo anterior hay que sumarle las restricciones de diseño del proceso. En la figura No. 8, se ilustra un ejemplo sencillo los conceptos básicos del análisis de las redes; también se anexa una serie de curvas de calentamiento y de enfriamiento las cuales están interrelacionadas para alcanzar el mínimo requerido de diferencial de temperatura.

El siguiente ejemplo muestra uno de los objetivos clave del análisis de redes en la cual se tienen al número mínimo de cuerpos.

$$\begin{aligned}\text{Mínimo de cuerpos} &= \text{Número de corrientes} - 1 \\ &= 3 \text{ corrientes de proceso} + 2 \text{ servicios} - 1 \\ &= 4\end{aligned}$$

Para problemas más complejos existen dos alternativas: Usar un paquete software estándar o utilizar un método manual descrito en artículos especializados como por ejemplo el de B. Linnhoff & J. Turner, (1981). Cuando se trata de pequeñas redes de intercambio (aquellas de dos a cuatro intercambiadores), el problema clave es la definición de la diferencia de temperatura óptima.

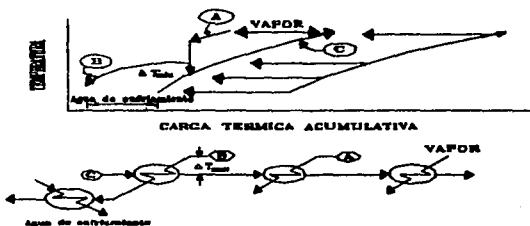


Figura No. 8.- Esquema de una red simple de intercambio de calor. (C) es calentada y las corrientes (A) y (B) son enfriadas

Sobrediseño.

El sobrediseño también constituye un gran impacto sobre el costo del intercambiador de calor y algunas veces se confunde con la conservación de la energía a través de diferenciales de temperatura y de presión bajas. La mejor aproximación para definir claramente cual es el objetivo y finalidad de éste, es especificar explícitamente eso. El concepto se relaciona directamente con el balance de calor o su correlación de transferencia, repercutiendo sencillamente sobre el área del cambiador. Por otra parte, el sobrediseño también se ve relacionado con el ensuciamiento, denominado "factor de ensuciamiento". Se ha observado que una superficie extra ahorra energía sólo si la superficie está configurada para eso. La sobreespecificación del área que pueda contribuir a la duplicación de la diferencial de presión, resultando diferente a lo especificado.

- Selección apropiada de caldes de Presión (ΔP) y Temperatura (ΔT).

Idealmente las diferenciales de presión y de temperatura son optimizadas por valores diversos no apropiados, como por ejemplo: realizando diseños preliminares y encontrando los puntos donde se amortizan los costos por servicios, balanceando justamente los incremento en costos. Esto se puede presentar cuando las inversiones son grandes. Una forma más real y práctica que se puede aplicar para muchos casos son las siguientes: La primera alternativa importante que se debe considerar para la optimización de ΔP y de ΔT , es el referido a los costos de servicios demandados por el proceso; el segundo enfoque, es el relacionado al impacto de las propiedades del fluido sobre los coeficientes de transferencia de calor.

- Gradiente óptimo de temperatura (ΔT).

En este punto se tienen tres casos generales de gran importancia: a) intercambio con calor con corrientes calientes provenientes del mismo proceso o con corrientes que van a límite de batería y que muchas veces se hace necesario un enfriamiento previo, fenómeno donde se involucra una transferencia de calor sensible, es decir, el objetivo es un cambio de temperatura; b) intercambio Efluente - alimentación, al igual que el primer caso, el objetivo de este proceso, es que ambos fluidos intercambien calor sensible, se recomienda que al efectuar el procedimiento de intercambio ambos fluidos sean balanceados térmicamente, es decir, de preferencia que las alimentaciones se introduzcan a temperaturas afines; c) Finalmente se tiene el caso en el cual se lleva a cabo un intercambio de efluentes externos con corrientes provenientes de fondos de columnas que entran al rehervidor, en el cual ninguno de los dos fluidos involucran cambios en su temperatura, esto es mientras un fluido condensa y el otro hierve.

- **Uso del calor de desecho en rehervidores.**

En un rehervidor que opere en el intercambio con corrientes calientes de proceso o con efluentes de desecho, observar el esquema de la Figura No. 9, la ΔT óptima se presenta de acuerdo con las relaciones siguientes:

$$\Delta T_{\text{Acercamiento}} = \frac{K_1}{K_v} \frac{1.33}{U}$$

Donde: K_1 = Costo anual por unidad de superficie, \$USD / (m².año)

K_v = Costo anual por unidad de servicios ahorrados, \$USD / (W.año)

U = Coeficiente de transferencia de calor, W / (m².°K).

1.33 = Factor que incluye el valor de la caída de presión por superficie adicional.

Por ejemplo, la ΔT óptima calculada:

$$K_1 = \frac{\$215/\text{m}^2}{2 \text{ años}} = \frac{\$USD 107.5}{(\text{m}^2.\text{año})}$$

$$K_v = \frac{0.017}{\text{kW.h}} \cdot 8322 \text{ h / año}$$

$$= \frac{\$142}{(\text{kW.año})} = \frac{\$USD 0.142}{(\text{W.año})}$$

$$\Delta T_{\text{Acercamiento}} = \frac{107.5/(\text{m}^2.\text{año})}{0.142/(\text{W.año})} \frac{1.33}{56.8 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{°K})} = 17.7 \text{ °K}$$

Donde:

$$U = 56.8 \text{ W} / (\text{m}^2.\text{°K}) (10 \text{ Btu} / (\text{h.Ft}^2.\text{°F})).$$

$$\text{Costo por superficie} = \$USD 215 / \text{m}^2 (\$USD 20 / \text{Ft}^2).$$

$$\text{Retorno de la inversión} = 2 \text{ años.}$$

$$\text{Precio de la energía} = \$USD 0.017 / \text{kW.h} (\$USD 5 / 10^6 \text{ Btu}).$$

$$\text{Tiempo de operación} = 8322 \text{ h / año.}$$

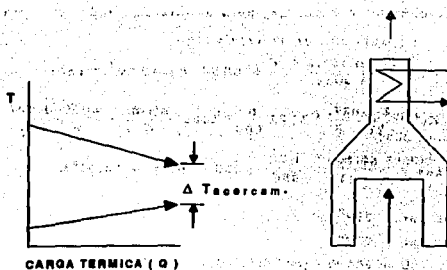


Figura No. 9.- Acercamiento de la Temperatura para el calentamiento con gases de desfogue

Este caso marca un cambio drástico en el diseño de procesos. Notar que ΔT de acercamiento varía a la primera potencia de la relación del precio por superficie con respecto al precio de la energía. El resultado más visible ha sido un cambio en la eficiencia de los diseños de calentadores a fuego directo desde un 65% - 75% hasta un 92% - 94%. Un resultado secundario ha sido la aparición de unidades recuperadoras de calor de desecho en muchos procesos en el punto donde los enfriadores de aire son usados

- Operación de intercambio de calor entre corrientes calientes y frías (" Tecnología del Pinch ").

La solución detallada para la óptima T en una operación de intercambio de calor effluente - alimentación, tal como se muestra en la figura No.10, involucra la solución de ecuación cuadrática para la T de acercamiento dentro de las siguientes restricciones

$$0.8 < \frac{T_{\text{caliente}}}{T_{\text{fría}}} < 1.25$$

$$\frac{T_{\text{caliente Entrada}} - T_{\text{fría Entrada}}}{T_{\text{Med Log}}} < 10$$

Una buena aproximación es

$$T_{\text{Med Log}} = \frac{K_1}{K_v} \frac{1.33}{U} (T_{\text{calen Ent.}} - T_{\text{fría Ent.}})^{1.2} \quad (12)$$

Por ejemplo, calculando la $\Delta T_{Med. Log}$ para un intercambiador efluente alimentación se obtiene:

$$K_1 = \frac{\$USD 107.5 / m^2}{2 \text{ años}} = \$USD 53.8 / (m^2 \cdot \text{año})$$

$$K_v = \frac{8 \cdot 0.027}{kW \cdot h} \cdot 8322 \frac{h}{\text{año}} \cdot 1000 \frac{kW \cdot h}{W} = \frac{\$USD 0.227}{W \cdot \text{año}}$$

$$T_{Med. Log} = \frac{53.800}{0.227} \cdot \frac{1.33}{284} (200 - 100) = 50.90^\circ K$$

Donde: $T_{Calen. Ent.} = 392^\circ K$.

$T_{Fria Ent.} = 212^\circ K$.

$$U = 284 W / (m^2 \cdot ^\circ K) (50 \text{ Btu} / (h \cdot FT \cdot ^\circ F)).$$

Costo de superficie = \$USD 107.5 / m.

Tiempo de pago = 2 años.

Precio de la energía = \$USD 0.027 / kW-h (\$USD 8 / 10^6 Btu).

Tiempo de operación = 8322 h/año.

$$T_{Caliente}/T_{Fria} = 1.2$$

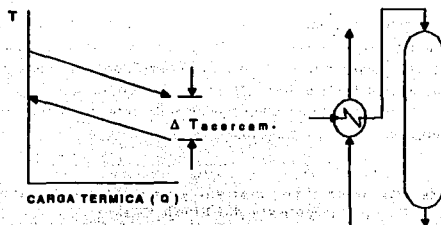


Figura No. 10.- Representación del nivel de acercamiento de la temperatura entre corrientes interconectadas

- El Rehervidor

El caso mostrado en la Figura No. 11, es común para los rehervidores y condensadores en las torres de destilación. Típicamente, esta ΔT tiene mayor impacto en la energía de exceso usada en la destilación que origina un aumento en el reflujo, siendo superior al mínimo, teniendo muchas veces como consecuencia que los

costos tanto del rehervidor como del condensador sean frecuentemente equivalentes al costo de la columna al que están unidos. Como la separación entre el suministro y la pérdida de calor posee rango amplio, el trabajo real en la destilación tiende a incrementarse. El óptimo ΔT se encuentra balanceado por la penalización de éste trabajo contra el costo en capital de los intercambiadores mayores.

Si se utiliza el "Ciclo de Carnot" para calcular el trabajo introducido en los flujos térmicos con la suposición de que el coeficiente de transferencia de calor (U) sea constante y que la temperatura del proceso sea más grande que la diferencial de temperatura, se tendrá la ecuación (18):

$$\Delta T_{\text{Optima}} = T_p \frac{K_1}{K_v U T_{\text{disipación}}} \quad (18)$$

Donde: T_{disipada} = Temperatura (absoluta) a la cual el calor es disipado

T_p = Temperatura (absoluta) del proceso.

K_1 = Costo anualizado por unidad de superficie

K_v = Valor anualizado del accionador.

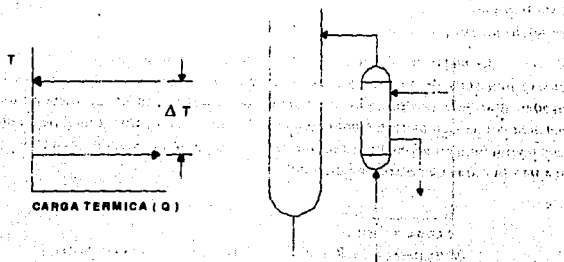


Figura No. 11.- Representación del nivel de acercamiento de la temperatura para el Rehervidor de funcionamiento convencional

Para servicios a temperatura ambiente

$$K_v = K_p \text{ (Eficiencia de turbina)}$$

Donde: K_p = Costo anualizado del consumo de energía del equipo empleado para para efectuar la transmisión de trabajo hacia el sistema (motor, turbina etc)

Las anteriores relaciones son proporcionadas para valores de la diferencial de temperatura que estén entre los rangos de 50 a 68 °F.

Se debe tener cuidado en el momento de realizar la primera suposición para la constante al coeficiente de transferencia de calor ya que es común elegir valores inexactos para aplicaciones donde se tienen sistemas en ebullición. Para efectos de simulación la diferencial de temperatura debe fijarse con exactitud, particularmente cuando se tienen valores de ΔT por abajo de los 59 °F.

- Gradiente óptimo de presión (ΔP).

Para diversos intercambiadores de calor, la siguiente relación representa un buen parámetro para la caída de presión óptima. Esta relación proviene de un balance de los costos del capital de inversión contra los costos de bombeo (ó de compresión). Una desventaja común se presenta cuando los costos por potencia son insignificantes comparados con la inversión. La curva de costos totales es moderadamente lineal cuando se localiza entre el 50 % del óptimo (ver la figura No. 2), pero el incremento en costos de potencia son ligeramente por arriba de un tercio de aquel capital sobre una base anualizada.

La mejor aproximación es la de contar con un programa de computadora que pueda checar una serie de caídas de presión y observar de que modo los requerimientos de energía pueden disminuir conforme se incremente la superficie. Si no se dispone de esta opción, la secuencia que se mostrará a continuación (D. Steinhilber, 1992) se puede utilizar para obtener una buena hoja de especificación. Iniciar con una caída de presión de 6.9 kPa (1 psi), y aplicar los tres factores de corrección siguientes.

$$\Delta P_{\text{Optima}} = 6.9 (F T) (F_{\text{Costos}}) (F_{\text{Propiedades}}) \quad (14)$$

La corrección por diferencial de temperatura esta dada por:

$$FT = \frac{T_{\text{Entrada}} - T_{\text{Salida}}}{(T_{\text{Caliente}} - T_{\text{Fria}})_{\text{media}}}$$

Este término es la medida de las unidades de longitud. Algunas veces se refiere al número de unidades de transferencia.

La corrección por costos es:

$$F_{\text{costos}} = 0.017 \frac{\$USD / (m^2 \cdot \text{año})^{0.75}}{\$USD / kW \cdot h}$$

La corrección por propiedades físicas se representa en la ecuación (15)

$$F_{\text{propiedades}} = \left[\frac{C}{C_w} \right]^{0.8} \left[\frac{k_w}{k} \right]^{0.8} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.3} \left[\frac{\rho}{\rho_w} \right]^{0.5} \quad (15)$$

Donde:

C = Calor específico.

k = conductividad térmica.

μ = Viscosidad.

ρ = Densidad.

C_w, k_w, μ_w, ρ_w = Algunas propiedades para el agua a temperatura de 77°F.

A partir de estas ecuaciones, la caída de presión óptima para un intercambiador del tipo alimentación-efluente y donde el fluido cuenta con las propiedades físicas del agua, además de contar con las siguientes especificaciones:

$$T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida}} = 58^\circ K$$

$$T = (T_{\text{caliente}} - T_{\text{fría}})_{\text{media}} = 50^\circ K$$

$$\text{Costo por superficie} = \$USD \ 215 / m^2$$

$$\$USD \ 107.5 / (m^2 \cdot \text{año})$$

$$\text{Recuperación de la inversión} = 2 \text{ años}$$

$$\text{Costo del servicio} = \$USD \ 0.03 / kW \cdot h^{-1}$$

El cálculo queda como:

$$FT = 68 / 50 = 2$$

$$F_{\text{costos}} = 0.017 (107.5 / 0.03)^{0.75}$$

$$F_{\text{propiedades}} = 1$$

$$\Delta P_{\text{óptima}} = 6.9 (2) (7.8) (1) = 107.67 \text{ KPa } (15.6 \text{ psi})$$

Conservando las mismas cantidades anteriores y únicamente adicionando las propiedades del gas que son: $\mu = 0.02$, μ_w ; $\rho = 0.00081$, ρ_w ; $C = 0.25$ C_w ; y $k = 0.066$ k_w , se obtiene:

$$F_{\text{propiedades}} = (0.25)^{0.8} (1 / 0.066)^{0.8} (0.02)^{0.3} (0.00081)^{0.5} = 0.0194$$

$$\Delta P_{\text{óptima}} = 6.9 (2) (7.8) (0.0194) = 2.1 \text{ kPa } (0.3 \text{ psi}).$$

*1 COSTOS REFERIDOS A \$USD DE 1982

1.2.4. Conservación de la energía en la operación de secado.

La operación de secado es necesario que se analice desde dos puntos de vista: primero como una separación y segundo como una etapa de intercambio de calor. Cuando se trata como una separación, la perspectiva se refiere a la disminución del trabajo requerido en unidades posteriores. Un ejemplo de lo anterior se puede referir al secado de productos alimenticios, donde el principal objetivo la disminución la humedad a menos del 10 %, esta operación en términos de equipo involucra: centrifugas, secadores, filtros, expansores, compresores mecánicos o vapor sobrecalentado. el concepto en términos de proceso resulta diferente, ya que aquí toda la atención esta centrada en la alta producción de cristales ó material seco..

Cuando el secador es visto como un intercambiador de calor, el enfoque es referido a la disminución de la entalpia del aire de purga, el cual contiene agua evaporada. La mínima entalpia es alcanzada mediante el uso de la mínima cantidad de aire y del enfriamiento, tan bajo como sea posible. Un simple balance de calor, muestra que para un calor suministrado a la entrada, la cantidad mínima de aire debe contar con una alta temperatura de entrada. Frecuentemente ésto presenta problemas con el calor sensible del material y algunas veces con los materiales de construcción, así como, otras fuentes de calor u otras necesidades de proceso. Lo anterior puede ser contrareastado en una fracción mínima mediante la recirculación de aire de salida.

Un objetivo primordial es el lograr que el aire de purga salga a una entalpia y una temperatura mínima, si esta situación no se puede obtener mediante un intercambio de calor con el secador, se tiene la opción del precalentamiento del aire a la entrada. Es importante contar con una referencia mínima acerca del diferencial de temperatura para el intercambio de calor de la alimentación con el efluente.

1.2.5. Conservación de la energía en sistemas con cambio de presión.

- Bombas.

Para comprender algunos de los problemas que se tienen en el sistema de bombeo, se plantearan las siguientes cuestiones:

Es óptima la caída de presión dentro de las tuberías? Muchas industrias poseen programas computacionales para la optimización del tamaño de las tuberías, cuando se carece de tal infraestructura, la siguiente regla heurística puede ser de gran utilidad. La regla para la optimización del sistema es: con referencia al costo anualizado por potencia del bombeo debe ser de aproximadamente un 70 % el costo anualizado de las tuberías.

Es óptima la caída de presión en intercambiadores de calor? De forma similar para la optimización de los intercambiadores de calor, el costo anualizado del bombeo, deberá ser de un tercio del costo anualizado de la superficie del cambiador, la cual es afectada por la resistencia térmica que ésta asociada con la temperatura del vapor.

Es correcta la especificación de la bomba para el tipo de flujo? En la figura No.12, se muestra el efecto que causa un factor del 50 % de sobrediseño, observándose que se incrementa el trabajo hasta un 35 %, repercutiendo en la cabeza y disminuyendo su eficiencia.

Se puede permitir contar con un control de velocidad variable? Una opción es utilizar un accionador que tenga disponible un control de velocidad variable. Esta acción permite la eliminación de la válvula reguladora eliminándose caída de presión y ahorros en tramos de tubería. La mejor aplicación se presenta cuando se tiene alta cabeza por razones de fricción o por causas del proceso se originen flujos variables.

Cuando se puede conseguir una mayor eficiencia en bombas? Algunas veces una alta cabeza de succión positiva neta (NPSH) permite aumentar la eficiencia de la máquina.

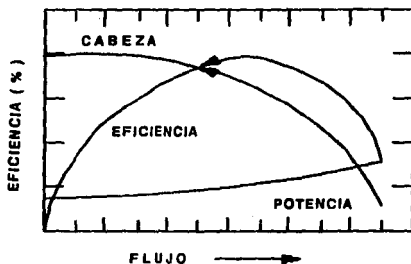


Figura No.12.- Sobrediseño en la capacidad de una bomba de proceso y sus repercusiones sobre la energía demandada.

- Compresores.

El trabajo de compresión típicamente es comparado como un proceso isentrópico-adiabático, donde se considera que no se tiene un suministro de calor externo o que se adquiere durante su proceso, generando la siguiente relación:

$$\eta_{\text{Compresión}} = \frac{W_{\text{Min}}}{B_{\text{Entrada}} - B_{\text{Salida}}} \quad (16)$$

Para un gas ideal, la anterior expresión se puede indicar en términos de temperaturas.

$$\eta_{\text{Compresión}} = \frac{W_{\text{Min}}}{W_{\text{Actual}}} = \frac{T_{\text{Ent}} \left[\frac{P_{\text{Sal.}}}{P_{\text{Ent.}}} \right]^{\frac{R}{C_p - 1}}}{T_{\text{Entrada}} - T_{\text{Salida}}} \quad (17)$$

Donde: R / C_p es la relación para la constante del gas con respecto al calor específico molar.

El trabajo mínimo es directamente proporcional a la temperatura de succión. Esto implica que el sistema de agua de enfriamiento deberá suministrar el agua a la temperatura más fría posible. Algunas mediciones de los incrementos de temperatura, permiten monitorear su eficiencia para una relación de presiones fija y su temperatura de succión. Para la compresión W_{min} , en ciertas ocasiones es expresada para el caso isotérmico como un valor menor que para el caso adiabático.

Las eficiencias que se encuentran entre el 60 a 100 % son aproximables para accionadores del tipo recíprocante. Esta mejora en la eficiencia se necesita balancear con respecto al aumento en: costo, mantenimiento y en su baja capacidad para el manejo de fluidos.

Respecto a la caída de presión, pueden aplicarse los mismos criterios utilizados en tuberías e intercambiadores de calor, los cuales fueron analizados en anteriores capítulos. También en el sistema de compresión se puede contar con la opción de utilizar accionadores de velocidad variable para aumentar su eficiencia. Por otro lado, también es necesario contar con un control de seguridad para evitar el manejo de bajos flujos que ocasionan un estado de inestabilidad en la máquina.

1.3. Objetivos.

A continuación se presenta un listado de los principales objetivos: planteados, discutidos y aprobados por el asesor del tema, los cuales se buscará cumplir en toda su extensión para la realización del presente trabajo, logrando con esto: obtener los mejores resultados en los problemas de referencia.

- Preparar la simulación de las plantas presentadas como modelo, con la finalidad de obtener los balances de materia y energía.
- Desarrollar un procedimiento generalizado para calcular la eficiencia termodinámica de un proceso o alguna sección de este, a partir de cantidades termodinámicas fundamentales utilizadas en la preparación de un diseño ó en la evaluación de un proceso existente. Las funciones utilizadas son: trabajo perdido (incorporado dentro de un balance de entalpía y de entropía que expresan a la segunda ley de la termodinámica como una igualdad), disponibilidad termodinámica o exergía, primera ley de la termodinámica y la eficiencia termodinámica en términos del trabajo reversible.

Para llevar a cabo el procedimiento únicamente es necesario conocer: los estados final e inicial del sistema, los estados de las corrientes que entran o dejan al proceso, la producción o consumo de trabajo externo, las relaciones de transferencia de calor de/o para el proceso y las temperaturas correspondientes de las fuentes caloríficas

- La aplicación del análisis energético se realiza sobre dos plantas petroquímicas de la industria nacional: Planta de Amoníaco y Planta de Etileno.
- Se efectuarán recomendaciones y/o cambios en arreglos de equipos en base a los datos generados a partir de la optimización para tratar de crear una estructura de procesamiento lo más eficiente posible con relación al uso de la energía.
- En este trabajo también se efectúa un análisis de costos de servicios demandados por el proceso en operación actual que serán comparados con la cuantificación de los servicios que sean requeridos con base al trabajo optimizado y del análisis energético. Dentro de esta tabla comparativa, se incluye la justificación del equipo adicional.

CAPITULO II

ANALISIS DE LOS PRINCIPALES CONCEPTOS TERMODINAMICOS

II.1. Concepto de Disponibilidad termodinámica-exergía-essergia

La disponibilidad termodinámica, exergía y la essergia son tres términos que presentan la misma idea general y pueden aplicarse sobre cualquier definición de materia. Estas relaciones indican y definen que tanto trabajo se puede obtener a partir de un flujo de materia cuando esta se desplace hacia el equilibrio con el medio ambiente que la rodea (ó alrededores). Este último también se denomina "estado estable", "estado universal" o "estado de referencia". La idea de la disponibilidad aparentemente fue introducido formalmente por Keenan, J.H. (1951) y Smith-Van Ness (1980), utilizando por primera vez el término de "disponibilidad" con lo cual se popularizó el análisis de la segunda ley. Posteriormente se introdujo un nuevo término proporcionado por Rant (1956) el cual denominó "exergía", al igual que El-sayed & Evans (1970) introdujeron el mismo concepto denominándolo "essergia". Aparentemente se trata de tres definiciones distintas pero en realidad expresan el mismo concepto.

En la figura No.13, se ilustra una forma simplificada la idea del concepto. Aquí se presenta como una porción de la masa o materia que se desplace hacia el equilibrio, con otro término, definido como los alrededores o medio ambiente. En esta ilustración también se plantea que las únicas formas de intercambio de energía con el medio circundante son: por medio del intercambio de calor y por un trabajo de expansión. Es de suponerse que este entorno, tiene la capacidad de absorber cantidades ilimitadas de calor a una temperatura T_0 (usualmente temperatura referida al agua) así como de ceder o recibir cantidades ilimitadas de trabajo de expansión a una presión P_0 (tomando como referencia la atmósfera local).

Considerando únicamente estos dos modos de intercambio de energía, Keenan (1951), calculó la cantidad máxima de trabajo que se puede extraer a partir de un proceso que está en trayectoria hacia el equilibrio, tanto en presión como en temperatura con sus alrededores, el cual denominó Disponibilidad Termodinámica. La formulación básica del concepto se expresa a continuación

$$\left[\begin{array}{l} \text{Disponibilidad} \\ \text{Batch o sin flujo} \\ \text{por unidad de masa} \end{array} \right] = \phi = (u - u_0) + P_0 (v - v_0) - T_0 (S - S_0) \quad (18)$$

- Donde:
- ϕ = Disponibilidad Termodinámica por unidad de masa, (Btu/Lbmol)
 - u = Energía Interna por unidad de masa, (Btu/Lbmol)
 - T_0 = Temperatura de la fuente infinita de calor ó del medio ambiente, ($^{\circ}\text{F}$)
 - v = Volumen por unidad de masa, (ft^3/Lbmol)
 - S = Entropía del sistema (Btu/Lbmol $^{\circ}\text{F}$)

Esta definición es referida a procesos cíclicos. Sin embargo cuando existe un flujo de estos, lo cual ocurre en forma práctica, la definición de disponibilidad es diferente, tal como se muestra a continuación:

$$\text{Disponibilidad para flujos por unidad de masa} = \Delta B = (H - H_0) - T_0 (S - S_0) \quad (19)$$

Donde: B = Disponibilidad termodinámica, (Btu/Lbmol)
 H = Entalpia, (Btu/Lbmol)
 S = Entropia, (Btu/Lbmol °F)
 T_0 = Temperatura del medio ambiente (°F)

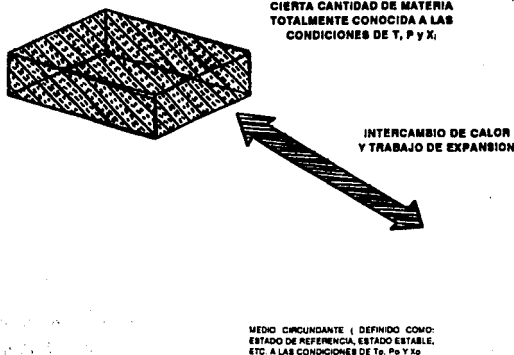


Figura No.13.- Ilustración del concepto de Disponibilidad

Estas dos formulaciones de disponibilidad (ecuaciones 3 y 4) poseen la misma relación como energía interna y entalpia o como las energías de Helmholtz y libre de Gibbs. Es importante hacer notar que la energía interna y la disponibilidad Termodinámica dentro de un proceso ciclico o batch son términos 'más comunes' que son manejados por químicos para procesos a baja escala, difiriendo senciblemente cuando se usan variables en función del tiempo y variación de flujos, resultando que, tanto la disponibilidad como la entalpia y entropia tienden a ser diferentes, resultando conceptos más utilizados por los Ingenieros químicos,

Keenan (1951) reformuló sus definiciones originales expresandolas en función de la masa, quedando de la siguiente forma.

Para un proceso batch (donde la materia se mantiene en un proceso ciclico y no hay transferencia a través de sus límites)

$$\begin{array}{l} \text{Trabajo reversible} \\ \text{producido} \\ \text{exitosamente} \end{array} = W_R = (-m \Delta \phi)_{\text{sistema}} \quad (20)$$

Donde: W_R = Trabajo del sistema (Btu)

m = Masa ó moles, (Lb ó Lbmol)

ϕ = Disponibilidad por unidad de masa, (Btu/Lbmol)

Y para sistemas continuos con flujos en estado estable:

$$\begin{array}{l} \text{Potencia} \\ \text{reversible} \\ \text{producida} \end{array} = W_R = \Sigma m (B_{\text{entrada}} - B_{\text{salida}}) \quad (21)$$

Donde: W_R = Trabajo del sistema, (Btu)

m = Masa o moles, (Lb ó Lbmol)

B = Disponibilidad termodinámica, (Btu/Lbmol)

Por lo tanto, éstas dos funciones de disponibilidad representan la base fundamental del cálculo del trabajo potencial reversible o irreversible termodinámicamente.

Obviamente se pueden hacer combinaciones de las ecuaciones (20) y (21) para utilizarse en sistemas en estado no estable con permanentes fluctuaciones en sus flujos los cuales entran y salen de su volumen de control, considerando estas combinaciones como el fundamento del concepto de Disponibilidad Termodinámica ó Exergia (por simplicidad en este trabajo únicamente se manejará el término "Disponibilidad termodinámica")

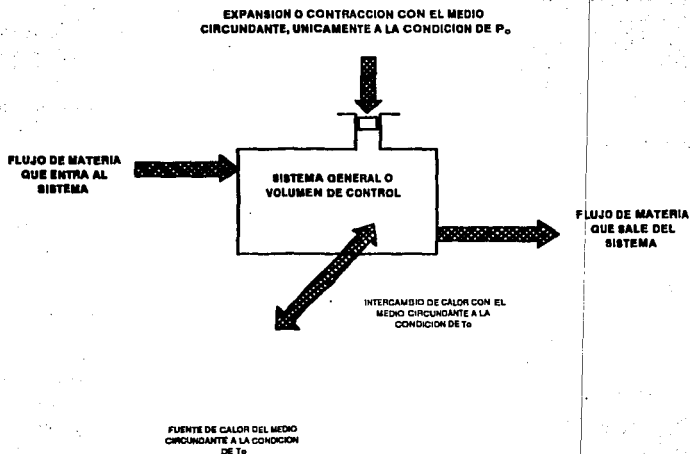


Figura No.14,- Sistema general o volumen de control para el análisis de Exergía

El sistema general que se muestra en la figura No. 14 , puede representar, en primera instancia, componentes individuales de un proceso como podría ser: una bomba, un compresor, una turbina, un rehervidor, una columna de destilación, un condensador, un reactor químico ó en un caso más global representar una planta completa, tal como una refinería o plantas petroquímicas. A partir de las ecuaciones (20) y (21) puede calcularse el trabajo reversible o el potencial disponible de cualquiera de los entes individuales ó globales y posteriormente realizar una comparación de los requerimientos del trabajo real utilizado o " disponible ", lo cual originará que se puedan desprender asignaciones de eficiencia termodinámica en cada equipo ó totales, de acuerdo con los requerimientos del análisis

Un análisis de disponibilidad termodinámica requiere de ciertos datos que normalmente son familiares en los diagramas de flujo de proceso, los cuales contienen: balance de masa, balance de energía, gastos, composición, tipo de fase, temperatura, presión y, algunas

veces, contiene ciertas propiedades termofísicas de algunas corrientes, todo esto colocado usualmente al pie del diagrama. Con estos datos reunidos dentro de un mismo documento se puedan calcular tanto los valores de disponibilidad termodinámica, como los del trabajo reversible de cada etapa del proceso por simples operaciones de suma o resta, pero como todo desarrollo de un sistema, previamente se hace necesaria la realización de un análisis detallado del mismo para conocer la estructura básica del proceso.

Para una comparación directa del trabajo reversible que actualmente se esté produciendo dentro de un sistema, es necesario tener presente que tanta pérdida de la disponibilidad está ocurriendo dentro del mismo, lo que representa y que es equivalente a la pérdida potencial de trabajo. Este último concepto precede a la definición del "trabajo perdido" que se explicará en el próximo inciso.

Para el cálculo de términos de entalpías y entropías necesarias para el cálculo de la función de disponibilidad, se hace uso de las ecuaciones propuestas por Peng-Robinson (1976), Soave (1972), y modificación de Soave-Redlich-Wong (1976) y Edmister (1984).

Otras formas de trabajo que son de interés para la ingeniería de procesos están representadas por las reacciones químicas que interactúan con su medio ambiente, resultando la producción de un trabajo difusional. Para evaluar los anteriores términos, es necesario que se realice una expansión de la definición de los alrededores que son circundantes al reactor. Por otro lado, para especificar T_0 y P_0 es necesario definir la composición química de los entornos o alrededores, los cuales pueden suministrar cantidades ilimitadas de materia, tal como: oxígeno, nitrógeno, y agua (si es utilizable agua superficial). Para algunos casos de interés, es suficiente con especificar la composición química promedio de la atmósfera, agua disponible y humedad atmosférica local.

11.2 Concepto de "Trabajo perdido"

En contraste al anterior concepto, donde en primera instancia se enfoca hacia componentes individuales de materia asignando valores de trabajo máximo a ésta. El concepto de "trabajo perdido" normalmente está direccionado hacia sistemas globales o conjunto de varios sistemas individuales, requiriendo que la segunda ley de la termodinámica tome forma de un balance de energía, la cual debe contener valores de producción de entropía irreversible, estos valores son incluidos en la ecuación (22):

La formulación clásica de la segunda ley de la termodinámica se expresa como una forma de una desigualdad. La primera expresión propuesta se refiere a para un sistema cerrado y fue introducida por Riekert (1974), donde:

$$d \text{ Sistema} > \sum d Q_i / T_i \quad (22)$$

Todos los
flujos
caloríficos

Donde: Q_i = Representa a la transferencia de calor a través de una porción, i , de los límites del sistema.

T_i = Representa a la temperatura correspondiente de aquella parte de los límites.

Excepto para sistemas isotérmicos, T_i no es uniforme, pero adquiere diferentes valores en las diferentes partes de los límites. Tal como se mostrará más adelante, la selección del sistema y por supuesto sus límites, son importantes y requieren de una cuidadosa consideración. En general, lo apropiado es que todas las irreversibilidades ocurran dentro del sistema, los límites son colocados de modo que los valores de T_i correspondan a las diferentes temperaturas de las fuentes caloríficas. Para sistemas abiertos, se debe incluir la consideración de que el material fluya por la porción j , de los límites del sistema. La expresión que incluye todo lo anterior, queda de la siguiente forma:

$$dS_{\text{sistema}} = d(mS)_{\text{sis}} > \sum_{\substack{\text{Todos los} \\ \text{flujos} \\ \text{caloríficos.}}} dQ_i / T_i + \sum_{\substack{\text{Todos los} \\ \text{flujos} \\ \text{mécicos}}} (S_j d m_j) \quad (23)$$

Una igualdad más utilizable derivada a partir de la ecuación (23), se obtiene por medio de la adición del incremento de la entropía irreversible:

$$dS_{\text{sistema}} = d(mS)_{\text{sis}} = \sum dQ_i / T_i + \sum (S_j d m_j) + dS_{\text{irrev}} \quad (24)$$

Por lo tanto se puede evaluar el término del incremento en la entropía irreversible en la ecuación (24). Los modos por los cuales puede ocurrir un incremento incluyen a: a) transferencia de calor a través de cualquier diferencia finita de temperatura; b) desorden ocasionado por el mezclado de diferentes especies químicas; c) conversión de la energía cinética o potencial o alguna otra forma de energía mecánica, dentro de la energía interna sin una correspondiente ganancia de momentum o extracción de trabajo (por ejemplo, esto incluye, un flujo de fluidos dentro de una tubería con fricción, pero no incluye la conversión de la energía cinética a energía potencial, la cual ocurre para una desaceleración de un fluido compresible cuando puede ser reversible); d) cualquier reacción química que no este tendiendo hacia el equilibrio; e) un flujo eléctrico a través de una resistencia finita, y f) pérdida de un campo magnético sin un correspondiente incremento en energía mecánica o energía eléctrica.

Algunos de estos modos se pueden observar claramente en la conversión de trabajo a calor. Por lo tanto, cualquier irreversibilidad dS debe indicar una pérdida en potencial hacia a:

trabajo. Consideremos por ejemplo, una máquina de freno por fricción, donde la energía mecánica es transformada directamente en energía interna, figura No.15. Los ejemplos mas comunes de aplicación de éste efecto, los encontramos en los siguientes dispositivos: ruedas de automóviles, bicicletas, ruedas de ferrocarril, etc. El dispositivo mostrado consta de una sencilla rueda o polea contenida dentro de un recipiente cerrado que es movida por una flecha que entra al sistema y un sistema de frenado por fricción. Esta representación física, transformada a modelo matemático que involucre la entropía reversible se expresa de la siguiente forma:

$$dS_{irrever} = \frac{d(\text{trabajo de entrada transformado en energía interna})}{T_{\text{sistema}}}, \quad (25)$$

Donde: T_{sistema} representa a la temperatura puntual en el sistema donde la irreversibilidad ocurre. Si se concluye que éste trabajo es perdido, se le puede llamar "trabajo perdido", LW_m refiriéndose al trabajo perdido mecánico el cual será discutido más adelante. Finalmente se puede reescribir el balance de entropía como:

$$dS_{\text{sistema}} = d(mS)_{\text{ste}} = \sum \frac{dQ_i}{T_i} + \sum (S_j d m_j) + \frac{dLW_m}{T_{\text{ste}}} \quad (26)$$

Se puede proporcionar una sencilla convención referente a los signos para la segunda ley: para todos los procesos reales, el trabajo perdido es positivo; para procesos reversibles hipotéticos, el trabajo perdido es cero; y para procesos para el cual el trabajo perdido es negativo se considera como un proceso imposible de tener.

Definición Termodinámica del Trabajo Perdido

Aunque la formulación proporcionada en la ecuación (26) nos presenta una predefinición del trabajo perdido la cual resulta acertada, entendible y de consistencia propia, se observa que esta definición es sumamente restringida, lo cual trae como consecuencia que tenga una utilidad limitada, impidiendo que tenga una adopción amplia del concepto.

Toda la anterior serie de restricciones se pueden comprender con más claridad con el siguiente ejemplo. Consideremos un sistema como el descrito en la figura No. 15 constando de un recipiente o contenedor isobárico y adiabático llenado con una mezcla vapor-líquido de helio a una temperatura de 4°K, que corresponde a su temperatura de ebullición normal. El trabajo que se introduce al sistema por medio de la flecha y que es frenado por medio de un dispositivo (esto se conoce como transferencia de energía mecánica) es transmitido a energía interna de la mezcla de helio contenida. Este fenómeno nos conduce a que se tenga un incremento en la entropía del sistema, la cual se equipara en magnitud al trabajo mecánico suministrado afectado o dividido por la temperatura del sistema, T_{ste} , situación que se presenta normalmente en la etapa de frenado.

sistema, la cual se equipara en magnitud al trabajo mecánico suministrado afectado o dividido por la temperatura del sistema, T_{a1} , situación que se presenta normalmente en la etapa de frenado.

Pero hasta este nivel, se puede establecer la siguiente cuestión: ¿resulta el trabajo introducido ser el mismo que el trabajo perdido?..La realidad de ésto y con gran certeza se puede afirmar que el trabajo convertido en energía interna corresponde a la misma cantidad de energía mecánica que se degrada, lo cual conduce al establecimiento de una definición preliminar de trabajo perdido mecánico LW_m .

El siguiente paso es el relacionado con la definición del trabajo perdido termodinámico LW_t , el cual no corresponde en concepto y magnitud que al trabajo perdido mecánico LW_m , así como por que el primer concepto resulta ser más exitoso que el segundo.

Suponiendo que se decide que el trabajo perdido no es simplemente el trabajo suministrado, pero si que sea la cantidad de trabajo reversible que es requerido para restablecer el sistema a su estado original. Para restablecer el sistema, suponer que se utiliza un refrigerador de algún tipo ideal para extraer calor a partir del sistema en una cantidad igual al incremento en la energía interna y disipar calor a los alrededores (suponiendo sean infinitos) a la temperatura T_0 tal como se ilustra en la figura No.16, donde se tiene una aplicación directa de la teoría de refrigeración de Carnot:

$$(\text{Trabajo reversible para restablecer el sistema}) = LW_m(T_0 - T_{a1} / T_{a1}) \quad (27)$$

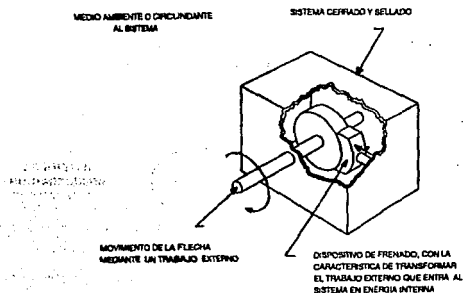


Figura No.15.- Ejemplo del sistema de fricción " Brake "

Se pueden disipar o absorber el calor en cantidades ilimitadas a partir de los alrededores definidos como infinitos (estado de referencia) a T_0 . Normalmente la temperatura de los alrededores puede ser tomada con referencia a la fuente del agua (por ejemplo un río un lago o el océano) o la temperatura del agua que se está procesando dentro de un sistema de enfriamiento o enfriadores de aire. Suponiendo que T_0 posee una temperatura de 25°C (77°F),

Para el sistema de la figura No.15, la definición anterior del trabajo perdido se relaciona ó se asocia directamente al trabajo suministrado al sistema, siendo definido por LW_m . Esta definición desde el punto de vista práctico resulta incorrecta debido a que todo ese trabajo es transformado en ó transferido a energía interna del helio, razón por lo cual se causa un tipo de vaporización isobárica dentro o en su punto de ebullición normal, ocasionando con esta acción que una parte del helio sufra una liquefacción que proporcionará el trabajo útil para remover cierta cantidad de calor que se ha formado con el helio líquido.

El ejemplo de la liquefacción del helio puede o se debe asociar a sistemas de mayor magnitud, tal como todo un proceso químico y también puede tener alguna correspondencia con un tipo de servicio que se debe suministrar será necesario compensar o reponer por el trabajo realizado. Esto es, que en términos prácticos, la pérdida real que ocurre en cualquier sistema no únicamente se debe asociar con el trabajo suministrado y transformado a energía interna, sino que es necesario e indispensable tomar en cuenta el trabajo reversible que es requerido para compensar la conversión de irreversibilidad. Por lo tanto, se considera que para efectos prácticos la definición del concepto que resulta más acertada es aquella donde debe tomarse en cuenta los dos tipos de trabajos, representados en la ecuación (28) donde se expresa la definición del Trabajo Perdido Termodinámico.

$$LW_t = LW_m + (\text{trabajo reversible necesario para compensar la conversión de irreversibilidad del mismo}) \quad (28)$$

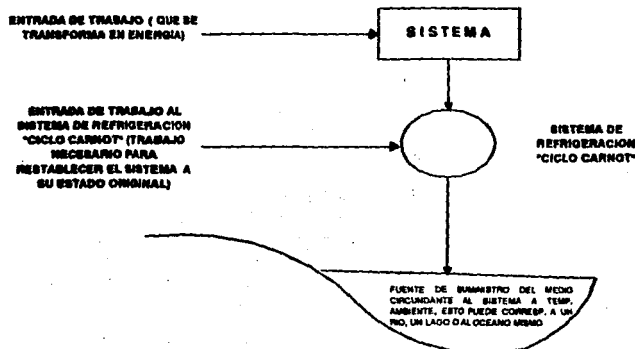


Figura No. 15.- Ejemplo de la restauración del sistema de freno por fricción

Combinando las ecuaciones (27) y (28) para eliminar el trabajo reversible externo de restablecimiento se obtiene

$$LW_i = LW_m (T_o / T_{o1}) \quad (29)$$

Ahora considerando el caso de $T_{o1} > T_o$. En lugar del trabajo requerido para reestablecer el sistema, se puede entregar trabajo a los alrededores por medio de una transferencia de calor igual a LW_m (incremento de la energía interna del sistema) a un dispositivo de "Carnot" que disipa calor hacia los alrededores, estableciéndose para el trabajo reversible:

$$\text{Trabajo reversible producido} = LW_m \left(\frac{T_{\text{sistema}} - T_o}{T_{\text{sistema}}} \right) \quad (30)$$

Es decir,

$$LW_i = LW_m - (\text{producción de trabajo reversible para reestablecer el sistema}) \quad (31)$$

Combinando las ecuaciones (30) y (31) se puede obtener la ecuación (29) la cual proporciona una definición general del trabajo perdido termodinámico.

Vamos a retornar al mismo caso expuesto en la Fig No. 15. para reafirmar que $T_{o1} > T_o$ y suponer que la acción se lleva a cabo a una temperatura de 1000 °K, calor que es suministrado por medio de una línea de vapor sobrecalentado externa, proveniente de una planta generadora. Bajo estas condiciones de operación y aplicando la ecuación (29), sin tomar en cuenta cualquier cambio de temperatura del vapor, el trabajo perdido termodinámico a una temperatura $T_o = 298$ °K, se deduce que:

$$LW_i = LW_m (298 / 1000) = 0.298 LW_m.$$

Para el caso particular señalado anteriormente y por tratarse de un sistema micro que puede corresponder a una parte de un proceso a gran escala, es factible la obtención de valores pequeños del trabajo perdido termodinámico, éstos comparados y tomando como referencia el trabajo mecánico suministrado al sistema. Esta situación se atenúa en el momento de que se comienza a analizar un proceso completo o unidades del mismo donde se hagan converger grandes cantidades de materia y con un seguimiento continuo o diámico. Esta situación cambia el esquema completamente, ya que el trabajo perdido termodinámico entonces proporciona una respuesta práctica de la magnitud de las pérdidas que existirán en el sistema para llevar a cabo una transformación de trabajo ya sea por fricción mecánica; efecto que se convierte en energía interna operando a altas temperatura ó por algún otro mecanismo, únicamente tomando parámetros termofísicos de las corrientes involucradas

Resumiendo tanto para $T_{o1} < T_o$ como para $T_{o1} > T_o$, el trabajo perdido termodinámico describe una representación más práctica comparada con las pérdidas hechas por el trabajo perdido mecánico. Esta deducción nos conduce a seleccionar la expresión LW_i

como nuestra definición de trabajo perdido (reteniendo el subíndice para evitar confusión con LW_m). Posteriormente se pueden combinar las ecuaciones (25) y (29) para obtener el valor de LW_i en términos de incrementos de entropía reversible.

$$d S_{irr} = d LW_i / T_o \quad (32)$$

Una ecuación similar a la anterior fue definida por Clausius por el año de 1870. Cuando se sustituye la ecuación (32) en la ecuación (24), se obtiene:

$$d S_{a1a} = d (mS)_{a1a} = \sum \frac{d Q_i}{T_i} + \sum (S_j d m_j) + \frac{d LW_i}{T_o} \quad (33)$$

Donde el trabajo perdido siempre es una cantidad positiva.

Para hacer uso máximo de la ecuación (33), es necesario realizar una combinación con la asignación de la primera ley de la termodinámica, la cual se puede escribir para un sistema abierto como:

$$d (mu)_{a1a} = \sum (h_j d m_j) + \sum d Q_i - \sum d W_o \quad (34)$$

Donde, por convención, W_o es positivo para trabajos cedidos desde el sistema a los alrededores. Este es referido como un trabajo externo, el cual incluye: trabajo de una flecha, trabajo de expansión, trabajo mecánico o eléctrico, etc sin incluir el llamado "trabajo de inyección", que es asociado con movimientos de fluidos a través de los límites del sistema y que debe ser relacionado en términos de entalpía. De Nevers (1970). De Nevers & Seader (1984), Louw (1975).

La ecuación (34) omite términos de energías cinética, potencial, electrostática, magnética, superficiales, etc. los cuales son fácilmente adicionados a los términos de energía interna y de entalpía si fuese necesario; es decir, en altas velocidades de un fluido gaseoso o en flujos de líquidos con cambios de elevación apreciables.

Si la ecuación (33) se multiplica por T_o y restada a partir de la ecuación (34) el resultado que se obtiene es una combinación de las expresiones de la primera ley con la segunda ley de la termodinámica.

$$d [m(u - T_o S)]_{a1a} = \sum \{ (h - T_o S) d m_j \} + (1 - \frac{T_o}{T_i}) d Q_i - \sum d W_o - d LW_i \quad (35)$$

La anterior ecuación incluye dentro de su estructura, tanto el trabajo externo real proporcionado por el sistema, como el trabajo perdido del tipo termodinámico. Sumando las dos cantidades se obtiene una equivalencia del trabajo reversible del sistema, reorganizando la ecuación (35) se obtiene:

$$(\sum d W_o + d LW_i) = \sum \{ (h - T_o S) d m_j \} + \sum (1 - \frac{T_o}{T_i}) d Q_i - d [m(u - T_o S)]_{a1a} \quad (36)$$

Finalmente si se sustituye la ecuación (19) en la ecuación (35) se tiene la ecuación general para el cálculo del trabajo perdido termodinámico:

$$(\Sigma d W_e + d L W_i) = \Sigma (B_j d m_j) + \Sigma \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) d Q_i - d[m (B - P_v)]_{i1} \quad (37)$$

Los términos del lado derecho que contienen la combinación $(B - P_v)$ se denomina "función de disponibilidad para proceso batch o sin flujo". Haywood (1974) modifica esta relación que incluye también un cambio de notación, sustituyendo el término "B" por "a", lo cual no es de trascendencia puesto que las dos definiciones representan a la misma idea, esta ecuación, probablemente sea la función más práctica para los análisis de pérdidas de energía.

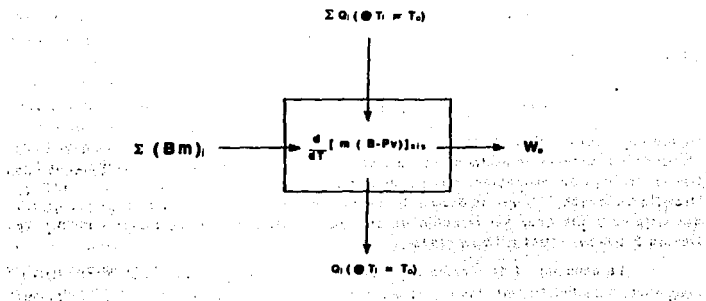


Figura No. 17 - Diagrama de flujo general para un proceso reversible o irreversible

Cuando se hace uso de esta función para aplicaciones en un proceso reversible (ocasiona que el término $L W_m$ se haga cero), por lo tanto, en la ecuación (29) también $L W_i$ es igual a cero, concluyendo que para un proceso reversible, el trabajo externo, W_e , se puede representar como W_{rev} , esta expresión se indica en el término del lado derecho de la ecuación (37).

Por lo tanto para un proceso irreversible que conservé las corrientes de entrada y de salida, idénticos flujos caloríficos de o hacia los alrededores diferente a T_0 y mismos cambios en las propiedades del sistema (Ver Figura No.17), el término del lado derecho de la ecuación (37) muestra que la combinación del trabajo externo y el trabajo perdido es también igual al trabajo reversible, quedando arregladas las ecuaciones anteriores como:

$$dW_{rev} = (\sum dW_e + dW_t) = \sum (B_j dm_j) + \sum \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) dQ_i - d[m(B - P_v)]_{s_{10}} \quad (38)$$

Por otro lado la ecuación (38) es transformada en la siguiente relación

$$W_{rev} = \sum W_e + L W_t = \sum (B m)_j + \sum \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) Q_i - \frac{d[m(B - P_v)]_{s_{10}}}{d t} \quad (39)$$

Notar que ni la temperatura del sistema $T_{s_{10}}$, ni la temperatura o presión de las corrientes que entran o salen del sistema, aparecen en forma explícita dentro de las ecuaciones (38) y (39). El término T_i en el denominador del término flujo calorífico corresponde a la temperatura del calor que cruza los límites del sistema; en el caso de un sistema isotérmico la temperatura es $T_{s_{10}}$. Sin embargo para un proceso tal como la destilación, donde se tienen más de dos flujos caloríficos en un mismo punto a diferentes temperaturas límite es necesario asegurarse de asignar la temperatura T_i correcta para cada uno de ellos. Por ejemplo, si se utiliza agua de enfriamiento como servicio en el condensador, T_i se asocia con la carga térmica del condensador la cual generalmente se toma a T_0 , por otro lado si se utiliza vapor de calentamiento en el reboilador, T_i se asocia con la carga térmica del reboilador tomando como referencia la temperatura del vapor saturado. Las temperaturas y presiones de las corrientes que entran y salen únicamente aparecen explícitas en los términos de entalpía y de entropía, que se combinan con los términos de la función de disponibilidad.

Para mostrar la amplia aplicabilidad de las ecuaciones (38) y (39) considerar los tres tipos de procesos mostrados en la figura No. 18, proceso cíclico, sistema cerrado, proceso continuo en estado estable y proceso batch. En el proceso cíclico, no existe ni entrada ni salida de materia del sistema, por lo tanto no sufre cambio alguno, quedando la ecuación (39) de la siguiente forma

$$W_{rev} = \sum W_e + L W_t = \sum \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) Q_i \quad (40)$$

Si la fuente inferior de calor (enfriamiento) del ciclo de Carnot, es igual a la temperatura de los alrededores ($T_0 = T_e$), entonces el término de disipación de calor a la fuente de baja temperatura será cero; obteniéndose la formulación convencional en función de la eficiencia del ciclo de "Carnot":

$$\frac{W_{rev}}{Q_H} = \frac{T_H - T_0}{T_H} \quad (41)$$

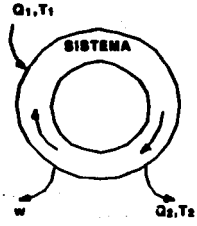

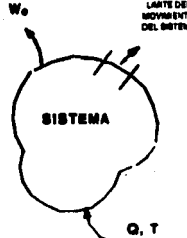
PROCESO CICLICO EN REGIMEN PERMANENTE O ESTADO ESTABLE	PROCESO CONTINUO EN REGIMEN PERMANENTE O ESTADO ESTABLE	PROCESO BATCH EN REGIMEN UNIFORME
ALREDEDORES @ T_0  $W_{rev} = \Sigma W + LW$ $= \Sigma (1 - T_0 / T_i) Q_i$	ALREDEDORES @ T_0  $W_{rev} = \Sigma W_0 + LW_L$ $= \Sigma (Bm) + \Sigma (1 - T_0 / T_i) Q_i$	ALREDEDORES @ T_0  $W_{rev} = \Sigma W + LW$ $= \Sigma (1 - T_0 / T_i) Q_i - \frac{d[m(B-Pv)]}{dt}$

Figura No.18.- Asignaciones combinadas de la primera y segunda ley de la Termodinámica para una serie de procesos comunes

Por otro lado, si la temperatura de la fuente inferior para el ciclo de Carnot no es T_0 , se obtiene una relación más general.

$$W_{rev} = \left(1 - \frac{T_0}{T_H}\right) Q_H - \left(1 - \frac{T_0}{T_0}\right) Q_0 \quad (42)$$

A partir de la primera ley, $W_{rev} = Q_H - Q_0$, la cual sustituida dentro de la ecuación (42), obteniéndose el siguiente resultado:

$$Q_0 = Q_H \left(\frac{T_0}{T_H} \right) \quad (43)$$

La cual cuando se sustituye dentro de la ecuación (42), se obtiene la eficiencia estándar de Carnot proporcionada en la ecuación (41).

Entonces se puede observar que el término $\Sigma (1 - T_0 / T_i) Q_i$, el cual aparece previamente dentro de las ecuaciones (38) y (39), corresponde al término denominado "trabajo equivalente de Carnot", el cual es definido como la máxima cantidad de trabajo que se puede

obtener de una cantidad de calor Q_i a la temperatura de la fuente T_i a cual cede a una máquina reversible térmica el calor disipado a los alrededores que se suponen infinitos a la temperatura T_o en lugar de cederlo al proceso considerado.

Para un proceso continuo en estado estable, tal como se muestra en la figura No.18, y donde ningún cambio ocurre en el sistema, la ecuación (39) se reduce a:

$$W_{rev} = \sum W_o + L W_i = \sum (B m)_i + \sum \left(1 - \frac{T_o}{T_i}\right) Q_i \quad (44)$$

Si el proceso intercambia calor únicamente a la temperatura de la fuente infinita de calor a T_o , entonces el término del lado derecho de la ecuación (39) se elimina y se puede obtener el resultado anteriormente conocido enunciándose que la relación de producción de trabajo reversible es igual al decremento en la función de disponibilidad del material que fluye a través del proceso.

Para un proceso batch, tal como se muestra en la figura No.18, no existe circulación de material a través de los límites, quedando la ecuación de la siguiente forma:

$$W_{rev} = \sum W_o + L W_i = \sum \left(1 - \frac{T_o}{T_i}\right) Q_i - \frac{d[m(B - P_r)]_{sta}}{dt} \quad (45)$$

II.3 Concepto de Eficiencia Termodinámica.

De forma previa a la definición particular de la eficiencia termodinámica, es necesario efectuar una revisión de algunas de las definiciones tradicionales del concepto de eficiencia.

la primera definición es aquella que se asocia con un trabajo del tipo mecánico, esto es, que siempre se relaciona con equipos rotatorios (Turbinas, sopladores, generadores, etc.) ó el suministro de un trabajo utilizado en la generación de una producción (ejemplo, bombas y compresores). Para procesos donde se considere tener valores de cero o intercambios despreciables de trabajo con los alrededores, en apariencia esta definición carece de validez, ya que se puede pensar que en este tipo de sistemas no se puede definir o establecer una relación de eficiencia que sea tangible, pero la realidad es totalmente opuesta, ya que sí se pueden cuantificar diversos valores de eficiencias que son obtenidas a partir de varias asignaciones de tipo termodinámico.

Un ejemplo de lo anterior se presenta en la Figura No.20, donde se muestra un esquema típico de un calentador a fuego directo. En la figura se representan las especificaciones de las corrientes de proceso y de servicios a la salida de las cuales se hizo uso para la obtención de

las eficiencias. En este ejemplo se ilustra la aplicación de la primera y segunda ley de la termodinámica, así como, de la eficiencia de Carnot.

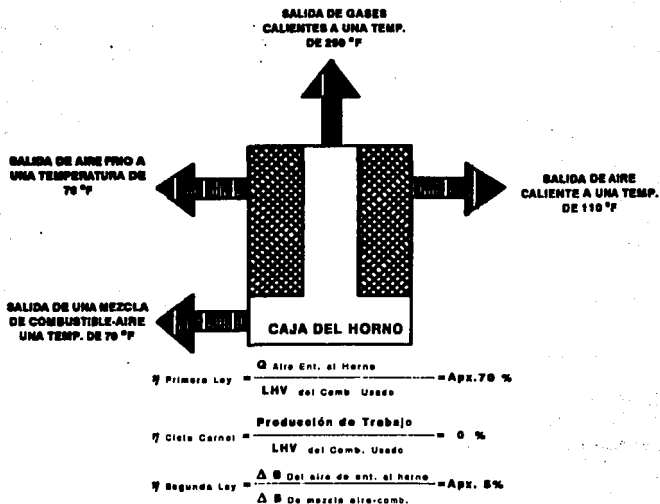


Figura No.19.- Algunas eficiencias estimadas para el trabajo de un Horno.

Otra definición del concepto es aquella que es relacionada con el intercambio de trabajo con los alrededores, situación que implica y hace necesario la generación de una definición particular de la eficiencia, la cual deberá de estar expresada en términos de un trabajo externo en lugar del trabajo perdido, esta asignación se expresa en la ecuación (38). Por lo tanto, se tiene que para un proceso que genere trabajo, la eficiencia termodinámica para un proceso como el descrito, se define como:

$$\eta \text{ trabajo producido} = \frac{W_o}{W_{rev}} = 1 - \frac{LW_t}{W_{rev}} \quad (46)$$

En forma similar, para un proceso con consumo de trabajo:

$$\eta \text{ trabajo consumido} = \frac{W_{rev}}{W_o} = 1 + \frac{LW_t}{W_o} \quad (47)$$

Para estas definiciones, el trabajo real por convención de signos termodinámicos, será siempre negativo mientras que el trabajo perdido se definirá positivo cuando la eficiencia sea menor del 100 %.

Se puede extender el análisis para aquellas situaciones donde existe intercambio de calor sin que exista intercambio de masa con los alrededores, esto es, un proceso cíclico, quedando que a partir de la ecuación (46) la definición como:

$$\eta = \frac{W_e}{T_o \left(1 - \frac{T_o}{T_i} \right) Q_i} \quad (48)$$

La cual simplemente es relación entre el trabajo real con respecto al trabajo producido por una máquina tipo Carnot, aceptando los mismos calores de entrada a diferentes temperaturas de T_o .

Similarmente para un proceso en estado estable, es decir, que no realice un trabajo con sus alrededores, pero que si intercambia calor con ellos a T_o , la expresión se estructura de la siguiente forma:

$$\eta = \frac{\sum W_e}{\sum (Bm)_j} \quad (49)$$

La aplicación de las ecuaciones (47) y (48), directamente en procesos, en los cuales no se tenga intercambio de trabajo con sus alrededores, ocasiona que la definición de eficiencia tienda a cero o infinito. Por ejemplo, considerando un sistema con una configuración cíclica, tal como un sistema de refrigeración con absorción, el cual no intercambia trabajo con los alrededores, y si lo realiza con más de una fuente de calor, cuando se establece el procedimiento de análisis empleando la ecuación (39) se observa que para este tipo de sistema, el trabajo perdido resulta de igual magnitud que el trabajo reversible. Además, si se sustituye en la ecuación (46), se obtiene una eficiencia igual a cero, situación inversa, cuando se sustituye dentro de la ecuación (47), se observa que se pueden obtener valores de eficiencia infinita.

Por otro lado, si se tiene la consideración de que no exista una producción de trabajo o la absorción de trabajo a partir del proceso, se puede elaborar la definición en función de: (resultados deseados / entradas necesarias para lograr ese resultado).

$$\eta_{\text{proceso sin trabajo}} = \frac{-(\text{Término deseado a partir de la ec (46) })}{\text{Términos Restantes lado derecho de la ecuación (46)}} \quad (50)$$

Rearreglando el denominador de la ecuación (50) para expresarse en función del trabajo perdido, restado del término deseado a partir de la ecuación (39), se obtiene una variante de la formulación de la ecuación (50) de la siguiente forma:

$$\eta_{\text{proceso sin trabajo}} = \frac{-(\text{Término deseado de la ecuación (48)})}{-LW_1 - \text{término deseado de la ecuación (48)}} \quad (51)$$

El signo menos que aparece en la anterior definición se debe a que los dos términos tienen signos algebraicos opuestos (de acuerdo a la convención termodinámica de signos).

Finalmente la variante que se tiene de la ecuación (39) para un proceso cíclico en estado estable donde se tienen involucrados algunos de los siguientes equipos: rehervidor, evaporador y condensador, omitiendo la consideración de un trabajo externo, se presenta en la ecuación (52):

$$LW_1 = Q_H \left(1 - \frac{T_o}{T_H} \right) + Q_c \left(1 - \frac{T_o}{T_o} \right) \quad (52)$$

Donde el término para el condensador no se representa, debido a que $T_i = T_o$.

Por lo tanto, si el objetivo principal es el de remover el calor de la corriente que se está enfriando, puede aplicarse la ecuación (50), para encontrar

$$\eta = \frac{-Q_c \left(1 - \frac{T_o}{T_o} \right)}{Q_H \left(1 - \frac{T_o}{T_H} \right)} = \frac{Q_c}{Q_H} \left(\frac{T_o}{T_H} \right) \left(\frac{T_o - T_o}{T_H - T_o} \right) \quad (53)$$

Para un trabajo reversible, el numerador y denominador de la ecuación (53) tienden a uno o sea, una eficiencia del 100 %. Para un refrigerador por absorción, es mucho menor. En un proceso continuo (estado estable), en donde el intercambio de calor que se lleva a cabo con más de una fuente normalmente tiene un trabajo despreciable (por ejemplo un proceso de destilación), se puede suponer que el objetivo principal es realizar la separación, para lo cual el trabajo reversible resulta el incremento en la función de disponibilidad.

A partir de la ecuación (50), la eficiencia se reescribe como

$$\eta = \frac{-(\dot{S}m)_1}{\left(1 - \frac{T_o}{T_i} \right) Q_1} \quad (54)$$

El objetivo de su desarrollo se enfocó hacia la construcción de una relación del trabajo isotérmico que esté vinculada con la separación de los componentes para el trabajo equivalente de Carnot, con la suposición de que las temperaturas del rehervidor y condensador no varíen significativamente T_H y T_o para ese tipo de sistema.

La ecuación (54) resulta más general, ya que no presenta restricciones referentes a las alimentaciones y productos que entren ó salgan del proceso a la misma temperatura ó que la temperatura del condensador corresponda a la misma de la fuente externa.

Finalmente, consideramos un caso general para un proceso químico de flujo continuo y en estado estable, donde se puede tener involucrado: Reactores, separadores, flujos caloríficos a varios niveles de temperatura entre las corrientes del proceso y las fuentes externas, así como, una producción significativa de consumo de trabajo, en el cual frecuentemente su principal objetivo está dirigido hacia el incremento o disminución de la función de disponibilidad. Una nueva expresión de la Eficiencia Termodinámica se obtiene a partir de la inversa de la ecuación (54), así:

$$\eta = \frac{(Bm)_I - LW_t}{(Bm)_I} \quad (55)$$

Por otro lado, para procesos donde $(Bm)_I$ adquiere valores negativos por disposición del proceso, la función de disponibilidad se incrementará, teniéndose entonces que la inversa de la ecuación (55) adquiere la siguiente estructura:

$$\eta = \frac{-(Bm)_I}{-(Bm)_I + LW_t} \quad (56)$$

La ecuación (55) normalmente conduce hacia valores de eficiencia positiva que será menor o igual al 100 %.

Por otra parte aunque la ecuación (56) no puede sobrepasar valores mayores del 100 %, si es posible que se puedan obtener resultados de eficiencias negativas, fundamentalmente debido a que el proceso pudiese tener un trabajo perdido comparado con la disminución en la función de disponibilidad.

Las ecuaciones de disponibilidad termodinámica, trabajo perdido y eficiencia termodinámica son aplicadas en un ejemplo de purificación de Propano-Propileno a través de un proceso de destilación, el cual se describe en el Inciso II.4

11.4. Ejemplo de aplicación del análisis Termodinámico.

A continuación se describe un proceso de separación continua de una mezcla de propano-propieno, (ver Figura No. 20), también en el recuadro superior se ilustra los resultados obtenidos.

La alimentación procedente de límites de Batería a condiciones ambientales se colecta en un tanque de balance de donde se lleva a las condiciones de separación. El primer paso consiste en hacer pasar la mezcla por un compresor centrífugo en dos etapas isentrópicas con un interenfriador para elevar su presión a las condiciones requeridas, el vapor de la primera y segunda etapa de compresión se enfría y condensa hasta la condición de líquido saturado en el interenfriador, para a continuación pasar a un tanque de amortiguamiento, de donde se envía a la torre de destilación, alimentándose por la parte intermedia de esta.

La columna opera a una presión de fondo de 2.068 MPa (300 Lb/Pig² man), condición que permite la utilización de agua de enfriamiento en el condensador de domo. Aprovechando que el valor de la volatilidad relativa de los componentes es baja, comprendida entre los límites de 1.08 a 1.14 desde la etapa superior a la inferior, se requiere de una relación de reflujo de 15.9 en la operación, valor que se acerca a la relación de reflujo mínimo.

Para llevar a cabo la separación, respetando la especificación de pureza en los productos y por la baja volatilidad de los componentes, se necesitan un mínimo de 200 etapas con un 100 % de eficiencia y 0.61 m (24 pulg.) de espaciamiento, situación que implica una división de las columnas, lo que origina la adición una bomba intercolumna que debe sumarse a la de reflujo. como dato adicional se tiene que la caída de presión total para las dos columnas es de 132 kPa (19.4 Lb/pig²man). El producto tanto de domo como del fondo se obtienen en forma de vapor a partir de un condensador parcial y un reboilador parcial.

Como se muestra en la figura No. 20, se introducen dos fuentes externas de calor al sistema: Una corresponde al suministro de agua de enfriamiento utilizable en: Interenfriador, postenfriador y condensador parcial, no obstante que esta se incrementa ligeramente al pasar por estos equipos, para condiciones de referencia se considerará como constante (denotada como T_e), fijándose una valor de 32.2 °C (305.4 °K); y la otra fuente corresponde al suministro de vapor saturado, que se utilizara en el reboilador, el cual entra a una temperatura de 104.4 °C (377.6 °K).

Se desea calcular el trabajo perdido, y la eficiencia termodinámica para el proceso, así como, en forma individual para la sección de compresión de alimentación (hasta el tanque de amortiguamiento), y secciones de destilación a partir de este último.

Por otro lado, de acuerdo con las propuestas de modificación listadas al final del capítulo, se ilustra en la figura No. 21, la forma reconfigurada del proceso eleva considerablemente la eficiencia del sistema, datos que se presentan en el Capítulo No. 3

SECCION	EXERGIA ΔB { Btu/Hr }	TRABAJO PERDIDO LW_i { Btu/Hr }	EFICIENCIA TERMODINAMICA η (%)
ALIMENTACION HASTA POSTENFRIADOR	- 4.236 X 10 ⁶	- 2.170 X 10 ⁶	68.123
SECCION DE DESTILACION	- 449.763 X 10 ³	5.894 X 10 ⁶	7.090
PROCESO TOTAL	4.686 X 10 ⁶	3.725 X 10 ⁶	55.713

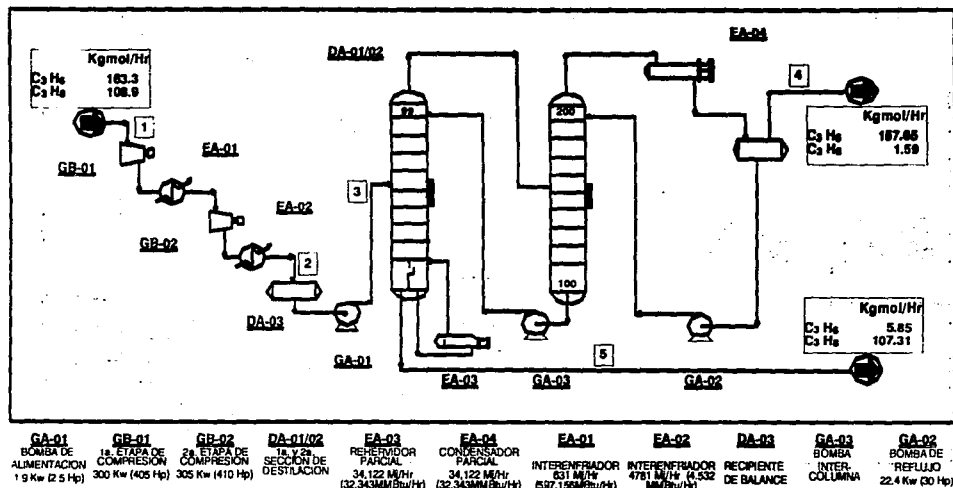


FIGURA No. 20.- COLUMNA FRACCIONADORA PROPANO-PROPILENO DE ALTA PUREZA (EJEMPLO DE ANALISIS ENERGETICO)

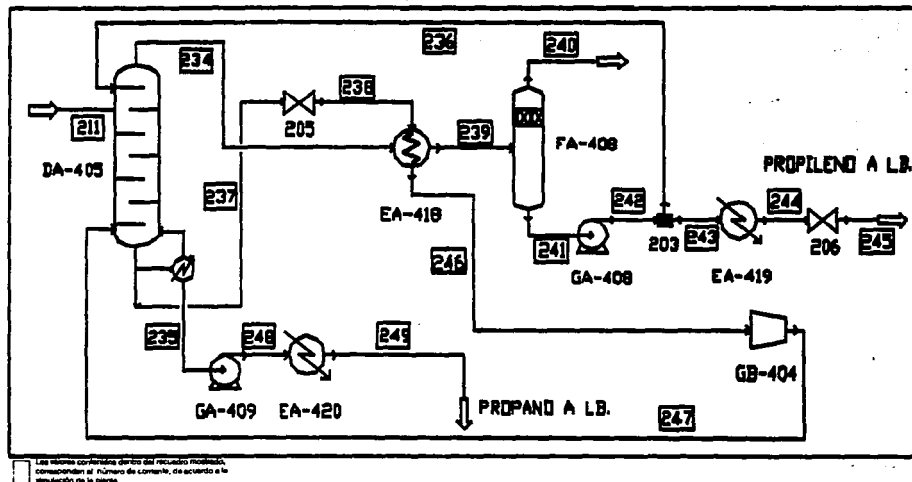


FIGURA No 21 - ESQUEMA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO PARA EL CASO DE LA PROPUESTA DE MEJORA

Solución:

Datos de la alimentación:

Alimentación	Kg/mol / hr (Lbmol/hr)	
Propileno	163.3	(360.1)
Propano	108.9	(240.1)

$T_{\text{entrada}} = 21.1^{\circ}\text{C} ; 70^{\circ}\text{F} (294.25^{\circ}\text{K})$

$P_{\text{entrada}} = 101 \text{ kPa} ; 14.7 \text{ Lb} / \text{Plg}^2 (1.0 \text{ atm})$

Definiendo como: $P_0 = \Rightarrow$ Propano y $P_1 = \Rightarrow$ Propileno.

El análisis se efectúa para los dos subsistemas del proceso:

Primera sección : Alimentación hasta la salida del postenfriador del sistema de compresión.

Segunda sección: Alimentación desde el tanque amortiguador hasta la salida de productos

Las propiedades termofísicas para la alimentación se presenta en la siguiente tabla:

Tabla No. 6 , Propiedades Termofísicas para el propano propileno

PROPIEDADES TERMOFISICAS	PROPANO	PROPILENO
$T_0 \text{ }^{\circ}\text{K} (\text{ }^{\circ}\text{R})$	3.698 E2 (665.6)	3.650 E2 (657.2)
$T_f (T' / T_0)$	0.796	0.806
$P_0 \text{ atm} (\text{ Psia })$	41.900 (617.0)	45.800 (667.0)
$P_f (P' / P_0)$	0.024	0.022
W	0.154	0.142
$C_p A (\text{ Btu} / \text{ lbmol}^{\circ}\text{R}) (\text{ Cal} / \text{ gmol}^{\circ}\text{K})$	15.590 (1.620)	13.633 (0.888)
$C_p B (\text{ Btu} / \text{ lbmol}^{\circ}\text{R}) (\text{ Cal} / \text{ gmol}^{\circ}\text{K})$	0.250E-1 (4.279 E-2)	0.210E-1 (5.600E-2)
$C_p C (\text{ Btu} / \text{ lbmol}^{\circ}\text{R}) (\text{ Cal} / \text{ gmol}^{\circ}\text{K})$	0.140E-4 (-0.290 E-4)	0.249E-5 (-0.270E-4)
$C_p D (\text{ Btu} / \text{ lbmol}^{\circ}\text{R}) (\text{ Cal} / \text{ gmol}^{\circ}\text{K})$	-0.352E-7 (-0.003 E-6)	-0.114E-7 (0.018E-6)
$\text{Ant A} (A_1)$	5.354	5.445
$\text{Ant B} (A_2)$	3.371E3	3.376E3
$\text{Ant C} (A_3)$	4.145E2	4.184E2
$V' L (\text{ Cm}^3 / \text{ Gmol})$	1.000	1.000
$B' (\text{ }^{\circ}\text{K})$	2.311E2	2.254E2

a) Cálculo de entropías y entalpías:

La entalpías y entropías para las diferentes secciones del proceso se evalúan mediante las ecuaciones Soave-Readich-Kwong, Peng-Robinson. Los resultados son presentados en la tabla No.7.

Tabla No. 7.- Resultados del cálculo de entalpías y entropías.

CORRIENTE PROPIEDADES TERMOFÍSICAS	2	3	4
	Sat. Postcondensador	Destilado (Vapor)	Fondos (Columna DA-01)
T °C (°F)	52.1 (125.78)	46.7 (116.06)	57.7 (135.86)
P Atm (Psla)	20.0499 (294.733)	19.090 (280.78)	20.454 (300.87)
m Kgmol/Hr (Lbmol/hr)	272.2 (600.201)	159.0 (346.4)	113.0 (249.1)
H KJ/Kgmol (Btu/Lbmol)	1739.3 (3835.1)	12788.2 (29793.1)	3071.3 (6419.0)
S KJ/Kgmol°K (Btu/Lbmol ° F)	213.1 (164.90)	241.9 (187.15)	214.1 (165.94)

Otros datos que son necesarios para efectuar el análisis energético , así como los datos de un balance son presentados a continuación en las Tablas No. 7 y 8.

Tabla No. 8.- Consumos Totales de trabajo.

Corriente	Flujo másico Kgmol/Hr (Lbmol/hr)	Calor transferido al proceso MJ/hr(Btu/hr)	Trabajo proporcionado al proceso Kw (Btu/hr)
Alimentación	272.2 (600.20)	----	----
Salida postenfriador	- 272.2 (600.20)	----	----
Entrada a DA-101	272.2 (600.20)	----	----
Destilado de DA-001	- 159.4 (351.47)	----	----
Fondos de DA-101	- 112.2 (247.40)	----	----
Compresor GB-101	----	----	300.4 KW (1.0358E6)
Compresor GB-102	----	----	305.0 KW (1.0517E6)
Bomba GA-101	----	----	1.9 KW (6.5517E3)
Bomba GA-102	----	----	22.4 KW (77.241E3)
Bomba GA-103	----	----	22.4 KW (77.241E3)
Rehervidor/Parcial EA-003	----	34122.0 (32.34E6)	----
TOTAL:	----	34122.0 (32.34E6)	652.1 KW (2.2486E6)

Tabla No.9.- Balance global de los componentes.

	T °F (°K)				P atm (Paia)				m Kgmol/Hr (Lbmol/Hr)				X			
COMP \ CORR	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
PROPANO	76.9	125.6	116.0	135.5	0	20.0	19.0	20.4	108.9	108.9	1.6	107.9	0.4	0.4	0.06	0.01
	(294.2)	(326.2)	(320.0)	(330.8)	(14.7)	(294.0)	(279.3)	(300.0)	(240.1)	(240.1)	(3.6)	(236.6)				
PROPILENO	76.9	125.6	116.0	135.5	0	20.0	19.0	20.4	163.3	163.3	157.7	5.7	0.8	0.8	0.05	0.06
	(294.2)	(326.2)	(320.0)	(330.8)	(14.7)	(294.0)	(279.3)	(300.0)	(260.0)	(260.0)	(247.7)	(12.6)				
TOTAL									272.2	272.2	159.2	113.0				
									(600.2)	(600.2)	(351.0)	(248.0)				

Para éste ejemplo, la ecuación (44) (se utiliza la ecuación (39) apropiada para sistemas en estado estable), la cual ignora cualquier efecto de cambio en energía cinética y potencial. Los subsistemas donde se emplea esta ecuación esta siendo aplicada, se muestran en la figura (20), donde las entradas se obtienen o se calculan a partir de la información proporcionada en la tabla No.6. Por convención, se establece que los términos del Trabajo Equivalente de "Carnot" para todos los cambiadores de calor que utilicen agua de enfriamiento sean cero, debido a que la temperatura de referencia coincide con la temperatura de entrada del agua de enfriamiento ($T_o = T_i$). Para el rehervidor parcial, el Trabajo Equivalente de "Carnot" se calcula por medio de los datos termofísicos y demanda de carga calorífica, obteniéndose los siguientes resultados:

$$\sum_{i=1}^n (1 - T_o / T_i) Q_i$$

Por lo tanto: $(1 - \frac{305.4}{377.6}) 34122.8 = 6524.539 \text{ MJ / hr } (6.1643\text{E6 Btu/hr})$

De: $T_o = 305.4 \text{ °K } (32.2 \text{ °C})$ Corresponde a la temperatura de referencia
 $T_{sat} = 377.6 \text{ °K } (104.0 \text{ °C})$ Corresponde a la temperatura del vapor saturado

b) A continuación se calculará la disponibilidad termodinámica para cada una de las corrientes del primer subsistema

b.1) Alimentación:

$$B = 13435.936 \text{ KJ/Kgmol} \cdot 305.4 \text{ °K} [337.4969 \text{ KJ/Kgmol °K }]$$

$$B = - 89535.59 \text{ KJ / Kgmol. } (-187.338\text{E3 Btu / lbmol})$$

Transformando el término para el flujo total.

$$\dot{B}_m = (- 89835.59 \text{ KJ/Kgmol}) (272.2 \text{ Kgmol/hr})$$

$$\dot{B}_m = - 21709.739 \text{ MJ / hr. } (- 45.373\text{E}3 \text{ Btu / lbmol})$$

b.2) Salida del postenfriador.

$$\dot{B} = 1739.3 - 305.4 (213.1)$$

$$\dot{B} = - 63341.44 \text{ KJ / Kgmol } (- 132.383\text{E}3 \text{ Btu / lbmol})$$

Para el flujo total.

$$\dot{B}_m = - 63341.44 (272.2)$$

$$\dot{B}_m = - 17241.539 \text{ MJ / hr } (- 19.342\text{E}6 \text{ Btu / hr})$$

Efectuando un análisis global del subsistema se obtiene:

$$\dot{B}_m = \dot{B}_{m\text{postenf.}} - \dot{B}_{m\text{alm.}}$$

$$\dot{B}_m = - 4468.20 \text{ MJ / hr } (- 4.235\text{E}6 \text{ Btu / hr})$$

b.3) Cálculo del trabajo perdido para el subsistema

Calculando el trabajo perdido a través de la ecuación (44) se obtiene:

$$W_{\text{rev}} = W_o + LW_t = (\dot{B}_m)_j + (1 - T_o/T_i) Q_i$$

Donde : W_o = Trabajo requerido por el sistema.

Para el subsistema se tienen los siguientes trabajos.

Equipo	Trabajo consumido KJ/hr (Btu / hr)
Compresor GB-001	$- 1081.137 \times 10^3 (- 1.024\text{E}6)$
Compresor GB-002	$1097.930 \times 10^3 (1.040\text{E}6)$
Total	$2179.087 \times 10^3 (2.065\text{E}6)$

Como el subsistema no presenta otro suministro de trabajo o calor, se tendrá entonces:

$$LW_t = (\dot{B}_m)_j - W_o$$

$$LW_t = - 4468.20 + 2179.087 \times 10^3$$

$$LW_t = - 2289.1330 \text{ MJ / hr } (- 2.169\text{E}6 \text{ Btu/hr})$$

Quedando el trabajo reversible como

$$W_{rev} = - 2179.067 \text{ MJ / hr.} - 2289.1330 \text{ MJ / hr}$$

$$W_{rev} = - 4468.20 \text{ MJ / hr. (-4.236E6 Btu/hr)}$$

Calculo de la eficiencia termodinámica a partir de la ecuación (56) para éste subsistema:

$$\eta = \frac{-(Bm)_j}{-(Bm)_j + LW_i}$$

$$\eta = \frac{4468.20}{4468.20 + 2289.133} \times 100$$

$$\eta = 66.123 \%$$

c) Calculo para el segundo subsistema

c.1) Corriente entrando a la columna D-01

$$B = 1739.3 \text{ KJ/Kgmol} \cdot 305.4 \text{ }^{\circ}\text{K (213.1 KJ/Kgmol }^{\circ}\text{K)}$$

$$B = - 63341.44 \text{ KJ} \cdot \text{Kgmol (-132.383E3 Btu} \cdot \text{hr)}$$

Para el flujo total:

$$Bm = - 63341.44 \text{ KJ/Kgmol (272 Kgmol/hr)}$$

$$Bm = - 17241.539 \text{ MJ / hr (-16.342E6 Btu / hr)}$$

c.2) Corriente de domo columna D-01

$$B = 12786.2 - 305.4 \text{ }^{\circ}\text{K (241.9 KJ/Kgmol }^{\circ}\text{K)}$$

$$B = - 61090.06 \text{ KJ} \cdot \text{Kgmol (-127.678E3 Btu / lbmol)}$$

Para el flujo total

$$Bm = - 61090.06 \text{ KJ/Kgmol (159.24 Kgmol/hr)}$$

$$Bm = - 9727.891 \text{ MJ / hr (-9.220E6 Btu / hr)}$$

c.3) Corriente de fondos de columna D-01

$$B = 3071.3 - 305.4 \text{ }^{\circ}\text{K (214.1 KJ/kgmol }^{\circ}\text{K)}$$

$$B = - 62314.840 \text{ KJ / Kgmol (-130.238E3 Btu / lbmol)}$$

Para el flujo total:

$$Bm = - 62314.840 \text{ KJ/Kg mol } (112.96 \text{ Kg mol/hr })$$

$$Bm = - 7039.084 \text{ MJ / hr. } (6.672E6 \text{ Btu / hr })$$

Calculo de la disponibilidad termodinámica total:

$$Bm = (Bm_{\text{end. col.}} + Bm_{\text{dest}}) - Bm_{\text{ent.col. DA-001}}$$

$$Bm = (- 9727.891 - 7039.084) - (- 17241.539)$$

$$Bm = - 474.564 \text{ MJ / hr } (-449.823E3 \text{ Btu / hr })$$

c.4) Calculo del trabajo perdido para el subsistema:

$$LW_1 = (Bm) + (1 - T_o / T_1) Q_1 - W_o$$

Para el trabajo requerido en el subsistema se tiene los siguientes consumos:

Equipo	Consumo de trabajo KJ/hr (Btu / hr)	
Bomba GA-001	- 6.83 X 10 ³	(- 6.473E3)
Bomba GA-002	- 80.63 X 10 ³	(-76.426E3)
Bomba GA-003	- 80.63 X 10 ³	(-76.426E3)
Total:	- 168.09 X 10 ³	(-159.327E3)

Como también se tiene el suministro de un calor externo hacia el rehervidor, el trabajo perdido es el siguiente:

$$\text{Rehervidor Parcial} = 6524.539 \text{ MJ / hr}$$

$$LW_1 = - 474.564 + 6524.539 + 168.090$$

$$LW_1 = 6218.065 \text{ MJ / hr } (5.893E6 \text{ Btu / hr })$$

c.5) Calculando el trabajo reversible

$$W_{\text{rev}} = 6218.065 - 168.090$$

$$W_{\text{rev}} = 6049.975 \text{ MJ / hr } (5.734E6 \text{ Btu / hr })$$

c.6) Cálculo de la eficiencia para el subsistema:

$$\eta = \frac{-474.584}{-474.584 + 6218.085} \times 100$$

$$\eta = 7.0808 \%$$

d) Calculando la eficiencia global del proceso completo:

$$(Bm)_j = -4942.784 \text{ MJ / hr}$$

$$W_e = -2347.157 \text{ MJ / hr}$$

$$Q_i (1 - T_o / T_i) = 6524.533 \text{ MJ / hr}$$

Ahora para el trabajo perdido total:

$$LW_i = -4942.784 + 6524.533 + 2347.157$$

$$LW_i = 3928.932 \text{ MJ / hr}$$

Quedando la eficiencia global como:

$$\eta = \frac{4942.784}{4942.784 + 3928.932} \times 100$$

$$\eta = 55.713 \%$$

En la tabla No.10, se presenta un resumen de los resultados del Análisis Energético

Tabla No. 10.- Datos obtenidos del análisis termodinámico para el proceso de Separación de Propano-Propileno.

SISTEMA	W_e MJ/hr (Btu/hr)	$(Bm)_j$ MJ/hr (Btu/hr)	$(1-T_o/T_i)Q_i$ MJ/hr (Btu/hr)	LW_i MJ/hr (Btu/hr)	W_{rev} MJ/hr (Btu/hr)	η (%)
Sección Alimentación						
postenfriador	2178.08 (-2.040E5)	-4468.2 (-4.236E5)	0.000	-2289.13 (-2.170E5)	-4468.2 (-4.236E5)	66.123
Sección Destilación						
	-188.09 (-1.863E3)	-474.5 (-4.497E3)	224.639 (2.128E3)	6218.08 (5.894E5)	8048.97 (7.735E5)	7.080
Proceso Total	-2347.15 (-2.256E4)	4942.7 (4.696E5)	6264.536 (5.929E5)	3928.93 (3.725E5)	1581.77 (1.50E5)	55.713

- Este ejemplo de Análisis de Exergia y uso eficiente de la energía ilustra de manera objetiva la aplicación y uso de relaciones termodinámicas sencillas para ilustrar de forma cualitativa y cuantitativa el aprovechamiento máximo que se hace de la energía que se suministra a una operación unitaria para la realización de su función de diseño. En la tabla No. 10, de resultados finales, se presenta con bastante claridad la serie de altibajos que se tienen en este sencillo esquema de separación: mientras que en la sección de compresión y enfriado de la corriente se tiene buen aprovechamiento de la energía (86.1 %), en la sección de destilación, el aprovechamiento se hace mínimo (alta disipación o desecho) (7.1 %), afectando considerablemente a la eficiencia global del sistema. Algunas de las razones que contribuyen a este efecto son las siguientes:

- a) Alta pérdida de Energía en los Condensadores.
- b) Alta pérdida de Energía en los Rehervidores.
- c) Se considera altas condiciones de operación.
- d) Alto sobrediseño en el sistema, ocasionando que las columnas se hagan muy altas

- A continuación se proponen algunas alternativas que se considera puedan ayudar a que el proceso tratado en este ejemplo sea más eficiente:

- 1.- Tratar de reducir la presión de operación de la columna ocasionando con esto que disminuya la potencia del compresor.
- 2.- Eliminar el condensador de posetapa de la sección de compresión, con la finalidad de reducir la carga térmica del rehervidor parcial.
- 3.- Considerar la alternativa de sustituir las válvulas reductoras de presión por sistemas de expansores que se encuentren unidos a equipo rotatorio ayudando con esto a la disminución en el suministro de trabajo al sistema
- 4.- Realizar una serie de interconexiones entre corrientes calientes y frías para tratar de minimizar altas cargas térmicas
- 5.- Rediseñar el sistema, introduciendo menos factores de sobrediseño para tratar de reducir las magnitudes del equipo.
- 6.- En base al punto anterior se debe considerar el uso de las propiedades termofísicas de las corrientes (productos Criogénicos) para el autoconsumo de energía

CAPITULO III

*** PRIMER CASO ***

SIMULACION Y ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE ETILENO

Introducción

Tal como se menciona en capítulos anteriores, el análisis energético se efectúa a partir de un balance, tanto de masa como de energía, datos que serán derivados a partir de la simulación de las plantas seleccionadas mediante el Simulador General de Procesos - CHEMCAD -, Versión 2.4 y 2.5, (1991), que se encuentra instalado en las microcomputadoras de la división de estudios de Posgrado de la Facultad de Química de la U.N.A.M.

A continuación del procedimiento de Simulación, se procede a emplear las relaciones termodinámicas enunciadas en el capítulo No. 2. (La secuencia general del procedimiento de análisis energético via análisis de exergía se presenta en el esquema No. 31 donde se expone paso a paso mediante diagramas de bloques el proceso simplificado). Esta secuencia resulta de suma utilidad, ya que resulta útil e indispensable para detectar y calcular en que sectores o equipos se localizan los puntos críticos (Puntos Pinch) de la planta (Análisis termodinámico o exergía), es decir, determinar los puntos de poco aprovechamiento de la energía que se le suministra al proceso, y con esto lograr de alguna forma ya sea por rearrreglos de corrientes, bombas de calor, precalentamiento de efluentes, cogeneración, etc. hacer más eficiente el proceso, disminuyendo inherentemente: suministro de servicios, consumibles, químicos, etc. que originan normalmente la baja eficiencia global de la planta o de determinados sectores.

Posteriormente, y a partir de los resultados obtenidos del análisis energético, se procede a realizar un procedimiento de propuesta de mejora, Simulador Flowtran 1987 Prokopakis (1982) de las principales unidades de los procesos donde se haya detectado problemas, previo a este procedimiento es necesario efectuar un análisis de reestructuramiento de posibles unidades y de corrientes con condiciones de temperatura elevadas del proceso que pudiesen ayudar a disminuir el uso de energía el procedimiento se realiza en base a los resultados obtenidos de la simulación, como por ejemplo, en una columna de destilación las curvas de concentración y de temperatura representan una fuente importante de información para observar que tan eficiente resulta la separación de un determinado producto

Como complemento al análisis energético y al proceso de mejora tal como se planteó en los objetivos, se incluye un inciso con un estimado comparativo de costos, K. M. Guthrie (1988), Pickullik et al (1977), D. Q. Kern (1982).

donde se anexa el estimado para la planta en operación normal y estimado de costos operando con las modificaciones derivadas del proceso de optimización con relación a el máximo aprovechamiento de la energía, Flowtran (1987), Prokopakis (1982) .

En el Apendice A, se expone el modelo del reactor de Pirólisis, el cual se constituye como uno de los equipos más importantes y de mayor trascendencia de esta planta, equipo al que se le realizó un procedimiento de simulación diferente al resto de las unidades comprendidas en este proceso.

Los valores y resultados completos del procedimiento de simulación por ser considerablemente grandes se presentan en el Apendice "D", esto se realiza básicamente para no perder una secuencia lógica del procedimiento de análisis energético

El contenido de este capítulo es el siguiente:

- ✱ Descripción del proceso
- ✱ Análisis Gráfico de resultados
- ✱ Análisis Energético por corriente
- ✱ Resultados finales del Análisis Energético
- ✱ Esquemas de los sistemas analizados energéticamente
- ✱ Análisis de resultados de la evaluación Termodinámica de la planta de Etileno

Descripción del Proceso

El proceso de etileno se ha usado comercialmente desde año de 1920 L. Kniel et al (1980), y con el paso de los años se ha incrementado, considerablemente los productos derivados a partir de él, lo que ha contribuido que sea uno de los químicos más usados actualmente en todo el mundo. Sin embargo, a pesar de su importancia industrial, pocos estudios de optimización del proceso se han realizado.

Algunos de estos trabajos publicados son: Loftus (1970), estudio la factibilidad del horno de pirólisis así como de la torre de apagado usando un programa de simulación mejorado Rothman (1970), y Gambro, et al. (1972) utilizaron la programación lineal para optimizar el proceso, también determinaron la alimentación óptima, así como algunas expectativas de costos. En su propuesta de optimización, consideraron la simulación de la planta en forma de bloques de proceso, sin considerar el caso del diseño. Otros estudios sobre la simulación y optimización, se han realizado con el mismo principio de seccionamiento de la planta o utilizando modelos más simplificados de la misma, estos se tratarán en el capítulo referente a la optimización.

El proceso origina un problema complejo cuando se está en la etapa de la optimización, debido a que en el modelo incluye, tanto variables continuas como discretas, las cuales, cuando se tratan de resolver en forma combinada presentan dificultades en la mayor parte de los algoritmos de optimización, esto lo reportan: Campbell & Gaddy (1975); Weisman & Holzman (1979) y Benson (1967). El proceso incluye dentro de sus equipos al reactor de reformado, llamado horno de "Craqueo" o "Pirólisis" Sundaram and Froment (1976), así como una serie de restricciones del tipo no lineal las que están asociadas con otros tipos (El modelo se expone en el apéndice A), situación que genera que muchos de los algoritmos de optimización tiendan hacia mala convergencia, tal como lo señalan, Keefer (1973) y Friedman & Pinder (1972).

Cuando se presentan las combinaciones de las restricciones no lineales con diversas corrientes de recirculación, como ocurre en este proceso, el algoritmo de solución se transforma en dificultoso. El posible método de ataque para estos problemas es el relacionado con el análisis de sensibilidad de las restricciones las cuales deben ser resueltas en su lugar de localización para posteriormente continuar con la búsqueda del punto óptimo que ayuda a convergir hacia la solución.

En este apartado se procede a realizar una descripción general de la planta. Con la descripción se adjunta el diagrama de flujo de la integración total de la planta, Figura No. 22, así como, de las secciones respectivas.

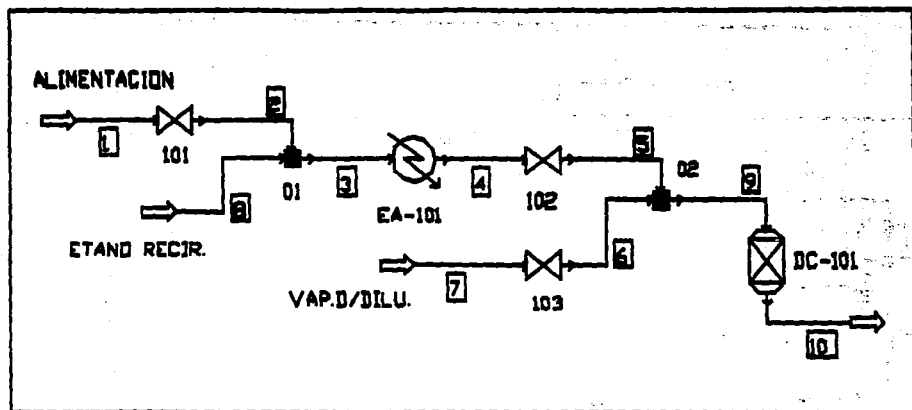
Cracking y Apagado de la Reacción.

La alimentación de etano proveniente de límites de batería y etano de recirculación son fraccionados en un horno de pirólisis tubular ver Figura No. 23. en presencia de vapor de dilución el cual se adiciona con la finalidad de inhibir la formación de coque. El vapor de dilución es precalentado en la sección de convección del horno antes de ser mezclado con la alimentación de etano, ésta se divide con el propósito de que entre por los diferentes serpentines del hogar del horno, la mezcla entra a la sección de radiación a una presión de entre 75 - 80 psia, donde el Etano es fraccionado a productos de: Hidrógeno primario, Metano y Etileno, junto con de pequeñas cantidades de hidrocarburos desde C_3 a C_8 . El effluente sale del horno a una presión entre 30 y 50 psia y a una temperatura de aproximadamente 1570°F , esta corriente en seguida es enfriada hasta 600°F en un tren de intercambio de calor del cual se obtiene vapor de alta presión. en esta sección es importante mantener al effluente gaseoso cercano a ésta temperatura con lo cual se asegura este por arriba de su punto de rocío para evitar posibles condensaciones que ocasionan la formación diversos sub-productos.

La corriente a posterior del intercambio de calor es conducida a una torre de apagado, tal como se muestra en la Figura No. 23, para entrar en contacto directo con el agua fría y se condensan la mayor cantidad de los vapores de dilución que se emplearon en el horno de pirólisis, así como también condensar algunos hidrocarburos pesados. La corriente gaseosa que se obtiene por el domo de esta torre de apagado sale aproximadamente a una temperatura de 230°F , la cual es la temperatura máxima permitida ya que excedería ocasionaría la formación de polímeros, originando severo ensuciamiento de las siguientes etapas del proceso. Por otro lado, el agua de apagado que sale de esta torre enfriadora y condensados de vapor, son separados en el tanque estabilizador de presión del compresor de los hidrocarburos pesados condensados el cual opera a temperaturas de aproximadamente 200°F , el agua de fondos que se separa y que se mantiene a una alta temperatura se utiliza como medio calefactor en diferentes unidades de intercambio de calor.

Compresión del gas de carga y Remoción del gas Ácido.

Los vapores que se obtienen por el domo de la torre de apagado son presionados en un compresor del tipo centrífugo de cuatro etapas tal como se ilustra en la figura No. 25, hasta una presión de 550 psia. El sistema de compresión cuenta con interenfriadores entre etapa y etapa utilizando agua de proceso como medio de enfriamiento. Por otro lado, entre la tercera y la cuarta etapa se tiene una extracción del gas, el cual es enviado a la sección de tratamiento cáustico en una torre lavadora con la finalidad de remover la parte ácida, ver Figura No. 24.



Los valores contenidos dentro del recuadro máximo, corresponden al número de contenido, de acuerdo a la numeración de la planta.

FIGURA No. 23.- ESQUEMA DEL REACTOR DE PIROLISIS PARA LA SINTESIS DEL ETILENO

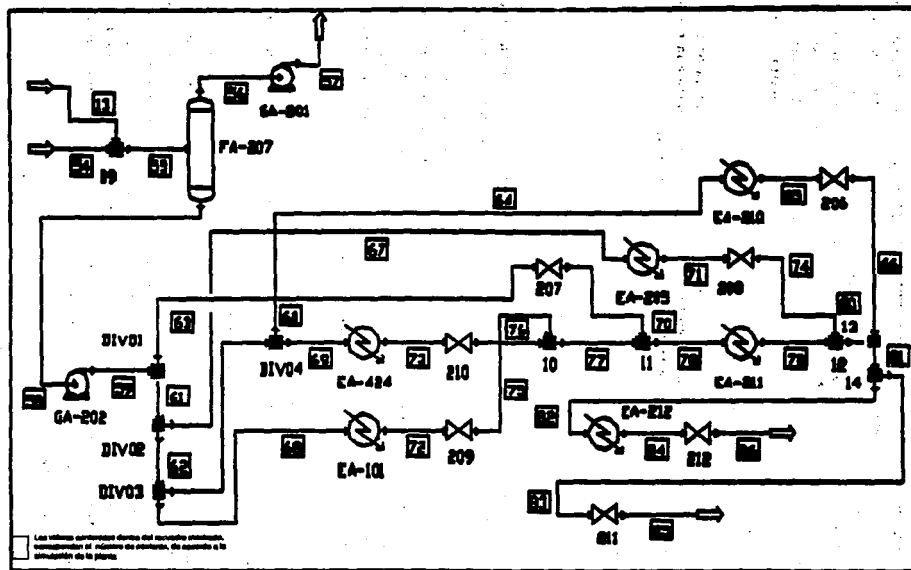


FIGURA No. 24.- ESQUEMA DEL DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CIRCUITO DE CALENTAMIENTO DERIVADO DE LA COLUMNA DE APAGADO DE REACCION (TORRE QUENCH)

El gas posterior a la remoción de su parte ácida, es retornado al tanque de succión de la cuarta etapa del sistema de compresión cuya descarga es preenfriada con agua de enfriamiento en el interenfriador, posteriormente se termina de enfriar en otro intercambiador pero ahora usando refrigerante propileno para reducir su temperatura hasta 60 °F, el condensado líquido es separado y retornado al tanque de succión de la tercera etapa y el vapor del domo es enviado a los secadores de gas que serán descritos más adelante. por otro lado los hidrocarburos condensados entre las interetapas y condensados de otros líquidos son enviados de retorno al recipiente estabilizador del compresor para su recirculación.

El condensado de la cuarta etapa, después de un intercambio de calor en el tren de precalentamiento y recuperación de calor de la alimentación que entra a la torre de apagado es retornado al recipiente de la descarga de la tercera etapa.

Secado y Sistema de Enfriamiento a baja Temperatura.

La descarga de la cuarta etapa del sistema de compresión que se encuentra en estado gaseoso a una temperatura de 60 °F y presión de 540 psig es transferida a la sección de secado, figura No. 25 (operación que se realiza en un tren de secadores de lechos empacados el cual usa mallas moleculares en ciclos de duración de 24 Hrs), antes de pasar a la sección de recuperación de baja temperatura. En ésta sección son necesarios dos trenes de secadores, donde uno es operado en ciclo normal cuando el otro tren es regenerado. Para efectuar tanto la regeneración como el enfriamiento se utiliza hidrógeno proveniente de los gases de desfogue, antes de entrar a los secadores se efectúa un intercambio de calor con el vapor del gas de regeneración.

El secado del gas se efectúa a una temperatura de 60 °F para a continuación ser progresivamente enfriado y parcialmente condensado con continua remoción del líquido, las temperaturas a las que ocurre el enfriamiento son: - 30 °F, - 94 °F, - 145 °F y - 230 °F. Este enfriamiento se realiza en un tren de intercambiadores llamados "CHILLER'S" los cuales intercambian calor con sus propias corrientes que son recirculadas y que mantienen un nivel inferior de temperatura. Los condensados se colectan en recipientes que se encuentran localizados inmediatamente de cada intercambiador, los tres primeros se alimentan a la columna de metanizadora, estas se componen básicamente de: Propileno, Etileno, vapores de Etano el cual en la siguiente etapa será recirculado al reactor de "craqueo", Hidrógeno sobrecalentado y Metano, este último es enviado como gas combustible a los quemadores del horno de pirólisis previo intercambio de calor con otras corrientes de proceso.

El cuarto condensado proveniente del último "chiller" a una temperatura de -230°F se separa en un recipiente de baja presión que opera a una presión de 15 psia, lo cual es necesario para lograr que el gas tenga un nivel mínimo de enfriamiento y que posterior a ceder su carga térmica en contraflujo con una corriente gaseosa proveniente de la última etapa, se retorne como carga a la primera etapa de compresión, los gases restantes son recirculados a la red de gas combustible de la planta.

Demetanación y Destanación

La torre demetanizadora, tal como se muestra en la figura No. 26, opera a una presión de 450 psia y temperaturas entre 30°F y -100°F en fondos y domo respectivamente. La corriente que extrae por el domo de la columna demetanizadora se constituye básicamente de gas metano, este gas se hace pasar a un reactor empacado, para reaccionar y separarse en carbono e hidrógeno, el cual se usará posteriormente en la hidrogenación del gas Acetileno, antes de pasar al metanador, la corriente se utiliza como gas de preenfriado en el tren de enfriamiento "CHILLER'S".

por otro lado la corriente que sale por los fondos de la columna demetanizadora a una presión de 440 psig y una temperatura de 30°F se envía como alimentación a la columna destanizadora que opera a condiciones de presión de 360 psig y temperaturas de 194°F y 16°F en el domo y en el fondo respectivamente.

Previo a alimentar a la torre destanizadora, la corriente de fondos de la columna demetanizadora se precalienta con una corriente caliente de refrigerante líquido de Propileno. La columna destanadora, ver Figura No. 27, utiliza vapor de proceso de baja presión como medio de calentamiento en su rehrvidor y como sistema de enfriamiento para el condensador se emplea una corriente de recirculación de refrigerante Propileno líquido. La corriente del domo se compone principalmente de una mezcla de Etileno y Etano, así como, de pequeñas cantidades de gas acetileno.

El gas Acetileno se separa del resto de la corriente y se alimenta a un convertidor de acetileno para su hidrogenación utilizando el hidrógeno proveniente del metanador. Por otro lado, la corriente de fondos, constituida por Propileno y fracciones más pesadas, se alimenta a la columna depropanizadora para su fraccionamiento.

Los valores contenidos dentro del recuadro mostrado, corresponden al número de control, de acuerdo a la simulación de la planta

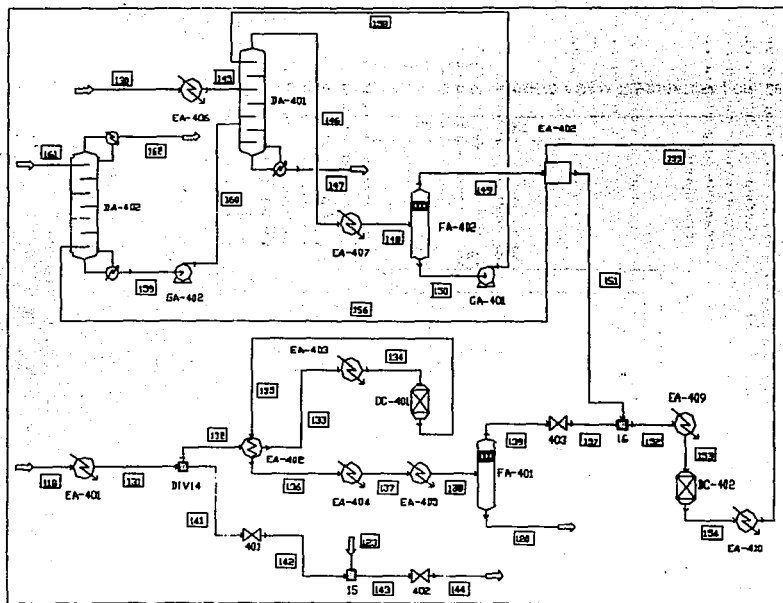


FIGURA No. 27.- ESQUEMA DE LA COLUMNA DEETANIZADORA Y COLUMNA ABSORBEDORA DE ACEITES

Hidrogenación del gas Acetileno y Fraccionamiento de Etileno.

Los vapores del domo que son extraídos de la columna destanizadora intercambian calor con el refrigerante propleno líquido antes de ser enviados a un recipiente de reflujo parcial, donde se separan los vapores no condensables del resto de la corriente, el líquido condensable se retorna a la columna destanizadora como reflujo. La composición de vapores incondensables se componen básicamente de gas Acetileno el cual es alimentado a un convertidor de Acetileno para su hidrogenación.

Esta unidad se compone de un reactor de lecho fijo empacado con catalizador compuesto a base de Paladio, el proceso de hidrogenación requiere dos trenes de reacción, los cuales son utilizados alternativamente: uno en operación normal y otro en regeneración o de relevo, también es necesario el uso de un calentador a fuego directo para la regeneración del catalizador.

La corriente reaccionada a partir del convertidor de Acetileno se utiliza como medio de precalentamiento de la alimentación al reactor aprovechando que sale a una temperatura de 280 °F, posteriormente ésta corriente es enviada a una columna absorbadora (denominada columna absorbadora de aceites), con el propósito de remover aceites que hayan formado en la hidrogenación.

Los vapores que salen por el domo de la columna absorbadora de aceites son alimentados a un secador empacado, posteriormente pasan a la columna fraccionadora de Etileno, esto se indica en la figura No. 28, por otra parte, el effluente que sale por los fondos de la columna absorbadora es retornado como alimentación a la columna destanizadora. La alimentación a la columna fraccionadora de Etileno se compone de Etileno, Etano, Propleno, Hidrógeno no reaccionado y pequeñas cantidades de gas Metano. La columna opera aproximadamente a una presión de 280 psig y temperaturas de 21 °F y -21 °F en fondos y domo respectivamente. el Etileno obtenido como producto a la especificación requerida en bases de diseño se extrae de la columna como una corriente lateral el cual se vaporiza, sobrecalienta y finalmente se envía a L B para su almacenamiento.

La corriente de domo de la columna compuesta en su mayor proporción de Hidrógeno y Metano se pasa a través de unos condensadores de venteo para su enfriamiento y a continuación enviarse como corriente de recirculación al effluente de carga de la segunda etapa de compresión. El effluente de fondos de la torre fraccionadora que es etano líquido, se vaporiza y sobrecalienta con el propósito de ser enviado como corriente de recirculación y combinarse con el etano de reposición que alimenta al horno de Pirólisis.

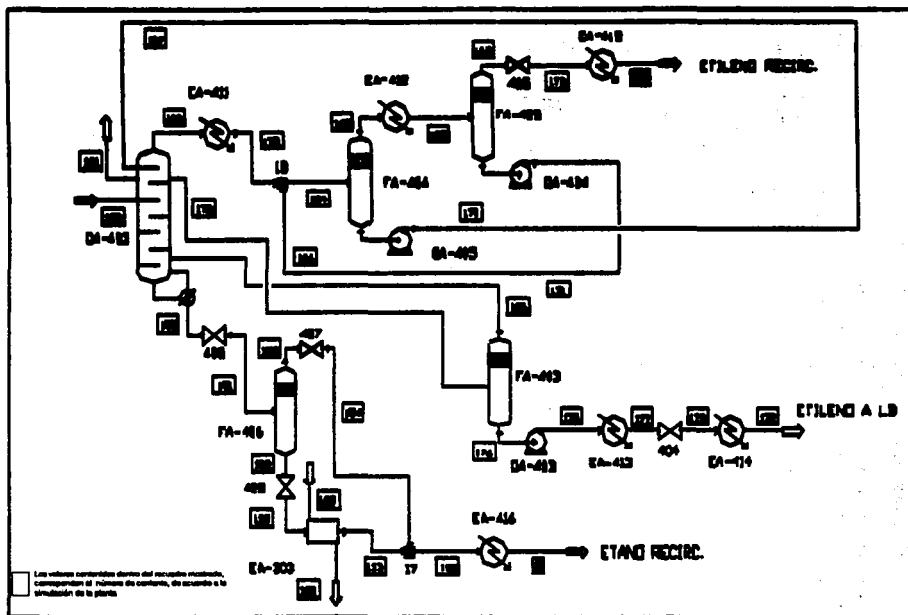


FIGURA No.28.- ESQUEMA DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO

Depropanación y Debutanación

El effluente de fondos de la columna destanizadora se alimenta a la columna depropanizadora ver Figura No. 29, en ésta columna se emplea vapor de proceso de baja presión como medio de calentamiento en el rehervidor, y refrigerante propieno líquido en el condensador. En esta columna se efectúa la separación del propieno de gases butanos y subproductos, operando a las siguientes condiciones: presiones de 115-120 psig y temperaturas que oscilan de entre 182 °F y 60 °F en el fondo y domo respectivamente.

La corriente de fondos se compone básicamente de Butano y pesados, los cuales son enviados como alimentación a la columna debutanizadora, por otra parte el producto del domo compuesto de Propileno, así como, de otros productos de menor importancia son enviados a la torre fraccionadora de Propileno. La columna debutanizadora utiliza como medio de calentamiento vapor de proceso de baja presión y agua de enfriamiento en su condensador de reflujo. Esta columna opera a una presión de 72 psig. y temperaturas de 245 °F y 130 °F en fondos y domo respectivamente.

Por los fondos se extrae gasolinas y pesados los que son combinados con la corriente de hidrocarburos pesados que proviene del recipiente decantador de la Torre de apagado, toda la mezcla se colecta y después de enfriarse se envía a L.B. Por otro lado, el effluente de domos que esta constituido en su mayor proporción de gas Butano se enfriado y se enviado a L.B.

Fraccionamiento de Propileno

En este sistema se lleva a cabo la separación del propileno de subproductos, y debido a la naturaleza de los productos a fraccionarse origina que la columna fraccionadora este constituida por 185 etapas reales resultando una torre demasiado esbelta, lo que hace necesario dividirla en dos secciones, ver Figura No. 30, la columna opera a una presión de 315 psig y temperaturas de 145 °F en el fondo y 120 °F en el domo, el fraccionador utiliza agua de enfriamiento en su condensador y en el rehervidor, agua a alta temperatura proveniente de la torre de apagado.

La corriente de fondos que consta de Propano, N-Butano, 1-Buteno, propadieno, así como trazas de propileno, se enfrían y se envía a L.B. El producto que se obtiene por el domo esta constituido por propileno de grado químico especificado, se enviado a almacenamiento en L.B.

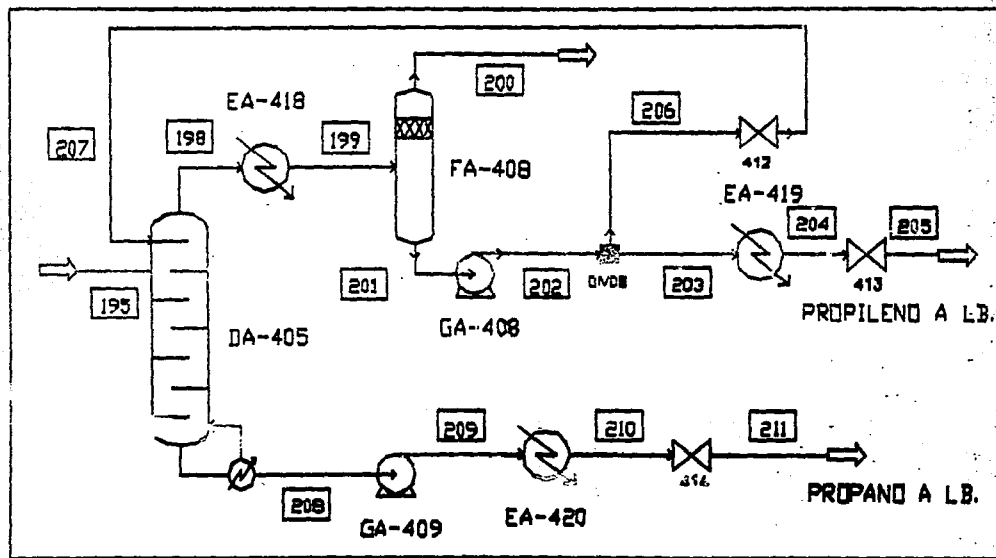
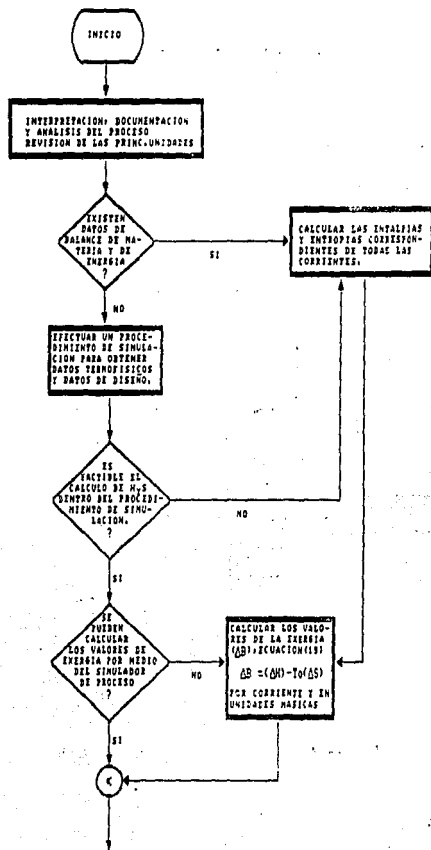


FIGURA No. 30, ESQUEMA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO

FIGURA No. 31.- SECUENCIA DE FLUJO POR BLOQUES PARA EL ANALISIS DE ENERGIA EN UNA PLANTA DE PROCESO, LA SECUENCIA SE REALIZA DE FORMA DETALLADA. ESTA METODOLOGIA RESULTA DE SUMA UTILIDAD EN LOS ANALISIS DE EFICIENTIZACION DE LA ENERGIA. EL PROCEDIMIENTO SE APLICARA EN EL EJEMPLO DE APLICACION (PLANTA DE ETILENO)





REALIZAR UN ANALISIS POR SISTEMA O POR OPERACION UNIFICADO. SE RECONSTRUYEN SECCIONES PERMANENTES DE EQUIPOS PARA TENER CUBIERTA UNA MAYOR AREA DEL PROYECTO Y ASI DETECTAR CON MAS FACILIDAD LOS CUELLOS DE BOTELLA. ES DECIR, DETECTAR LOS SISTEMAS CON MENOR APROVECHAMIENTO DE ENERGIA.

LOS SISTEMAS DEBEN CONTENER LA SIGUIENTE INFORMACION BASICA.

- FLUJOS MASICOS DE ENTRADA Y SALIDA.
- SUMINISTRO DE TRABAJO EXTERNO.
- SUMINISTRO DE CALOR EXTERNO.
- OTROS PUNTOS EXTERNOS DE INTERES.

ASIGNAR CADA SISTEMA DONDE SE INDICAN LOS SIGUIENTES PARAMETROS.

TIPO MASICO.

INCREMENTO DE LA ENERGIA O DISMINUCION TERMODINAMICA (KJ).

TRABAJO EXTERNO SUMINISTRADO (KJ).

TIPO DE CALOR EXTERNO SUM.

CALCULAR EL TRABAJO EQUIVALENTE DE CADA UNO (EQ. NO. 40)

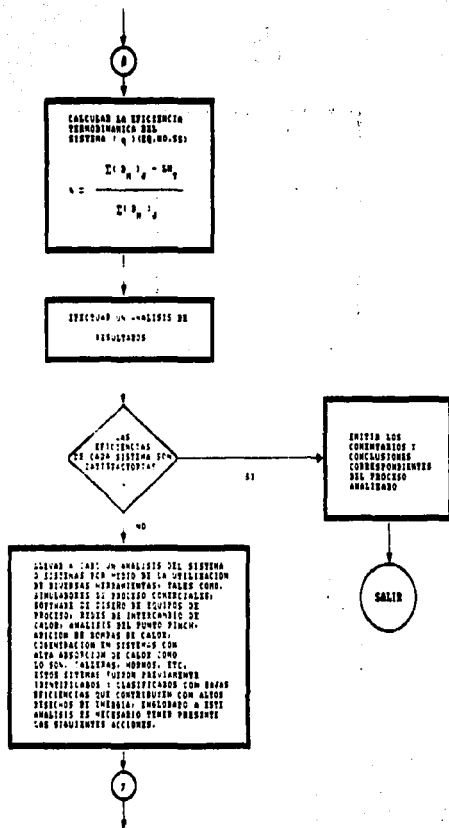
$$\Sigma Q_{i,j} = \dot{Q}_i / \eta_i$$

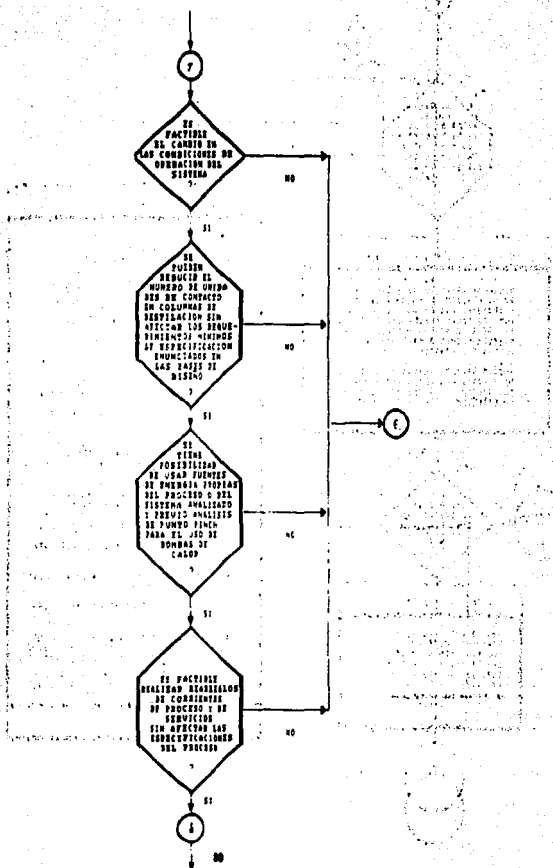
CALCULAR EL TRABAJO PUNDO DEL SISTEMA (EQ. NO. 41)

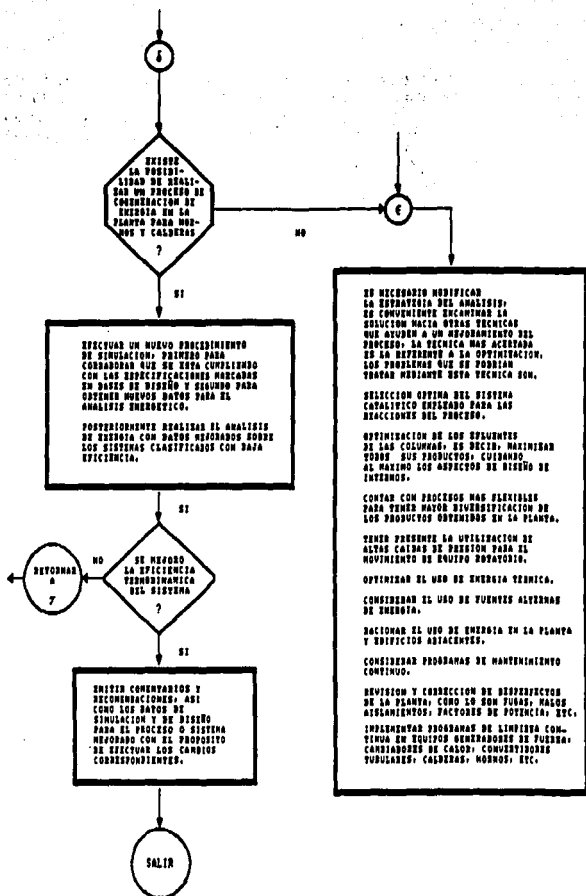
$$W_p = \Sigma (\dot{Q}_{i,j}) \cdot (\Sigma (1 - \eta_i) / \eta_i) \cdot \Sigma Q_{i,j}$$



RECEIVED
MAY 1967
MAY 1967
MAY 1967







- ▣ **Análisis Gráfico de Resultados obtenidos a partir del Proceso de Simulación para el Tren de Destilación de la Planta de "ETILENO"**
 (Simulación efectuada en el Simulador General de Procesos
 < < Simulación Modular Secuencial > > CHEMCAD II, Ver: 2.5 (1992)

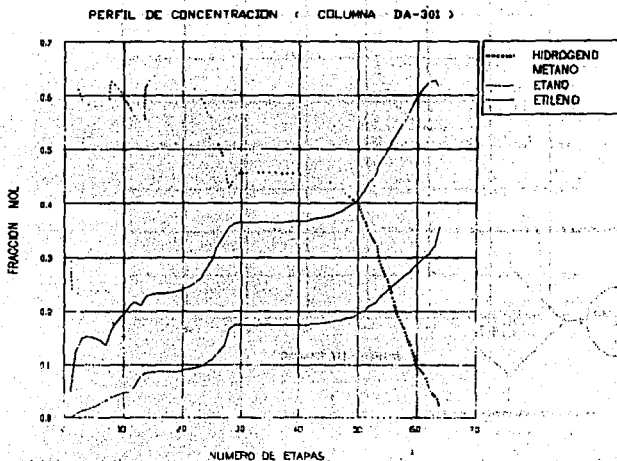


FIGURA No. 32 PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEMETANIZADORA

El diagrama que sigue, a continuación, muestra el perfil de temperatura
 para la columna de demetanización. El perfil de temperatura
 para la columna de demetanización se muestra en el diagrama que sigue.
 El perfil de temperatura para la columna de demetanización se muestra en el diagrama que sigue.

PERFIL DE TEMPERATURAS (COLUMNA DA-301)

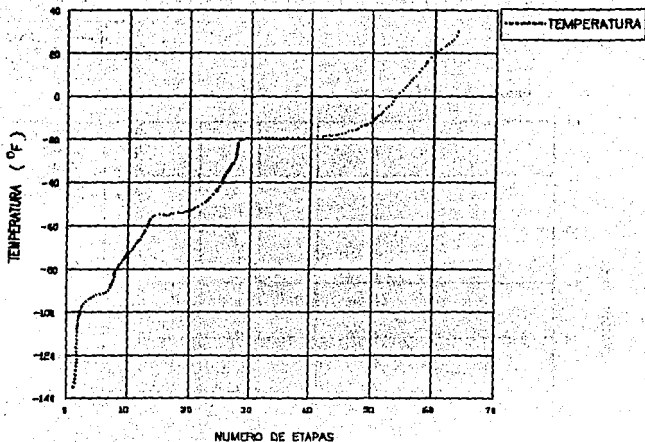


FIGURA No.33.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEMETANIZADORA

PERFIL DE CONCENTRACION (COLUMNA DA-401)

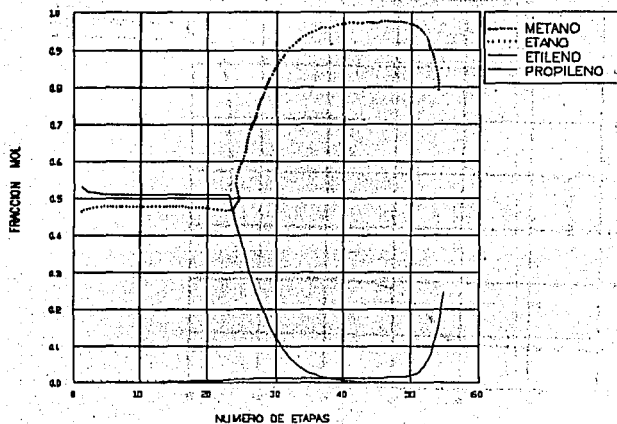


FIGURA No.34.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEETANIZADORA

PERFIL DE TEMPERATURAS (COLUMNA DA-401)

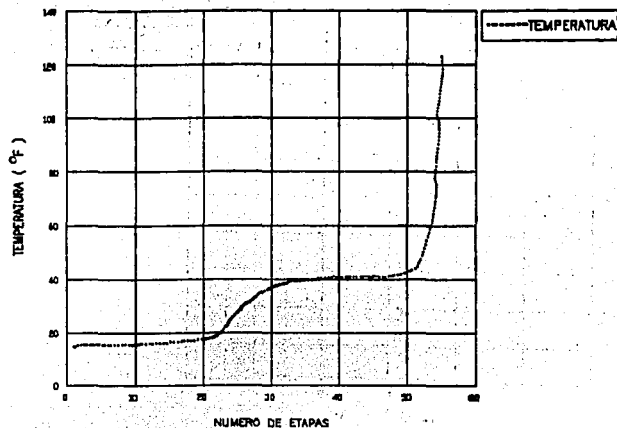


FIGURA No. 35.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEETANIZADORA

PERFIL DE CONCENTRACION (COLUMNA DA-403)

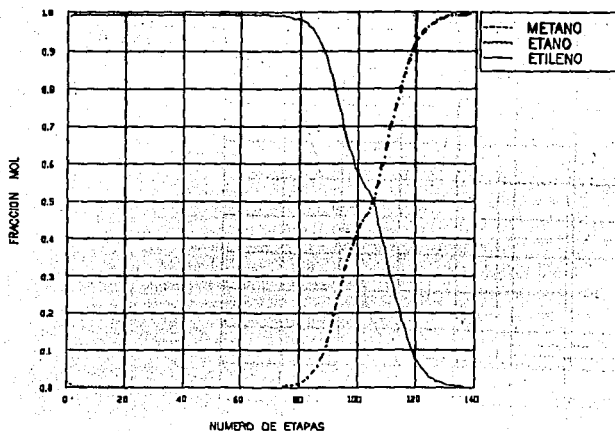


FIGURA No. 38.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO

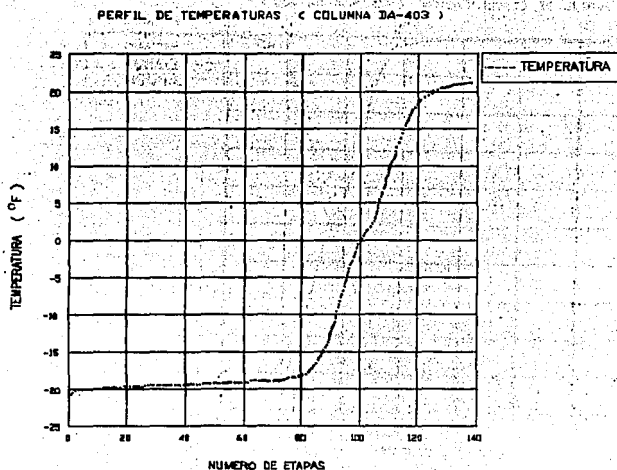


FIGURA No. 37.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO

PERFIL DE COMPOSICION (COLUMNA DA-404)

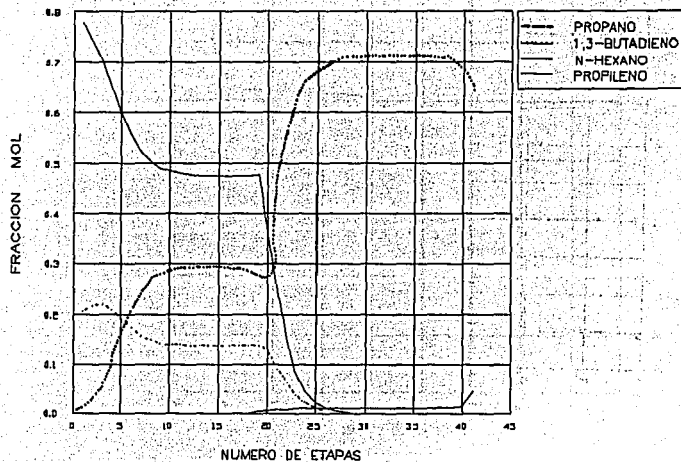


FIGURA No. 38.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA

PERFIL DE TEMPERATURAS < COLUMNA DA-404 >

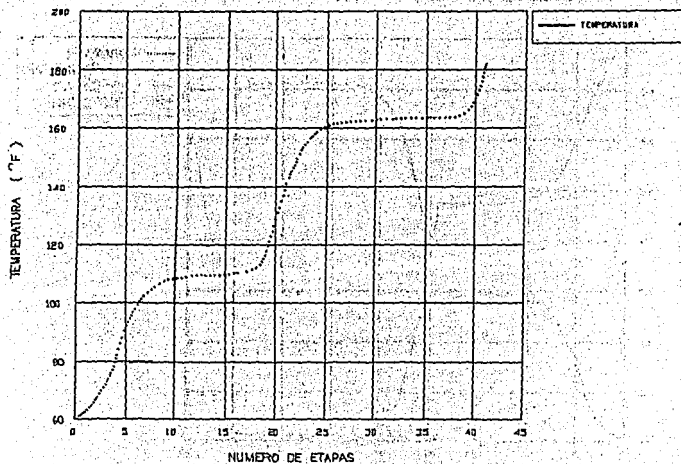


FIGURA No. 39.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA

PERFIL DE CONCENTRACION (COLUMNA DA-406)

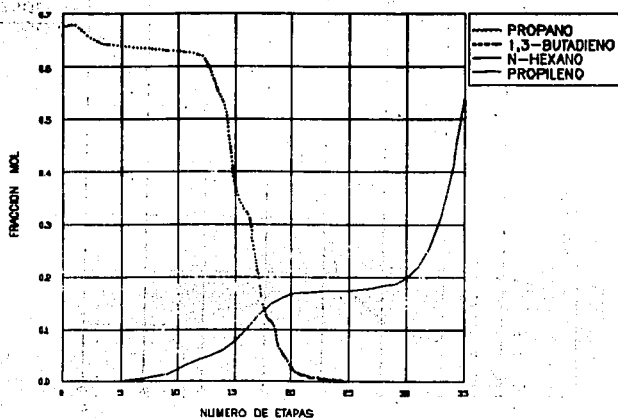


FIGURA No. 40.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEBUTANIZADORA

PERFIL DE TEMPERATURAS (COLUMNA DA-406)

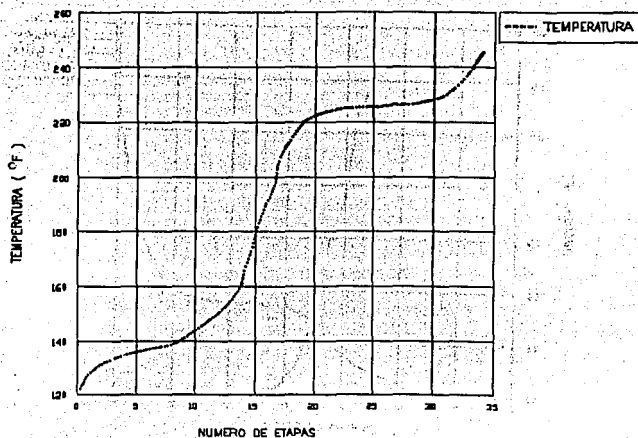


FIGURA No. 41.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEBUTANIZADORA

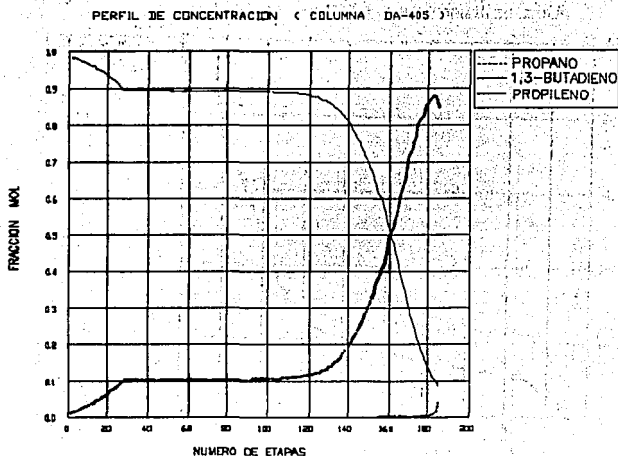


FIGURA No. 42.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO

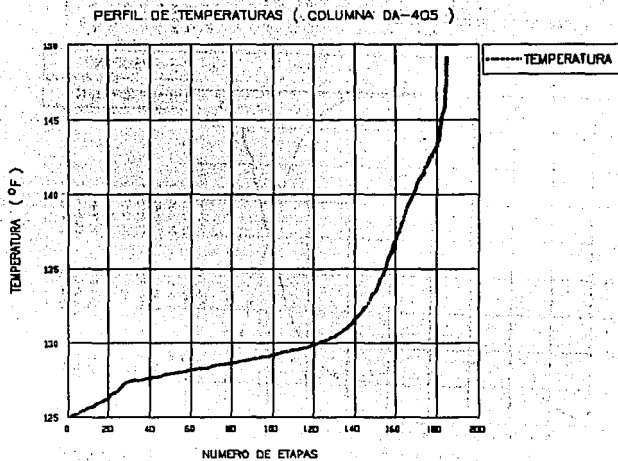


FIGURA No. 43.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO

■ TABLA No.11. RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO POR CORRIENTE PARA LA PLANTA DE "ETILENO"

No. Corr.	Pm [Lb./Lbmol]	H [MMBTU/Hr]	S [BTU/Lb °R]	T ₀ [°R]	T ₀ S [BTU/Lb]	T ₀ S [BTU/Lbmol]	m [Lbmol/Hr]	T ₀ S [BTU/Hr]	S [BTU/Hr]
1	30.7485	51.5586	2.8221	537.0	1.5154 E3	45.9626 E3	5978.83	274.98 E6	-233.3230 E6
3	30.2352	86.1451	2.4741	537.0	1.3255 E3	40.1702 E3	9840.41	365.29 E6	-308.1484 E6
4	30.2352	94.0708	2.7027	537.0	1.4513 E3	43.8518 E3	9840.41	431.81 E6	-337.7356 E6
5	30.2352	94.0801	2.6738	537.0	1.4357 E3	43.4083 E3	9840.41	427.16 E6	-333.0859 E6
8	30.0589	34.4903	2.5377	537.0	1.3627 E3	40.9639 E3	3861.58	158.18 E6	-123.6853 E6
9	26.3713	154.1880	2.9546	537.0	1.5885 E3	41.8388 E3	14794.90	619.02 E6	-333.3074 E6
10	19.1714	594.5330	6.5804	537.0	3.5336 E3	67.7454 E3	20181.40	1.38 E9	-772.6850 E6
11	19.1714	301.2590	4.4506	537.0	2.3899 E3	45.8191 E3	20181.40	924.69 E6	-623.4340 E6
12	19.4678	147.3030	2.9182	537.0	1.5870 E3	30.5074 E3	15987.50	487.73 E6	-340.2352 E6
13	18.0235	-1516.5400	6.1101	537.0	3.2811 E3	59.1274 E3	183000.00	11.41 E9	-12.9281 E9
14	20.2152	4.9588	2.7183	537.0	1.4586 E3	29.4889 E3	526.47	18.52 E6	-10.5898 E6
15	19.4918	152.4800	2.9146	537.0	1.5651 E3	30.5070 E3	18513.80	933.79 E6	-361.3308 E6
16	19.4918	153.3470	2.9501	537.0	1.5842 E3	30.8788 E3	18513.80	808.92 E6	-356.5801 E6
18	19.4918	177.6370	3.4202	537.0	1.8388 E3	35.7901 E3	18513.80	591.18 E6	-413.5473 E6
19	19.4918	148.5390	2.9878	537.0	1.5637 E3	31.0836 E3	18513.80	812.08 E6	-384.4576 E6
20	18.0200	- 0.0051	5.3980	537.0	2.8087 E3	52.2350 E3	0.62	32.36 E3	-36.5457 E3
21	18.0200	- 0.0051	5.9141	537.0	3.1758 E3	57.2282 E3	0.62	35.48 E3	-41.6419 E3
22	18.0240	- 4.2804	5.9004	537.0	3.1685 E3	57.1083 E3	454.76	25.97 E6	-30.2519 E6
23	18.0240	- 4.2804	5.9880	537.0	3.2048 E3	57.7636 E3	454.76	26.26 E6	-30.5495 E6
24	18.0240	- 4.2804	5.9880	537.0	3.2048 E3	57.7636 E3	454.38	26.24 E6	-30.5342 E6
25	18.5331	148.3310	2.8108	537.0	1.5093 E3	29.4832 E3	18098.10	473.47 E6	-328.1435 E6
26	19.5331	188.9450	3.1144	537.0	1.7798 E3	34.7858 E3	18098.10	888.30 E6	-388.3800 E6
27	19.5331	147.3430	2.8634	537.0	1.5322 E3	29.6300 E3	18098.10	482.65 E6	-333.3074 E6
28	22.7101	0.3008	2.4562	537.0	1.3189 E3	29.9541 E3	31.48	942.36 E6	-641.5808 E6
29	19.5383	147.6440	2.8528	537.0	1.5318 E3	29.9312 E3	18098.00	481.61 E6	-333.9670 E6
30	18.8082	- 2.2545	4.9333	537.0	2.6491 E3	49.2991 E3	236.38	11.85 E6	-13.8072 E6
31	18.8080	- 2.2545	5.3055	537.0	2.8480 E3	53.0180 E3	236.37	12.53 E6	-14.7884 E6
32	19.5532	134.3880	2.5824	537.0	1.3780 E3	28.9058 E3	15854.20	428.56 E6	-292.1870 E6
33	19.5532	154.3790	3.0827	537.0	1.8448 E3	32.1585 E3	15854.20	508.84 E6	-359.4682 E6
34	19.5532	144.7870	2.8577	537.0	1.5345 E3	30.0080 E3	15854.20	475.72 E6	-330.9848 E6
35	19.5456	144.0120	2.8372	537.0	1.5253 E3	29.7792 E3	15938.30	474.63 E6	-330.6180 E6
36	20.2128	- 0.8604	2.9806	537.0	1.5898 E3	32.1348 E3	121.31	3.89 E6	-4.7988 E6
39	19.5408	129.8370	2.5721	537.0	1.3812 E3	28.9880 E3	15817.00	428.69 E6	-297.0888 E6
40	19.5408	148.1050	2.8941	537.0	1.5541 E3	30.3885 E3	15817.00	480.33 E6	-334.2330 E6
41	18.0200	- 7.3862	5.8994	537.0	3.0805 E3	55.1518 E3	828.03	45.35 E6	-52.8430 E6
42	18.0289	- 6.6370	5.7234	537.0	3.0734 E3	55.4142 E3	738.19	40.79 E6	-47.4324 E6

No.	Pw	H	S	T ₀	T ₀ S	T ₀ S	m	T ₀ S	S
Cont.	[Lbs./Lbs.]	[MMBTU/Hr]	[BTU/Lb °R]	[°R]	[BTU/Lb]	[BTU/Lbs.]	[Lbs./Hr]	[BTU/Hr]	[BTU/Hr]
43	19.5344	145.3580	2.8530	537.0	1.5320 E3	29.9232 E3	19906.80	475.98 E6	-330.6270 E6
44	19.5314	145.5210	2.8721	537.0	1.5423 E3	30.1236 E3	19906.80	479.17 E6	-332.9480 E6
45	19.5314	169.2400	3.4207	537.0	1.8389 E3	35.8780 E3	19906.80	570.70 E6	-401.4861 E6
46	19.5314	141.3880	2.9623	537.0	1.5086 E3	31.4167 E3	19906.80	468.73 E6	-358.3540 E6
47	19.5314	134.6240	2.9284	537.0	1.5725 E3	30.7190 E3	19906.80	486.57 E6	-353.9540 E6
48	19.5314	131.5010	2.9035	527.0	1.5991 E3	30.4528 E3	19906.80	484.40 E6	-352.5061 E6
49	19.5360	132.7360	2.8804	537.0	1.5921 E3	30.3273 E3	19922.80	479.88 E6	-347.1277 E6
50	19.5313	130.2930	2.8781	537.0	1.5444 E3	30.1884 E3	19822.80	477.30 E6	-347.0084 E6
51	18.1128	- 0.6282	5.3888	537.0	2.8628 E3	52.3631 E3	84.08	4.40 E6	- 5.2303 E6
52	18.1067	- 0.7488	5.5957	537.0	2.9863 E3	54.1328 E3	84.08	4.85 E6	- 5.2980 E6
55	18.0180	-1523.9700	6.1198	537.0	3.2883 E3	62.2131 E3	193789.00	4.97 E9	- 1.5289 E9
56	26.9460	0.2332	2.3183	537.0	1.2449 E3	33.5450 E3	23.93	27.27 E6	- 27.9083 E6
57	26.9460	0.2340	2.4578	537.0	1.3188 E3	35.5843 E3	23.93	651.25 E3	- 617.2510 E3
58	18.0210	-1750.0400	6.0089	537.0	3.2273 E3	58.1594 E3	193789.00	11.27 E9	- 13.0207 E9
59	18.0210	-1748.5100	5.7928	537.0	3.1108 E3	56.0585 E3	193789.00	10.86 E9	- 12.8118 E9
64	18.0210	- 2.0570	5.7928	537.0	3.1108 E3	56.0585 E3	228.00	12.78 E6	- 14.8379 E6
65	18.0210	- 1.9784	5.8368	537.0	3.1343 E3	56.4843 E3	228.00	12.87 E6	- 14.8548 E6
66	18.0210	- 1.9784	5.8549	537.0	3.1855 E3	57.0485 E3	228.00	12.88 E6	- 14.8650 E6
67	18.0210	- 398.5010	5.7928	537.0	3.1108 E3	56.0585 E3	22000.00	1.23 E9	- 1.4317 E9
68	18.0210	- 117.5250	5.7928	537.0	3.1108 E3	56.0585 E3	13025.40	730.15 E6	- 847.5840 E6
69	18.0210	- 362.1150	5.7928	537.0	3.1108 E3	56.0585 E3	43336.00	2.44 E9	- 2.8332 E9
71	18.0210	- 162.2250	5.8752	537.0	3.1549 E3	56.8559 E3	22000.00	1.25 E9	- 1.2508 E9
72	18.0210	- 109.5960	5.8655	537.0	3.1497 E3	56.7820 E3	13025.40	730.34 E6	- 848.9450 E6
73	18.0210	- 377.9120	6.0009	537.0	3.2224 E3	58.0723 E3	43336.00	2.52 E9	- 2.9051 E9
78	18.0210	-1525.2400	5.8547	537.0	3.1439 E3	56.8575 E3	171561.00	9.72 E9	- 11.2454 E9
79	18.0210	-1487.2100	5.8690	537.0	3.1823 E3	56.9894 E3	171561.00	9.77 E9	- 11.2543 E9
82	18.0210	- 835.5400	5.9012	537.0	3.1889 E3	57.1075 E3	73686.90	4.20 E9	- 4.8436 E9
83	18.0210	-1035.8700	5.9012	537.0	3.1889 E3	57.1075 E3	120102.00	6.85 E9	- 7.8946 E9
84	18.0210	- 672.1070	5.8655	537.0	3.1497 E3	56.7820 E3	73686.90	4.18 E9	- 4.8547 E9
85	18.0210	-1035.8500	5.9730	537.0	3.2075 E3	57.8023 E3	118116.00	6.85 E9	- 7.8808 E9
86	18.0210	- 672.0900	6.0035	537.0	3.2238 E3	58.0975 E3	73686.90	4.28 E9	- 4.9531 E9
88	19.5300	145.1280	2.2654	537.0	1.2185 E3	23.7588 E3	15797.10	375.31 E6	- 230.1894 E6
89	19.5300	138.5780	2.3422	537.0	1.2615 E3	24.6374 E3	15797.10	389.20 E6	- 250.6220 E6
90	19.5300	125.2320	2.8087	537.0	1.5082 E3	29.4585 E3	15797.10	465.32 E6	- 340.0960 E6
91	19.5300	120.3870	2.8910	537.0	1.5524 E3	30.3198 E3	15797.10	478.98 E6	- 358.5780 E6
92	15.0819	82.8390	2.3402	537.0	1.2586 E3	18.9532 E3	10772.10	204.18 E6	- 111.3271 E6
93	15.0819	90.3220	2.5082	537.0	1.3489 E3	20.3138 E3	10772.10	218.82 E6	- 128.9009 E6
94	15.0810	82.1390	3.0155	537.0	1.8193 E3	24.4210 E3	10772.10	283.08 E6	- 180.9286 E6
95	15.0810	72.0300	3.8128	537.0	2.0473 E3	30.6783 E3	10772.10	332.80 E6	- 280.5729 E6

No.	Pm	H	S	T ₀	T ₀ S	T ₀ S	m	T ₀ S	S
Corr.	[Lb./ Lbmol]	[MMSTU/ Hr]	[BTU/ Lb °R]	[°R]	[BTU/ Lb]	[BTU/ Lbmol]	[Lbmol/ Hr]	[BTU/ Hr]	[BTU/ Hr]
96	7.8287	53.3150	3.5440	537.0	1.9031 E3	14.8990 E3	6798.00	101.25 E6	- 47.9387 E6
97	7.8287	51.3060	4.0386	537.0	2.1687 E3	16.9783 E3	6798.00	115.36 E6	- 64.0786 E6
98	7.8287	47.3220	5.2480	537.0	2.8181 E3	22.0626 E3	6798.00	140.93 E6	- 102.8157 E6
99	5.0587	43.5950	4.8856	537.0	2.8128 E3	13.1861 E3	5620.35	107.09 E6	- 68.1939 E6
100	5.0468	38.9017	6.8750	537.0	3.5844 E3	18.0894 E3	5620.35	107.09 E6	- 68.1939 E6
101	3.6037	36.8430	5.9924	537.0	3.2179 E3	11.6964 E3	5477.59	63.52 E6	- 20.6773 E6
102	3.6036	1.5245	5.9906	537.0	3.2199 E3	11.5928 E3	226.66	2.62 E6	- 1.1030 E6
103	3.6063	1.5245	6.0229	537.0	3.2342 E3	11.6551 E3	226.66	2.64 E6	- 1.1172 E6
104	29.0670	27.6640	3.7878	537.0	2.0340 E3	59.1236 E3	5024.91	297.09 E6	- 269.4272 E6
105	29.0680	27.6650	3.7737	537.0	2.0264 E3	58.9056 E3	5024.84	296.99 E6	- 268.3263 E6
106	27.4780	18.6888	3.3260	537.0	1.7860 E3	49.0774 E3	3978.21	195.14 E6	- 178.4540 E6
107	27.4780	18.6880	3.3339	537.0	1.7903 E3	49.1939 E3	3978.19	195.60 E6	- 178.9166 E6
108	26.6370	3.7310	3.0460	537.0	1.6357 E3	43.5701 E3	875.56	38.14 E6	- 34.4178 E6
109	26.6400	3.7311	3.0546	537.0	1.6403 E3	43.6981 E3	875.56	38.26 E6	- 34.5295 E6
110	22.8930	2.3849	2.8994	537.0	1.5569 E3	35.6438 E3	442.86	15.78 E6	- 13.4004 E6
112	16.672	3.5295	3.7403	537.0	2.0085 E3	32.8737 E3	669.34	22.00 E6	- 18.0942 E6
112	16.3679	6.4276	2.2285	537.0	1.1967 E3	19.5875 E3	669.34	13.11 E6	- 6.6831 E6
114	3.6036	35.3190	6.0180	537.0	3.2316 E3	11.6458 E3	5251.12	61.15 E6	- 25.8336 E6
115	3.6038	37.4950	6.6153	537.0	3.5224 E3	12.8014 E3	5251.12	67.22 E6	- 29.7271 E6
116	3.6036	39.0270	7.0180	537.0	3.7688 E3	13.0580 E3	5251.12	71.31 E6	- 32.2872 E6
117	3.6038	41.1710	7.5353	537.0	4.0571 E3	14.8208 E3	5251.12	78.77 E6	- 39.8000 E6
118	3.6036	43.9620	8.2140	537.0	4.4109 E3	15.8951 E3	5251.11	83.48 E6	- 39.5053 E6
119	12.6790	8.0027	2.5254	537.0	1.3561 E3	17.1944 E3	769.60	13.32 E6	- 5.2301 E6
120	12.6790	8.4787	2.6937	537.0	1.4465 E3	18.3403 E3	769.60	14.11 E6	- 6.3233 E6
121	12.6790	8.8520	2.8961	537.0	1.5352 E3	19.7184 E3	769.60	15.17 E6	- 6.3233 E6
122	12.6790	9.3391	3.1643	537.0	1.2731 E3	18.1425 E3	769.60	16.58 E6	- 7.2415 E6
123	13.2818	8.0915	3.3687	537.0	1.8089 E3	24.0266 E3	868.52	20.66 E6	- 12.7861 E6
125	12.6790	8.0027	2.3709	537.0	1.2731 E3	16.1425 E3	769.60	12.42 E6	- 4.4208 E6
126	3.6096	0.5956	10.0076	537.0	5.3740 E3	19.3680 E3	69.60	1.34 E3	- 752.2063 E3
127	3.6036	0.7713	10.5591	537.0	5.6702 E3	20.4342 E3	69.60	1.42 E3	- 690.8552 E3
129	29.5250	60.8686	5.3466	537.0	2.8708 E3	84.7851 E3	9107.00	771.95 E6	- 711.0871 E6
130	29.5250	60.8680	4.3511	537.0	2.3365 E3	68.9863 E3	9107.00	628.25 E6	- 567.3908 E6
131	3.6036	44.9418	10.0076	537.0	5.3740 E3	19.3680 E3	5251.11	101.69 E6	- 56.7514 E6
132	30.0470	24.7870	3.0072	537.0	1.6148 E3	48.5218 E3	3861.59	187.37 E6	- 182.5840 E6
133	30.0470	38.1330	1.7990	537.0	968.0630	29.0272 E3	3861.59	112.09 E6	- 73.9685 E6
134	3.6036	0.8334	11.0455	537.0	5.9314 E3	21.3745 E3	69.60	1.48 E3	- 654.2861 E3
135	3.6036	0.8384	11.0546	537.0	5.9363 E3	21.3921 E3	69.60	1.48 E3	- 655.4917 E3
136	3.6036	0.8577	9.6819	537.0	5.1884 E3	18.6970 E3	69.6000	1.30 E3	- 643.0156 E3
137	3.6036	0.6005	8.6859	537.0	4.7717 E3	17.1954 E3	69.6000	1.18 E3	- 596.2866 E3

No. Corr.	Pm [Lb./ Lbmol]	H [Btu/ Lb. °F]	S [Btu/ Lb. °F]	T ₀ [°F]	T ₀ S [Btu/ Lb.]	T ₀ S [Btu/ Lbmol]	m [Lbmol/ Hr]	T ₀ S [Btu/ Hr]	B [Btu/ Hr]
138	3.6036	0.5784	8.5208	537.0	4.5756 E 3	16.4888 E 3	60.60	1.14 E 3	- 571.1080 E 3
139	3.6036	0.5717	8.4570	537.0	4.5414 E 3	16.3854 E 3	60.60	1.13 E 3	- 587.3330 E 3
141	3.6036	44.3480	8.7878	537.0	4.7190 E 3	17.0055 E 3	5181.51	66.11 E 6	- 43.7984 E 6
145	29.5250	70.0340	2.9959	537.0	1.6087 E 3	47.4697 E 3	9107.08	432.58 E 6	- 382.5502 E 6
146	28.9430	111.3500	3.1226	527.0	1.6768 E 3	48.5326 E 3	14584.90	707.84 E 6	- 598.4941 E 6
147	45.4700	1.8667	4.4320	537.0	2.3799 E 3	106.2178 E 3	368.73	42.08 E 6	- 46.2012 E 6
158	29.1300	20.0100	5.3603	537.0	2.8784 E 3	83.8501 E 3	5405.85	463.28 E 6	- 433.2545 E 6
159	29.1570	1.5910	5.0143	537.0	2.6926 E 3	78.5104 E 3	460.67	38.18 E 6	- 34.5028 E 6
160	29.1570	1.5799	5.5821	537.0	2.9975 E 3	87.4008 E 3	460.67	40.22 E 6	- 38.6467 E 6
161	28.9990	6.1189	5.7855	537.0	3.1068 E 3	90.0844 E 3	1770.93	159.55 E 6	- 153.4321 E 6
162	28.7720	80.7274	2.6921	537.0	1.4456 E 3	41.5944 E 3	10531.20	438.03 E 6	- 357.3122 E 6
163	27.9129	271.4880	2.5394	537.0	1.3636 E 3	38.0731 E 3	34583.00	1.31 E 6	- 1.0451 E 6
164	28.0620	134.4080	5.7788	537.0	3.1031 E 3	87.0794 E 3	35422.20	3.08 E 9	- 2.9501 E 9
165	28.0650	17.9450	4.6408	537.0	2.4920 E 3	69.9878 E 3	4863.75	341.80 E 6	- 323.8593 E 6
166	28.0580	239.8800	4.5059	537.0	2.4198 E 3	67.8910 E 3	30536.00	2.07 E 9	- 1.8339 E 9
167	27.9121	111.0930	4.4315	537.0	2.3797 E 3	66.4228 E 3	30181.00	2.00 E 6	- 1.8936 E 6
168	28.0850	14.9580	3.7480	537.0	2.0126 E 3	56.5280 E 3	4883.75	276.05 E 6	- 261.1008 E 6
169	28.0690	14.4800	4.3925	537.0	2.3587 E 3	66.2555 E 3	4040.55	267.70 E 6	- 253.2288 E 6
170	28.0660	6.6150	2.2689	537.0	1.2163 E 3	34.1955 E 3	843.20	28.83 E 6	- 22.2187 E 6
171	28.0660	6.6200	2.5169	537.0	1.3515 E 3	37.9333 E 3	843.20	31.98 E 6	- 25.3654 E 6
172	28.0890	14.4770	2.8542	537.0	1.5327 E 3	43.0521 E 3	4040.55	173.95 E 6	- 159.4774 E 6
173	28.0560	19.4200	4.9006	537.0	2.6316 E 3	73.8327 E 3	4982.34	366.36 E 6	- 346.9634 E 6
174	28.0640	39.1610	2.5117	537.0	1.3487 E 3	37.8522 E 3	4962.34	187.83 E 6	- 148.5677 E 6
175	28.0780	129.0000	4.5342	537.0	2.4348 E 3	68.3661 E 3	34583.10	2.3643 E 9	- 2.2353 E 9
176	28.0640	39.2680	3.2039	537.0	1.7204 E 3	48.2839 E 3	4982.34	239.60 E 6	- 200.3333 E 6
177	28.0640	33.6770	3.4623	537.0	1.8592 E 3	52.1781 E 3	4982.34	258.92 E 6	- 220.2488 E 6
178	28.0640	38.7520	3.2061	537.0	1.7216 E 3	48.3171 E 3	4982.34	239.76 E 6	- 201.0139 E 6
179	28.0640	45.7964	2.4396	537.0	1.3103 E 3	36.7656 E 3	4982.34	182.44 E 6	- 136.6503 E 6
180	30.0750	12.3100	5.3223	537.0	2.8580 E 3	87.8858 E 3	3851.80	336.50 E 6	- 336.1909 E 6
181	30.0750	12.4157	3.8347	537.0	2.0592 E 3	61.9314 E 3	3851.80	238.53 E 6	- 226.1195 E 6
182	30.0750	28.3148	2.2702	537.0	1.2190 E 3	36.6643 E 3	3851.80	141.21 E 6	- 112.9016 E 6
185	30.0750	28.3189	2.1316	537.0	1.1446 E 3	34.4259 E 3	3851.80	132.50 E 6	- 104.2779 E 6
187	52.6221	1.6996	3.6052	537.0	1.9359 E 3	101.8759 E 3	388.72	39.80 E 6	- 37.9022 E 6
188	42.7102	5.5039	2.3005	537.0	1.2353 E 3	52.7628 E 3	536.53	28.30 E 6	- 22.8053 E 6
189	42.7102	1.7909	3.6648	537.0	1.9679 E 3	84.0535 E 3	536.53	45.09 E 6	- 43.3068 E 6
190	42.7102	1.7909	3.6655	537.0	1.9683 E 3	84.0696 E 3	536.53	45.10 E 6	- 43.3154 E 6
191	42.7102	1.7957	3.6374	537.0	1.9532 E 3	83.4251 E 3	536.53	44.76 E 6	- 42.9648 E 6
193	42.7102	0.6635	3.6374	537.0	1.9532 E 3	83.4251 E 3	198.25	16.53 E 6	- 15.8760 E 6

No. Corr.	Pm [Lb./Lbmol]	H [MMBTU/Hr]	S [BTU/Lb °R]	T ₀ [°R]	T ₀ S [BTU/Lb]	T ₀ S [BTU/Lbmol]	m [Lbmol/Hr]	T ₀ S [BTU/Hr]	B [BTU/Hr]
194	42.7102	1.1322	3.6579	537.0	1.9642 E3	83.8953 E3	338.28	28.38 E6	27.2479 E6
195	42.7102	0.6717	3.5402	537.0	1.9010 E3	81.1958 E3	198.25	16.09 E6	15.4255 E6
196	62.9386	1.1046	4.0868	537.0	2.1946 E3	138.1250 E3	190.47	26.30 E6	25.2042 E6
197	62.9386	1.1046	3.6300	537.0	1.9493 E3	122.6868 E3	190.47	23.36 E6	22.2635 E6
198	42.1060	29.3370	3.0772	537.0	1.6524 E3	69.5783 E3	2781.81	193.55 E6	164.2166 E6
199	42.1060	14.8840	4.8757	537.0	2.6182 E3	110.2440 E3	2781.81	306.67 E6	291.7940 E6
201	42.1060	14.7790	4.6828	537.0	2.5146 E3	105.8824 E3	2781.81	294.54 E6	279.7657 E6
202	42.1060	14.7710	4.6959	537.0	2.5216 E3	106.1780 E3	2781.81	295.36 E6	280.5977 E6
203	42.1060	0.8114	4.6959	537.0	2.5216 E3	106.1786 E3	152.82	16.22 E6	15.4141 E6
204	42.1060	0.7210	4.2053	537.0	2.2582 E3	95.0857 E3	152.81	14.53 E6	13.8093 E6
208	44.7390	0.2953	5.6566	537.0	3.0375 E3	135.8989 E3	45.43	6.17 E6	5.8793 E6
209	44.7390	0.2955	5.6069	537.0	3.0109 E3	134.7048 E3	45.43	6.12 E6	5.8248 E6
210	44.7390	0.2161	4.1685	537.0	2.2384 E3	100.1475 E3	45.43	4.55 E6	4.3341 E6
211	44.7390	0.2161	4.2035	537.0	2.2572 E3	100.9884 E3	45.43	4.58 E6	4.3723 E6
212	55.7380	2.2392	2.4960	537.0	1.3403 E3	74.7085 E3	194.74	14.54 E6	12.3099 E6
213	55.7380	0.6521	3.5679	537.0	1.9159 E3	106.7919 E3	194.74	20.79 E6	20.1450 E6
214	55.7380	0.5114	3.6709	537.0	1.9712 E3	109.8740 E3	194.74	21.39 E6	20.8861 E6
215	55.7380	0.1485	3.6709	537.0	1.9712 E3	109.8740 E3	56.55	6.21 E6	6.0649 E6
216	55.7380	0.1485	3.6664	537.0	1.9688 E3	109.7401 E3	56.55	6.20 E6	6.0573 E6
217	55.7380	0.3629	3.6709	537.0	1.9712 E3	109.8748 E3	138.19	15.18 E6	14.8212 E6
218	55.7380	0.3738	3.5406	537.0	1.9013 E3	105.9747 E3	138.19	14.64 E6	14.2713 E6
219	55.7380	0.2926	3.4025	537.0	1.8271 E3	101.8412 E3	138.19	14.07 E6	13.7813 E6
220	81.9740	0.2926	3.4207	537.0	1.8369 E3	150.5793 E3	52.27	7.87 E6	7.5789 E6
221	81.9740	0.6177	4.3882	537.0	2.3564 E3	193.1687 E3	52.27	10.09 E6	9.4802 E6
222	81.9740	0.6194	4.3466	537.0	2.3341 E3	191.3370 E3	52.27	10.00 E6	9.3827 E6
223	81.9740	0.2137	3.2342	537.0	1.7367 E3	142.3696 E3	52.27	7.44 E6	7.2286 E6

TABLA No. 12.- RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE "ETILENO"
 (*** DATOS OBTENIDOS DE LA SIMULACION DE LA PLANTA NO OPTIMIZADA TERMICAMENTE ***)

SISTEMA	FLUJO MOLAR	DISPONIBILIDAD TERMIDINAMICA	TRABAJO QUE PROP. EL MEDIO AL PROCESO	TRABAJO EQUIVALENTE DE "CARNOT"	TRABAJO PERDIDO	TRABAJO REVERSIBLE	EFICIENCIA GLOBAL
	m (Lbmol / Hr)	(ΔB) (Btu / Hr)	(W_o) (Btu / Hr)	($Q_o (1-T_o/T_i)$) (Btu / Hr)	(LW_i) (Btu / Hr)	($W_o rev.$) (Btu / Hr)	(η) (%)
SECC. DE REACCION Y APAGADO	14794.0000	31.0000 E6	----	127.0795 E6	166.1093 E6	12.4000 E6	16.0026
SECC. 1 a. ETAPA DE COMPRESION	10613.0000	- 64.2720 E6	67.0020 E6	----	13.0073 E6	64.2720 E6	79.9639
SECC. 2 a. ETAPA DE COMPRESION	10617.0000	14.0004 E6	32.0040 E6	----	37.0043 E6	44.0004 E6	27.0007
SECC. DE ENFRIAM. A BAJA TEMP. (CHILLER'S)Y COL. DEMETANIZADORA	15822.0000	46.6401 E6	----	7.0070 E6	63.5002 E6	63.5002 E6	46.0035
SECC. REACCION DEL METANO	5261.1000	44.3742 E6	----	119.0364 E6	44.4933 E6	44.4933 E6	46.9336
SECC. COLUMNA DEETANIZADORA Y COL. FRACCIONADORA DE ETILENO	9107.1000	30.7634 E6	231.4001 E6	25.0912 E6	64.0000 E6	64.0000 E6	37.3000
SECC. COLUMNA DEPROPANIZADORA	306.7200	213.2400 E3	4.0003 E3	337.2607 E3	126.6701 E3	124.0106 E3	62.3300
SECCION DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO	190.2800	2.7179 E6	64.0002 E3	3.1643 E6	5.0000 E6	5.0104 E6	31.3313
SECC. COLUMNA DEBUTANIZADORA	190.4700	996.0100 E3	62.7209	794.2241 E3	1.7923 E6	1.7922 E6	36.7667
PROCESO TOTAL	----	123.0000 E6	91.2002 E6	176.3320 E6	309.0044 E6	----	24.0294

TEMPERATURA DE REFERENCIA [T_o] = 305 °K (32.2 °C)

					01-0001
					01-0002
					01-0003
					01-0004
					01-0005
					01-0006
					01-0007
					01-0008
					01-0009
					01-0010
					01-0011
					01-0012
					01-0013
					01-0014
					01-0015
					01-0016
					01-0017
					01-0018
					01-0019
					01-0020
					01-0021
					01-0022
					01-0023
					01-0024
					01-0025
					01-0026
					01-0027
					01-0028
					01-0029
					01-0030
					01-0031
					01-0032
					01-0033
					01-0034
					01-0035
					01-0036
					01-0037
					01-0038
					01-0039
					01-0040
					01-0041
					01-0042
					01-0043
					01-0044
					01-0045
					01-0046
					01-0047
					01-0048
					01-0049
					01-0050
					01-0051
					01-0052
					01-0053
					01-0054
					01-0055
					01-0056
					01-0057
					01-0058
					01-0059
					01-0060
					01-0061
					01-0062
					01-0063
					01-0064
					01-0065
					01-0066
					01-0067
					01-0068
					01-0069
					01-0070
					01-0071
					01-0072
					01-0073
					01-0074
					01-0075
					01-0076
					01-0077
					01-0078
					01-0079
					01-0080
					01-0081
					01-0082
					01-0083
					01-0084
					01-0085
					01-0086
					01-0087
					01-0088
					01-0089
					01-0090
					01-0091
					01-0092
					01-0093
					01-0094
					01-0095
					01-0096
					01-0097
					01-0098
					01-0099
					01-0100

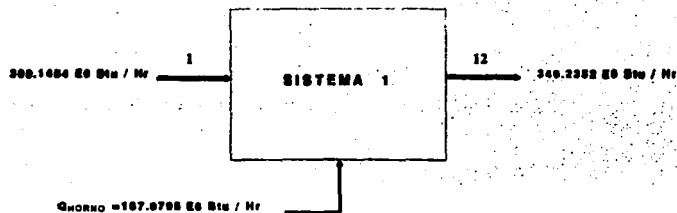
**** ESQUEMAS DE LOS SISTEMAS (SECCIONES DE EQUIPOS)

ANALIZADOS ENERGETICAMENTE PARA LA PLANTA DE "ETILENO" ****

1.- LISTA DE EQUIPOS DE LA PLANTA DE ETILENO QUE SE ANALIZAN ENERGETICAMENTE PARA LA PLANTA DE ETILENO.

SISTEMA 1

SECCION. PIROLISIS DEL ETANO Y APAGADO DE LA REACCION



$$\text{TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT} \Rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i) = 107.0795 (1 - 537 / 1993)$$

$$Q_i (1 - T_o / T_i) = 137.0795 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EXERGIA } (\Delta S) = 31.0898 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}^{*1}$$

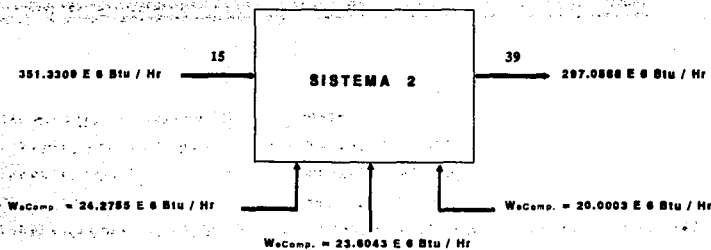
$$\text{TRABAJO PERDIDO (LWT)} = 108.1693 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 15.6026 \%$$

*1 No se consideran los efectos de entalpia de la reaccion ni los efectos por el diseno del equipo para el calculo de la Eficiencia Termodinamica

SISTEMA 2.

SECCION : PRIMERA ETAPA DE COMPRESION



EXERGIA (ΔB) = $-54.2729 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$

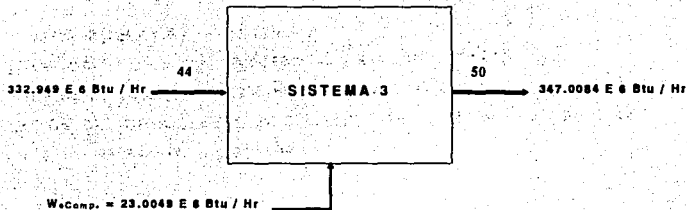
CONSUMO DE TRABAJO POR EL SISTEMA (ΣW_e) = $67.8802 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$

TRABAJO PERDIDO (LW_i) = $13.6073 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$

EFICIENCIA DEL SISTEMA (η) = 79.9539%

SISTEMA 3.

SECCION : SEGUNDA ETAPA DE COMPRESION



$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 14.0594 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

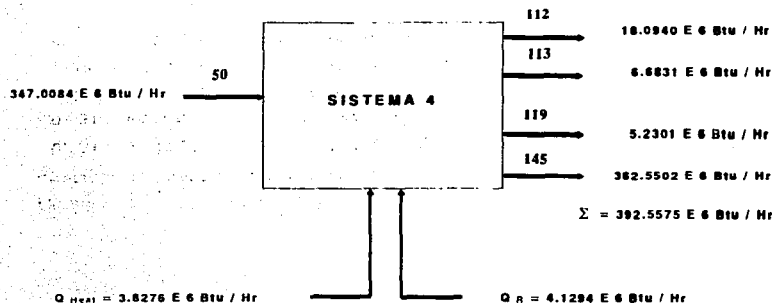
$$\text{CONSUMO DE TRABAJO POR EL SISTEMA } (\Sigma W_e) = 23.0049 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_i) = 37.0643 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 27.5007 \%$$

SISTEMA 4.

SECCION : ENFRIAMIENTO A BAJA TEMPERATURA (CHILLER'S) Y COLUMNA DEMETANIZADORA



$$\text{EXERGIA (} \Delta B \text{)} = 45.5490 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{CANTIDAD DE CALOR SUMINISTRADO AL SISTEMA (Q)} = 7.9576 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

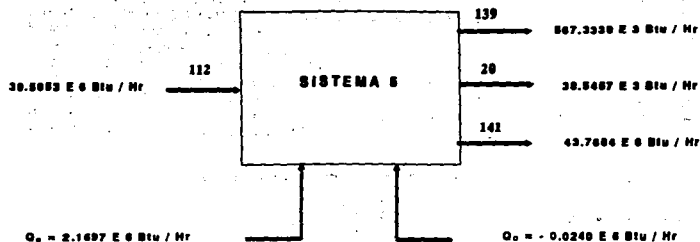
$$\text{TRABAJO PERDIDO (} LW_i \text{)} = 53.5066 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO TOTAL (} W_N \text{)} = 99.0559 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA (} \eta \text{)} = 45.9832 \%$$

SISTEMA 6.

SECCION : METANACION



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i)$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 2.1697 \times 10^6 (1 - 537.0 / 567) = 114.7989 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = -0.0240 \times 10^6 (1 - 537.0 / 500) = 4.2365 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 44.3742 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

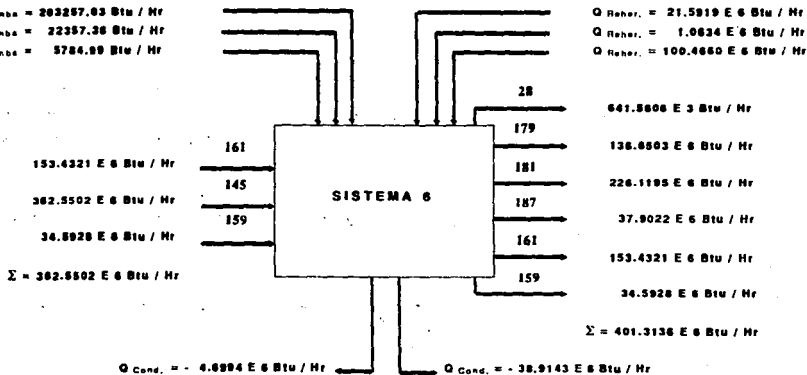
$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_i) = 44.4933 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 49.9330 \%$$

SISTEMA 6.

SECCION : COLUMNA DEETANIZADORA, COLUMNA ABSORBEDORA DE ACEITES Y COLUMNA FRACC.DE ETILENO

$W_{\text{bomba}} = 203257.03 \text{ Btu / Hr}$
 $W_{\text{bomba}} = 22357.36 \text{ Btu / Hr}$
 $W_{\text{bomba}} = 5784.99 \text{ Btu / Hr}$



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_0 (1 - T_0 / T_i)$

$$Q_0 (1 - T_0 / T_i) = 21.5919 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 4.5406 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$Q_0 (1 - T_0 / T_i) = 1.0634 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 223.2300 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$Q_0 (1 - T_0 / T_i) = 100.4660 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 21.1274 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 44.3742 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\Sigma Q_i = 25.8912 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

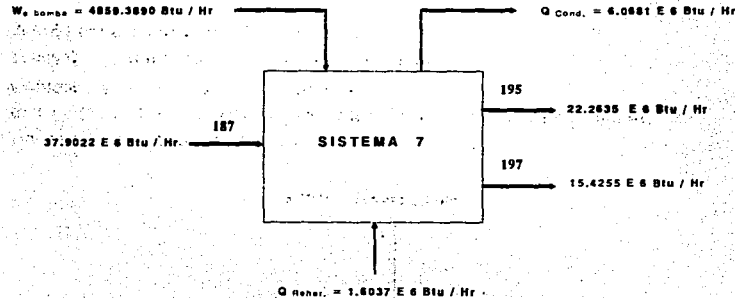
$$\Sigma W_0 = 231.4001 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO (LW)} = 44.4933 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 49.9330 \%$$

SISTEMA 7.

SECCION : COLUMNA DEPROPANIZADORA



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $= - Q_o (1 - T_o / T_i)$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 1.6037 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 337.2507 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

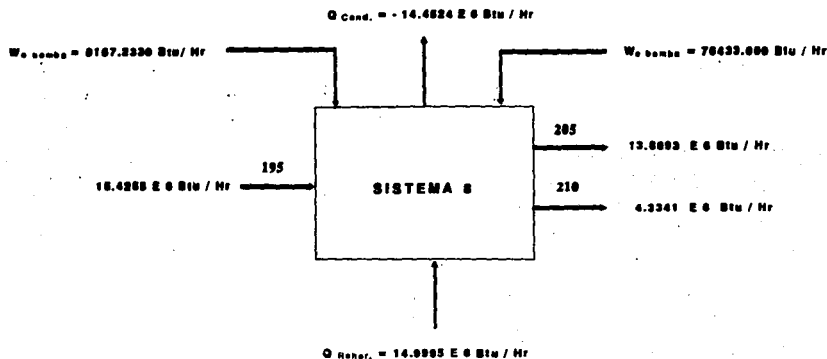
$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = -213.2400 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_i) = 128.8700 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 39.5657 \%$$

SISTEMA 8.

SECCION: COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_0 (1 - T_0 / T_1)$

$$Q_0 (1 - T_0 / T_1) = 14.9995 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 3.1543 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

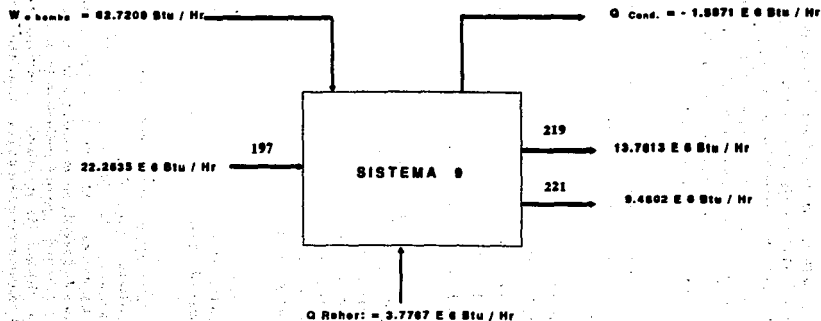
$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 2.7179 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_t) = 5.9568 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 31.3313 \%$$

SISTEMA 9.

SECCION : COLUMNA DEBUTANIZADORA



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i)$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 3.7767 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 794.2241 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 998.0100 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_i) = 1.7923 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 35.7667 \%$$

ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN TERMODINÁMICA DE LA PLANTA DE ETILENO.

Como se observa en la Tabla D-1 y 12 de resultados finales obtenidos del análisis de simulación y del aprovechamiento de la Energía (Exergía o disponibilidad termodinámica); del trabajo perdido y de la Eficiencia Termodinámica (ver representación del análisis energético en la que se ilustra la integración total del sistema considerado; sistema 1 a sistema 9) muestran muy bajas eficiencias para la planta en general, principalmente en las secciones de separación y purificación de los productos Finales. En base a estos resultados se puedan efectuar modificaciones en relación a una mejor integración energética en la planta, que den lugar a mejores eficiencias en la misma.

De los resultados derivados del análisis de energía se identificaron y clasificaron las áreas que registrarán las más bajas eficiencias, las cuales se listan a continuación:

Sección de la columna Demetanizadora

Sección de la columna Deetanizadora

Sección de la columna Fraccionadora de Etileno

Sección de la columna Depropanizadora

Sección de la columna Fraccionadora de Propileno

El siguiente paso consiste en revisar de las características de cada sistema tales como: Condiciones termodinámicas de las corrientes calientes y frías; condiciones de operación de estas corrientes y resultados gráficos del funcionamiento físico de las columnas (perfiles de composición y de temperatura) estos últimos se esquematizan en las Figuras No. 32 a 42. El análisis de este comportamiento nos muestra principalmente que el diseño de estos equipos está sumamente sobrado (alto sobrediseño), lo que trae como consecuencia una demanda mayor de energía que repercute en forma directa en un aumento del trabajo perdido e implícitamente una drástica caída en la eficiencia del sistema.

En base a estas observaciones es necesario establecer una serie de medidas y correcciones para tratar de minimizar el consumo excesivo de energía. A continuación se plantea una serie de alternativas que permitirán obtener mejores beneficios para la planta productora de etileno.

- partir del análisis de corrientes calientes y frías deben realizarse arreglos pertinentes de interconexiones entre ellas, lo cual originará un abatimiento en el consumo de calor formándose así los sistemas denominados "Bombas Caloríficas". El siguiente ejemplo ilustra esta alternativa. En una columna de destilación la corriente de fondos que es necesario vaporizar en un rehervidor y posteriormente retornarla a la torre es posible realizar una división de la misma y canalizarla para intercambiar calor con la corriente del domo de esa misma columna ó con

alguna otra que pueda ceder carga calorífica, esta acción trae consigo dos consecuencias: una es la referente al ahorro en el suministro del agua de enfriamiento (necesaria para la condensación); y la otra, en la disminución del consumo vapor utilizado en la vaporización de la corriente del fondo.

- Realizando una cuidadosa observación de las condiciones térmicas y de la presión en el tren de destilación, se plantea una serie de modificaciones a estas principalmente para la presión en la alimentación, esta modificación permite un abatimiento del desorden en el sistema, obteniéndose inherentemente una disminución en la disponibilidad termodinámica, así como, del trabajo perdido. Esta alternativa es delicada y se debe plantear dentro de las funciones objetivo que están direccionadas hacia la optimización de la energía, es decir, realizar el planteamiento de una utilización óptima de la energía de acuerdo con la demanda del proceso, esto último es necesario llevarlo a cabo en conjunto con la simulación respectiva para confirmar y checar se cumpla con las especificaciones impuestas al proceso. Adicional al anterior procedimiento, nuevamente se debe evaluar energéticamente a la planta para obtener su eficiencia termodinámica mejorada, estos resultados se muestran en el siguiente capítulo.
- En forma implícita al punto anterior y partiendo de una cuidadosa observación, tanto de los perfiles de composición como de temperatura para todas las etapas de los sistemas de destilación (estos se representan en las figuras No. 32 a 42), Es factible que se pueda establecer una reducción del número de ellas, básicamente debido a la linealidad del perfil donde se representa su comportamiento físico en la separación de los compuestos para la cual fué configurada. (lo cual es indicativo de que un determinado número de platos poseen poca o nula utilidad en el trabajo de separación).
- El proceso de reducción del número de etapas se debe tomar como un entorno global dentro de la secuencia de optimización y que finalmente se debe comprobar y confirmar con un nuevo proceso de simulación, esto para checar que se está cumpliendo con las especificaciones que se impusieron a los productos finales.
- Finalmente, se plantea realizar el ejercicio de la sustitución de las válvulas que se emplean como reductoras de presión por sistemas de expansores configurados con álabes y flecha de transmisión, esto para que al mismo tiempo se pueda dar movimiento algún equipo rotatorio (Bombas pequeñas o Compresores de baja capacidad), esta acción permitirá un ahorro atractivo en el suministro de energía.

CAPITULO IV

***** SEGUNDO CASO *****

**SIMULACION Y ANALISIS ENERGETICO DE LA
PLANTA DE AMONIACO**

Introducción

El proceso para la obtención del Amoníaco, consiste esencialmente de una reacción de Nitrógeno con gas Hidrógeno, obteniéndose el Nitrógeno a partir de aire que es introducido al proceso y el Hidrógeno a partir de la descomposición del Metano el cual esta contenido en la corriente de alimentación de gas natural. La reacción se lleva a cabo a presiones y temperaturas elevadas.

La reacción correspondiente se muestra a continuación:



La reacción anterior es la base para obtener la materia prima de la industria de los fertilizantes nitrógenados. Históricamente se tiene conocimiento de que el amoníaco se comenzó a producir a escala industrial en el año de 1909, antes de esta fecha la síntesis se consideraba como poco probable y poco factible desde el punto de vista comercial, sin embargo, en 1909, El Químico Alemán Haber desarrolló a pequeña escala un proceso que producía 80 gr. de Amoníaco por hora, utilizando un catalizador a base de Osmio. Posteriormente se experimentó con otro tipo de catalizador desarrollado por G. Mittasch para Industrias BASF, que consistía de un promotor de hierro conteniendo óxidos metálicos obteniéndose una mayor selectividad.

En las plantas de la actualidad, el problema de mayor importancia y trascendencia se centra en la selección del catalizador, esto debido principalmente a la naturaleza de la reacción, fenómeno que tiende a elevar en forma instantánea la temperatura del reactante por arriba de los 1200 °F, lo cual no es deseable, debido principalmente a los múltiples subproductos que se forman, así como, por el daño que sufriría el mismo catalizador. De acuerdo a las más recientes investigaciones, lo recomendable es operar el reactor a temperaturas por abajo de 932 °F, siendo suficiente para que se logre el máximo equilibrio.

Para los procesos actuales se busca que el catalizador cumpla con los dos objetivos principales: proporcionar buena conversión a nivel comercial y que la temperatura de la reacción no se eleve por arriba de 932 °F. El proceso básico de producción actual se llama de Haber - Bosch en honor a los pioneros de la investigación.

Este problema ha sido anteriormente estudiado por diversos investigadores como: Parker & Hughes (1981), Biegler & Hughes (1982) y C. Jirapongphan (1980), K. Todd (1985) y Ready and Husain (1982). La optimización de la planta de Amoníaco es difícil, tal como se apuntó anteriormente, debido a los múltiples cálculos químicos que están involucrados en el proceso, los cuales requieren obtener solución de grandes arreglos de ecuaciones del tipo no lineal, adicionando relaciones que demanda el

proceso y que involucran funciones continuas y discretas, la complejidad se incrementa en la simulación de procesos que en forma adicional contempla un análisis energético. Otra causa de este incremento, se debe, frecuentemente a los múltiples circuitos de recirculación.

De forma similar a lo expuesto en el capítulo III., en este apartado también se lleva a cabo el proceso de simulación respectivo con el propósito de obtener los balances de materia y energía (Los resultados del balance completo, así como su comparación con el balance original, se presenta en el Apendice " E "). Este procedimiento permitirá que se realicen los análisis de energía correspondientes.

La secuencia completa del tratamiento o análisis de exergía para el problema del amoníaco, se presenta en la Figura No. 47, esta es una representación sencilla por medio de diagramas de bloques indicando una secuencia lógica paso a paso para el análisis de exergía, procedimiento que ayuda a encontrar sistemáticamente los "cuellos de botella" en cuanto al aprovechamiento de la energía y su posible punto de ataque para disminuir el consumo, eficientizando así el proceso.

También de forma similar al tratamiento efectuado en la planta de Etileno descrita en el capítulo III, en el apéndice B, se expone de forma detallada el modelo para el convertidor de amoníaco, fundamentalmente a que es el equipo más importante y complicado del proceso, efectuandose un procedimiento de simulación por separado de los equipos restantes.

Los resultados que se exponen en este capítulo se listan a continuación:

- × Descripción del proceso.
- × Análisis energético por corriente de proceso.
- × Resultados finales del análisis energético.
- × Esquemas de los sistemas analizados energéticamente.
- × Análisis de resultados de la evaluación Termodinámica de la planta de Amoníaco.

Descripción del Proceso.

En las próximas secciones se efectúa una explicación con más detalle del proceso completo, anexandose un diagrama general de la planta, Strelzoff (1981) ver Figura No. 44, posteriormente para cada sección que se describa se anexa su diagrama de flujo respectivo.

Desulfuración del gas natural y Reformación.

La planta es alimentada con gas natural presurizado proveniente de límites de batería. La corriente en seguida se introduce a un recipiente de balance estabilizador para eliminar posibles arrastres o condensados líquidos, la presión de operación del recipiente se debe mantener superior a 655 Psia. Esta sección del proceso se representa en la figura No. 44. Posterior a esta primera operación, el gas es extraído por el domo del recipiente de balance para entrar por la parte superior de las dos unidades de desulfuración. El gas natural fluye corriente abajo de los desulfuradores para a continuación pasar a través de otro recipiente el cual se encuentra empacado con carbón activado, esto para remover el azufre contenido en la carga.

El flujo total proveniente de los fondos del desulfurador es combinado con otra corriente, la cual consta de hidrógeno recirculado rico que no reacciona en la síntesis, ésta mezcla se hace fluir como una alimentación a un precalentador. La función del precalentador es la de elevar la temperatura desde 40 °F, que corresponde a la temperatura de límites de batería hasta una temperatura de aproximadamente 748 °F, posterior a éste proceso la corriente se transfiere corriente abajo hacia unos recipientes empacados con óxido de zinc, los cuales realizan la remoción de las últimas trazas de azufre remanente en la corriente de gas caliente. La corriente gaseosa que se encuentra a las condiciones de 698 °F y 540 Psia libre de azufre es mezclada con una corriente de vapor de proceso para a continuación entrar a un serpentín precalentador de la sección de convección del horno reformador primario, la corriente a continuación pasa a un cabezal de distribución interior y distribuirse por 12 subcabezales de diámetro de 7.8 Pulgadas. Cada subcabezal redistribuye el flujo en forma descendente a través de 42 tubos paralelos empacados con catalizador que se localizan en la sección de radiación. Por otra parte los subcabezales son arreglados en forma de 12 hileras paralelas sobre el domo del horno para distribuir el flujo a través de un total de 500 tubos que al igual como los anteriores también están empacados con catalizador. Todo este ordenamiento de tubos empacados representan el llamado "reformador primario" el cual tiene como objetivo romper o "Craquear" las moléculas de metano contenida en la alimentación de gas natural y producir el hidrógeno necesario para la reacción. El fondo de cada fila de los 42 tubos terminan en una colección de cabezales localizados cercano a la puerta del reformador, estos se localizan concéntricamente en forma de anillos.

El nitrógeno necesario para la reacción será tomado a partir de una corriente de aire que se introducirá a la planta por medio de un aoplador-compresor de tres etapas previo filtrado para eliminar posibles impurezas, el aire se comprime para dos tipos de presiones: de baja y alta presión y antes de enviarse a un segundo reformador denominado "Reformador Secundario" el cual tiene como función separar el nitrógeno del resto de los componentes del aire. En forma precisa la corriente de aire se hace fluir a un interenfriador para disminuir su temperatura, este se localiza entre la segunda y tercera etapa de compresión, a continuación el aire es transferido al reformador de acuerdo a los niveles de presión requeridos.

El aire de proceso más adelante es mezclado con el flujo de mediano nivel para ser transferidos a una sección de precalentamiento en un serpentín colocado en la

sección de convección del reformador primario para continuar por una línea hasta el domo del reformador secundario. Este fluido penetra a la cámara y desciende a través de un anillo difusor y entrar a la zona de reacción, por otra parte el flujo de gas a partir del primer reformador es introducido al segundo reformador por una boquilla localizada justo por abajo del anillo difusor y enseguida combinarse con el aire caliente para pasar a por el lecho catalítico y a continuación transferirse a una cámara localizada en los fondos.

A partir de la salida de la cámara del reformador, el flujo es dividido para que pase a través de dos calentadores primarios de calor de desecho por el lado de la envolvente y los cuales son denominados " Calentadores tipo Bayoneta ", el flujo que circula por el lado de los tubos de éstos calentadores es agua caliente proveniente del recipiente colector de alta presión.

El fluido del lado de la envolvente de los calentadores primarios es transferido por el lado de los tubos a un calentador secundario el cual utiliza agua caliente como medio calefactor por el lado de la envolvente que proviene del mismo recipiente colector usado en la operación anterior. A partir de éste calentador secundario, la corriente sale con una temperatura elevada y de ahí pasar a dos convertidores de transferencia los cuales operan en forma independiente, el fluido con la temperatura más alta que proviene del convertidor (AT) es el primero en entrar para descender a través del convertidor y salir por el fondo, a continuación es pasado por el lado de los tubos de un intercambiador llamado recuperador de calor primario del effluente, esto con la finalidad de elevar la temperatura del agua de calentamiento que se colecta en el recipiente de vapor de alta presión. El flujo a partir de éste equipo, pasa ahora por el lado de las tubos de otro cambiador denominado intercambiador de la alimentación del metanador, y ya totalmente enfriado pasa a continuación al convertidor de transferencia de baja temperatura (BT), donde los gases del fluido descienden por los tubos del convertidor para reaccionar y salir por la boquilla localizada en el fondo de éste, en seguida es llevado a través de una estación sobrecalentadora del effluente.

Convertidor de arrastre y Remoción del Dióxido de Carbono.

A partir de la salida del sobrecalentador, donde se efectúa un intercambio del effluente gaseoso del convertidor de baja temperatura y donde es reducido a su punto de rocío a la presión de trabajo y a una temperatura de 338 °F, ver Figuras No. 45 y 46. El proceso es enfriado súbitamente en los Intercambiadores recuperadores de calor por el lado de los tubos los cuales intercambian calor con el effluente utilizado para la remoción del dióxido de carbono. Por otro lado, el agua contenida en fluido proveniente del convertidor de baja temperatura se ha condensado y cuando se pasa al separador de gas natural el agua condensada se queda en la sección inferior y el gas asciende a la parte superior. Este recipiente consta de dos secciones o compartimientos, como se expreso antes, los gases pasan al siguiente compartimiento previo paso por una malla separadora para eliminar totalmente posibles arrastres, a continuación los gases que aun están calientes se extraen del separador por su parte lateral y se transfieren a otro intercambiador enfriado por agua, esto con el propósito de asegurar una total condensación del agua contenida en el flujo y que no se alcanza a condensar en el primer

intercambiador, posteriormente, el fluido es retornado al segundo compartimiento del separador de donde el agua condensada desciende a la primera sección y el gas seco se hace fluir a la torre absorbidora de dióxido de carbono previo paso por una segunda malla separadora. En la columna absorbidora se lleva a cabo la remoción del dióxido de carbono que está disuelto en la corriente de gas de síntesis natural utilizando una solución "DEA". El gas de síntesis natural fluye directamente desde la sección de domo del separador de gas natural a un distribuidor colocado en la parte inferior de la columna absorbidora, el gas entonces asciende hacia la parte superior de la torre pasando por tres capas de empaque, teniéndose que en el último lecho que corresponde al domo de la columna está constituido de carbón activado en forma de anillos de 1 pig. de diámetro, el cual también ayuda a la absorción.

El gas de proceso sale por el domo esencialmente libre de dióxido de carbono, para a continuación transferirse hacia dos recuperadores de calor, absorber calor y pasar directamente al siguiente equipo que es el metanador. Por otra parte, la solución absorbidora "DEA" es retornada hacia una columna regeneradora donde es tratada y posteriormente enviarse hacia una tanque de balance de donde es retornada hacia el proceso. En tanto que el gas proveniente, primero del absorbedor y después del domo del tanque estabilizador y que previamente fue precalentado por el intercambiador de gas, es introducido al metanador por la boquilla localizada en su parte superior, éste se encuentra empacado con catalizador compuesto a base de Níquel. El catalizador reacciona con el dióxido de carbono remanente en la corriente gaseosa y la cual tenga una concentración de 0.7 % mol, la corriente gaseosa es hidrógenada con la finalidad de formar compuestos de metano y agua que serán empleados en las subsecuentes operaciones, la reacción llevada a cabo en el metanador es de índole isotérmica lo cual origina un levantamiento de la temperatura en la corriente reaccionante que será tratada en la siguiente sección.

conversión del gas de síntesis y Sistema de Compresión.

La corriente proveniente del metanador se hace fluir por el lado de los tubos de un primer enfriador llamado intercambiador de agua caliente-efluente, que se encuentra localizado cerca del metanador, y para acabar de enfriarse, la corriente pasa a un siguiente intercambiador fluyendo por el lado de los tubos la corriente gaseosa y por el lado de envolvente agua de enfriamiento éste segundo enfriador se llama enfriador de efluente del metanador, posteriormente la corriente gaseosa fría es transferida a el tanque de succión del compresor de gas de síntesis, ver Figura No. 46. El compresor de gas de síntesis consta de cuatro etapas los cuales están constituidas con sus respectivos interenfriadores y sus recipientes estabilizadores. El compresor tiene como objetivo elevar la presión del gas de síntesis hasta la presión demandada por la reacción, para lo cual eleva la presión desde 384 Psia. hasta 2946 Psia, el gas presionado se hace pasar por un tren de intercambiadores que cambian calor con el efluente proveniente del convertidor, previo a introducirse al convertidor de Amoníaco.

El gas comprimido a la presión de operación es introducido al convertidor por la boquilla localizada en la parte inferior, el flujo asciende por los lechos catalíticos del tipo CESTA reaccionando y convirtiéndose en amoniaco, a continuación la corriente ya reaccionada pasa a un intercambiador situado en el domo del reactor con el propósito reducir su temperatura ya que la reacción producida es del tipo isotérmica aumentando considerablemente la temperatura del fluido.

En seguida la corriente de Amoniaco es transferida por una serie de intercambiadores localizados corriente abajo del convertidor perdiendo totalmente el calor, para a continuación parte de la carga se hace pasar a un separador de gas de purga el cual opera a presiones bajas, donde el Amoniaco es condensado separándose de incondensables los cuales son enviados a quemado, el Amoniaco líquido es transferido a un recipiente denominado separador primario de amoniaco, la finalidad de la anterior operación, es el control de la concentración de inertes que pueden presionar todo el sistema si no existe un desfogue continuo, la otra parte de la carga proveniente del convertidor que no pasa al separador de gas de purga fluye a través de un tren de intercambiadores llamado sistema de refrigeración ya que la carga caliente es enfriada a diferentes niveles de temperatura utilizando como sistema de enfriamiento el mismo fluido de Amoniaco de recirculación el cual proviene del propiamente dicho sistema de refrigeración que se describirá en el siguiente apartado.

La carga de Amoniaco en forma líquida y totalmente fría es enviada a un recipiente separador denominado "separador secundario".

Compresión y Separación

El Amoniaco como producto que fue separado a partir del circuito de gas de síntesis, es enviado al recipiente separador secundario donde es subenfriado con el propósito de obtener la máxima condensación del Amoniaco, el subenfriamiento y la presión de operación de 2832 Psia de presión causa una degradación en el producto ya que Hidrógeno, Nitrógeno, parte de Metano y Argón, se pueden disolver en el Amoniaco ocasionando, que éste salga fuera de especificación por lo que se tienen que remover todo este tipo de gases, esto se realiza cuando la corriente es enviada del separador secundario de Amoniaco al separador primario el cual opera a presiones menores a las del anterior sistema, por lo que al entrar la carga sufre una separación súbita separándose los gases incondensables, los cuales salen por una boquilla situada en el domo del recipiente y se unen a la red de gas combustible de la planta o son enviados a quemado. Por otra parte, la corriente de Amoniaco libre de impurezas es dividido en dos efluentes que son enviados a dos recipientes del sistema de refrigeración, ver Figura No. 46, una corriente es enviada a la tercera etapa de refrigeración y la otra se envía a la cuarta etapa del mismo sistema, éste procedimiento se efectúa para disponer de dos niveles de temperatura así como tener el Amoniaco a la

presión especificada, para esto se cuenta con un compresor del tipo centrífugo de dos etapas con sus respectivos interenfriadores y cuatro etapas de recipientes estabilizadores, así como, un tren de enfriadores del tipo Chiller los que suministran la temperatura deseada cuando se usa como medio de enfriamiento en el mismo proceso, posteriormente, cuando se cumple ésta función, la carga es enviada al sector de almacenamiento en los Límites de Batería.

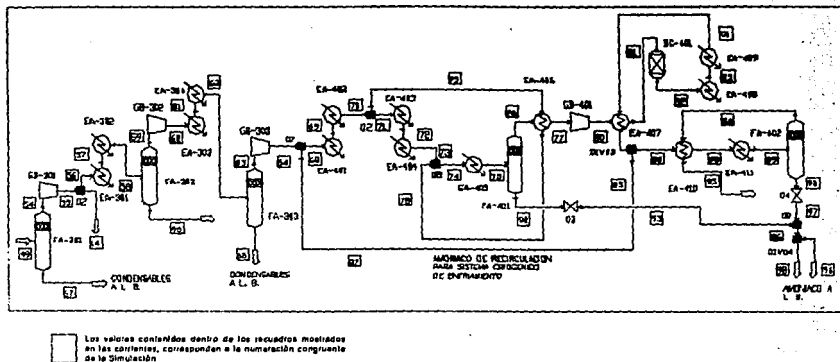
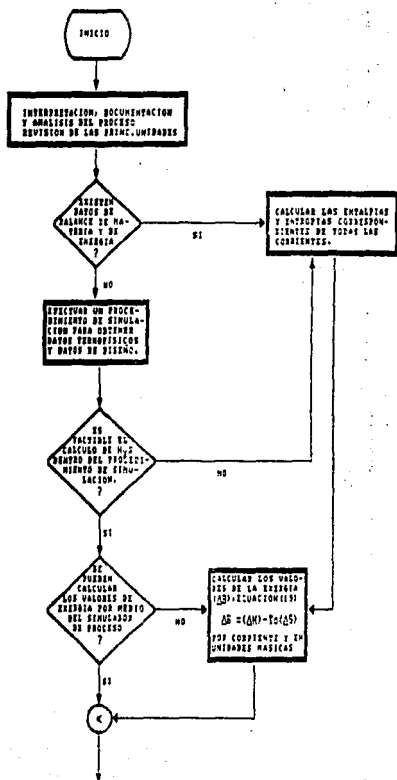


FIGURA No. 46.- ESQUEMA DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE ENFRIAMIENTO A BAJA TEMPERATURA Y SECCION DEL CONVERTIDOR AMONIACO

FIGURA No. 47.- SECUENCIA DE FLUJO POR BLOQUES PARA EL ANALISIS DE EXERGIA EN UNA PLANTA DE PROCESO, LA SECUENCIA SE REALIZA DE FORMA DETALLADA. ESTA METODOLOGIA RESULTA DE SUMA UTILIDAD EN LOS ANALISIS DE EFICIENTIZACION DE LA ENERGIA. EL PROCEDIMIENTO SE APLICARA EN EL EJEMPLO DE APLICACION (PLANTA DE AMONIACO)





REALIZAR UN ANALISIS DEL SISTEMA
O UNA OPERACION UNITARIA. SE
RECOMIENDA SECCIONAR PEQUEÑAS
PORCIONES DE EQUIPOS PARA TENER
CUBIERTA UNA MAYOR PARTE DEL
PROCESO Y ASI DETECTAR CON MAS
FACILIDAD LOS CUELLOS DE BOTELLA
ES DECIR, DETECTAR LOS SISTEMAS
CON MENOR ADECUAMIENTO DE
ENERGIA.
LOS SISTEMAS DEBEN CONTENER LA
SIGUIENTE INFORMACION BASICA:
FLUJO MASICO DE ENTRADA Y
SALIDA.
SUMINISTRO DE TRABAJO EXTERNO.
SUMINISTRO DE CALOR EXTERNO.
OTRAS FUENTES EXTERNAS DE
ENERGIA.

ANALIZAR CADA SISTEMA COMO SE
INDICAN LOS SIGUIENTES
PARAMETROS:
FLUJO MASICO.
INCREMENTO DE LA ENTALPIA O
ENTROPIA TERMODINAMICA (Q)
TRABAJO EXTERNO SUMINISTRADO (W)
FLUJO DE CALOR EXTERNO SUR. (C)

CALCULAR EL TRABAJO EQUIVALENTE
DE CALOR (EQ. NO. 40)
$$\Sigma Q_i (1 - T_c / T_i)$$

CALCULAR EL TRABAJO PERDIDO DEL
SISTEMA (EQ. NO. 40)
$$W_T = \Sigma (1 - T_c / T_i) Q_i + \Sigma W_i$$



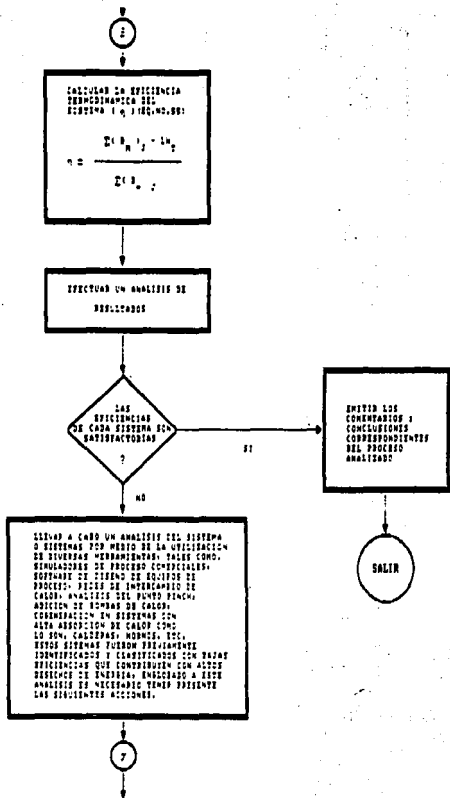


TABLA No.13.- RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO POR CORRIENTE PARA LA PLANTA DE "AMONIAO".

No.	Pm	H	S	T ₀	T ₀ S	T ₀ S	m	T ₀ S	S
Corr.	[Lb./Lbmol]	[MMBTU/Hr]	[BTU/Lb °R]	[°R]	[BTU/Lb]	[BTU/Lbmol]	[Lbmol/Hr]	[BTU/Hr]	[BTU/Hr]
1	16.4905	31.7062	3.0543	537.0	1.6401 E3	27.0478 E3	3626.10	98.07 E6	- 66.3713 E6
2	16.4905	31.7060	3.0483	537.0	1.6369 E3	26.9947 E3	3626.10	97.80 E6	- 66.1246 E6
3	16.4707	31.7236	3.0481	537.0	1.6369 E3	26.9605 E3	3626.10	97.76 E6	- 66.0379 E6
4	16.1563	33.0288	3.0364	537.0	1.6305 E3	26.3468 E3	3777.99	99.53 E6	- 66.5003 E6
5	16.1563	59.9622	4.9268	537.0	2.6450 E3	42.7400 E3	3777.99	181.50 E6	- 101.5164 E6
6	16.1535	59.9645	4.9266	537.0	2.6471 E3	42.7814 E3	3777.99	181.55 E6	- 101.5578 E6
7	18.0200	181.0480	3.3641	537.0	1.8062 E3	32.5536 E3	13031.00	424.20 E6	- 243.1581 E6
8	16.1535	59.9632	4.9345	537.0	2.6490 E3	42.8030 E3	3777.99	161.71 E6	- 101.7197 E6
9	17.6005	241.0420	3.5500	537.0	1.9063 E3	33.5527 E3	16808.00	563.98 E6	- 322.9456 E6
10	32.2946	475.6980	4.4532	537.0	2.3913 E3	31.7931 E3	22261.80	707.45 E6	- 231.7557 E6
11	16.6969	706.3060	3.3382	537.0	1.7926 E3	29.9310 E3	37220.80	1.11 E9	- 408.0523 E6
12	16.1544	817.4810	3.5914	537.0	1.8285 E3	31.1550 E3	36480.60	1.19 E9	- 381.3852 E6
13	16.1544	528.5690	2.9177	537.0	1.5666 E3	25.3107 E3	38480.60	973.97 E6	- 447.2785 E6
14	8.6990	1.3052	3.5101	537.0	1.8840 E3	16.3974 E3	151.89	2.49 E6	- 1.1895 E6
15	8.6990	1.3052	3.5407	537.0	1.9013 E3	16.5399 E3	151.89	2.51 E6	- 1.2071 E6
16	27.9625	49.4527	1.4297	537.0	787.7489	21.4835 E3	5611.70	120.56 E6	- 71.1084 E6
17	27.9783	50.9139	1.4397	537.0	773.1189	21.6305 E3	5611.00	121.36 E6	- 70.4551 E6
18	27.9783	50.8610	1.4359	537.0	771.0783	21.5734 E3	5611.00	121.04 E6	- 70.3876 E6
19	27.9783	74.9341	1.5775	537.0	847.1175	23.7009 E3	5611.00	132.98 E6	- 58.0518 E6
20	27.9832	42.8650	1.6295	537.0	875.0415	24.4864 E3	5611.00	137.39 E6	- 94.7285 E6
21	28.0156	52.0566	1.4116	537.0	758.0506	21.2372 E3	5611.00	119.18 E6	- 67.0886 E6
22	27.9833	41.7012	1.5816	537.0	849.3353	23.7872 E3	5611.00	133.35 E6	- 91.5585 E6
23	18.0200	130.1490	3.3641	537.0	1.8068 E3	32.5535 E3	9367.00	304.94 E6	- 174.7961 E6
24	18.0200	130.1470	2.2855	537.0	1.2273 E3	22.1181 E3	9367.00	207.17 E6	- 77.0284 E6
25	28.0430	52.0540	1.4283	537.0	786.9921	21.5088 E3	5611.70	120.70 E6	- 68.6474 E6
26	21.7500	182.2010	2.4668	537.0	1.3364 E3	29.0685 E3	14979.20	435.42 E6	- 253.2228 E6
27	21.7500	230.5980	2.3339	537.0	1.2533 E3	27.2593 E3	14979.20	402.32 E6	- 177.7256 E6
28	16.1544	510.6080	2.9030	537.0	1.5589 E3	25.1832 E3	36480.60	999.06 E6	- 458.4614 E6
29	16.1544	510.6060	2.9023	537.0	1.5585 E3	27.1772 E3	36480.60	998.83 E6	- 458.7770 E6
30	16.1544	510.6060	2.9023	537.0	1.5585 E3	25.1771 E3	36480.60	998.83 E6	- 458.7737 E6
31	16.1544	460.7850	2.8703	537.0	1.5413 E3	24.8996 E3	36480.60	998.15 E6	- 467.3886 E6
32	16.6927	345.5100	3.0758	537.0	1.6517 E3	27.5714 E3	54040.40	1.48 E9	- 1.1444 E9
33	16.6810	59.4860	4.5070	537.0	2.4202 E3	40.3729 E3	54040.40	2.28 E9	- 2.1222 E9
34	16.6830	56.5430	4.4020	537.0	2.3639 E3	39.4371 E3	54040.40	2.13 E9	- 2.0745 E9
35	8.1704	159.3370	4.0122	537.0	2.1545 E3	17.6466 E3	17507.00	309.90 E6	- 150.8614 E6
36	8.1904	214.6020	4.6038	537.0	2.4722 E3	20.2486 E3	17567.00	355.10 E6	- 140.4983 E6
37	18.0240	- 230.7200	5.7739	537.0	3.1005 E3	55.8649 E3	31120.00	1.73 E9	- 1.9908 E9

No.	Pm	H	S	T ₀	T ₀ S	T ₀ S	m	T ₀ S	S
Corr.	[Lbm/Lbm]	[MMBTU/Hr]	[BTU/Lb °R]	[°R]	[BTU/Lb]	[BTU/Lbm]	[Lbm/Hr]	[BTU/Hr]	[BTU/Hr]
38	14.8640	215.0210	2.4640	537.0	1.3230 E3	19.0953 E3	22920.00	451.41 E6	- 235.3971 E6
39	14.8640	215.2190	2.4600	537.0	1.3419 E3	19.9791 E3	22920.00	457.83 E6	- 242.5113 E6
40	14.8640	215.0620	2.4608	537.0	1.3423 E3	19.9813 E3	22920.10	457.97 E6	- 242.5812 E6
41	13.9454	193.2580	2.5750	537.0	1.3827 E3	19.2803 E3	21371.90	412.12 E6	- 218.8636 E6
42	13.9434	193.3410	2.5688	537.0	1.3704 E3	19.2349 E3	21371.90	411.09 E6	- 217.7455 E6
43	8.1803	430.0000	3.9888	537.0	1.9850 E3	16.2583 E3	17987.00	286.81 E6	- 144.3995 E6
44	8.1903	198.1180	3.9636	537.0	2.1361 E3	17.5201 E3	17987.00	307.77 E6	- 149.6592 E6
45	106.1400	- 1628.7000	3.7438	537.0	2.1361 E3	224.9091 E3	57000.00	12.81 E9	- 14.4485 E9
46	106.0980	- 1580.3000	3.8094	537.0	2.0498 E3	208.8088 E3	60804.90	12.57 E9	- 14.1550 E9
47	8.2308	217.7200	4.6463	537.0	2.4980 E3	20.5368 E3	17481.80	368.09 E6	- 141.2377 E6
48	8.2308	175.2800	4.4091	537.0	2.3678 E3	19.4874 E3	17481.80	340.87 E6	- 185.3904 E6
49	8.2308	190.1800	3.8280	537.0	2.0581 E3	18.9236 E3	17481.80	296.44 E6	- 145.6688 E6
51	18.0241	- 230.515	3.7241	537.0	3.0738 E3	36.4040 E3	31120.00	1.72 E9	- 1.9548 E9
52	18.0241	- 230.5150	3.7480	537.0	3.0738 E3	36.4040 E3	31120.00	1.72 E9	- 1.9548 E9
53	8.1904	198.1100	3.9634	537.0	2.1360 E3	17.5199 E3	17987.00	307.77 E6	- 149.6632 E6
54	8.2457	150.3560	3.8278	537.0	2.0694 E3	16.9483 E3	17495.20	296.51 E6	- 146.1594 E6
55	8.2457	169.2800	4.0191	537.0	2.1582 E3	17.7983 E3	17495.20	311.35 E6	- 142.0704 E6
56	8.2455	167.7180	4.0191	537.0	2.1582 E3	17.7989 E3	17333.20	308.45 E6	- 140.7439 E6
57	8.2455	158.6390	3.9232	537.0	2.1057 E3	17.3712 E3	17333.20	301.09 E6	- 142.4648 E6
58	8.2457	148.5280	3.7363	537.0	2.0063 E3	16.5441 E3	17333.20	286.78 E6	- 136.1344 E6
59	8.2385	148.7780	3.7345	537.0	2.0064 E3	16.5178 E3	17317.00	286.03 E6	- 137.2580 E6
60	8.2385	168.9040	3.8220	537.0	2.1061 E3	17.3470 E3	17317.00	300.79 E6	- 131.4941 E6
61	8.2385	155.0220	3.7969	537.0	2.0389 E3	18.7808 E3	17317.00	290.81 E6	- 135.7943 E6
62	8.2385	141.9480	3.5607	537.0	1.8120 E3	16.7480 E3	17317.00	272.72 E6	- 130.7800 E6
63	8.2231	142.1870	3.5572	537.0	1.8102 E3	16.7079 E3	17293.90	271.85 E6	- 129.4638 E6
64	8.2231	163.5870	4.0413	537.0	2.1701 E3	17.8455 E3	17293.90	308.81 E6	- 145.0328 E6
65	18.0200	- 0.2385	4.6982	537.0	2.5218 E3	46.4439 E3	23.45	1.08 E6	- 1.3041 E6
66	18.0200	- 0.1498	5.3724	537.0	2.5849 E3	51.9873 E3	16.24	844.34 E3	- 980.9416 E3
68	8.7610	0.8979	3.9989	537.0	2.1430 E3	18.7753 E3	18792.20	352.83 E6	- 351.9361 E6
69	8.7610	168.8530	3.7982	537.0	2.0389 E3	17.8692 E3	18792.20	335.60 E6	- 166.9491 E6
70	8.7609	153.7740	3.6190	537.0	1.9434 E3	17.0259 E3	18792.20	319.95 E6	- 168.1852 E6
71	8.7609	137.0510	3.6190	537.0	1.9434 E3	17.0259 E3	18792.20	285.90 E6	- 148.8574 E6
72	8.7609	127.7320	3.8198	537.0	2.0512 E3	17.6708 E3	18792.20	301.77 E6	- 174.0400 E6
73	8.7609	125.2970	3.8020	537.0	2.0418 E3	17.6859 E3	18792.20	300.36 E6	- 175.0687 E6
74	8.7609	141.9550	3.5835	537.0	1.2943 E3	16.8589 E3	18792.20	318.62 E6	- 174.8667 E6
75	8.7609	138.4950	3.6030	537.0	1.3048 E3	16.9508 E3	18792.20	318.54 E6	- 180.0502 E6
76	8.3507	136.8660	3.4846	537.0	1.8712 E3	15.6280 E3	17902.00	279.73 E6	- 140.0721 E6
77	8.3466	136.4150	3.4878	537.0	1.8729 E3	15.6327 E3	17902.00	279.85 E6	- 140.4425 E6
78	8.7609	16.5742	3.6280	537.0	1.9482 E3	17.0683 E3	2000.00	34.13 E6	- 17.5624 E6

No.	Pw	H	S	T ₀	T ₀ S	T ₀ S	m	T ₀ S	B
Cont.	[Lbm/Lbmol]	[MMBTU/Hr]	[BTU/Lb °R]	[°R]	[BTU/Lb]	[BTU/Lbmol]	[Lbmol/Hr]	[BTU/Hr]	[BTU/Hr]
79	8.7808	16.3229	3.2800	537.0	1.7613 E3	15.4310 E3	2000.00	30.88 E6	- 14.6362 E6
80	8.3508	141.2940	3.7021	537.0	1.9880 E3	16.8018 E3	17902.00	297.20 E6	- 188.9082 E6
81	8.3508	177.9380	3.8478	537.0	2.0880 E3	17.2527 E3	17902.00	308.86 E6	- 130.8197 E6
82	14.7997	560.8350	9.4178	537.0	5.0573 E3	74.8473 E3	10101.00	788.03 E6	- 186.1984 E6
83	14.7997	130.1480	5.8970	537.0	3.1808 E3	46.8880 E3	10101.00	479.39 E6	- 343.2449 E6
84	14.7997	89.0325	9.9162	537.0	5.3249 E3	78.8083 E3	10101.00	788.04 E6	- 707.0110 E6
85	14.7997	50.4488	9.9355	537.0	5.3353 E3	78.9817 E3	10101.00	787.89 E6	- 747.1431 E6
86	14.7997	36.9563	10.3038	537.0	5.5331 E3	81.8888 E3	8000.00	886.11 E6	- 618.1542 E6
87	14.7997	10.4637	10.2986	537.0	5.5282 E3	81.8315 E3	2101.07	171.93 E6	- 161.4402 E6
88	14.7997	37.9182	10.0030	537.0	5.3718 E3	79.4882 E3	8000.00	636.86 E6	- 698.0678 E6
89	14.7997	9.0779	7.6714	537.0	4.1195 E3	60.9679 E3	8000.00	487.74 E6	- 478.8889 E6
90	16.9980	- 7.7942	6.9754	537.0	3.7457 E3	63.8998 E3	6500.00	418.97 E6	- 424.7842 E6
91	4.8810	11.2562	8.4917	537.0	4.9800 E3	22.2578 E3	1449.84	32.25 E6	- 21.0003 E6
92	17.0080	- 1.1718	6.7095	537.0	3.6008 E3	61.2370 E3	860.90	54.53 E6	- 55.7034 E6
93	16.9980	- 8.9363	5.2014	537.0	2.7931 E3	47.4724 E3	7440.18	363.22 E6	- 362.1932 E6
94	16.9980	- 6.0249	5.2014	537.0	2.7931 E3	47.4724 E3	5000.00	237.38 E6	- 243.3889 E6
95	4.8811	12.1516	8.6234	537.0	4.8307 E3	22.8028 E3	1449.79	32.78 E6	- 20.0084 E6
96	17.0080	- 1.1716	5.2188	537.0	2.8029 E3	47.8880 E3	860.90	42.45 E6	- 43.6121 E6
97	16.9980	- 7.7942	5.2029	537.0	2.7939 E3	47.4833 E3	6550.16	311.02 E6	- 318.8183 E6
98	16.9980	- 2.9410	5.2029	537.0	2.7939 E3	47.4880 E3	2440.70	115.98 E6	- 116.8408 E6

■ Resultados Finales del Análisis Energético

TABLA No. 14. RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO PARA LA PLANTA DE AMONIACO

(* DATOS OBTENIDOS DE LA SIMULACION DE LA PLANTA NO OPTIMIZADA TERMICAMENTE ***)**

SISTEMA	FLUJO MOLAR m [Lbmol / Hr]	DISPONIB. TERMOCOD- NAMICA (EXERGIA) (ΔB) [Btu / Hr]	TRABAJO QUE PROPO. EL MEDIO AL PROCESO (W_p) [Btu/Hr]	CALOR TRANSFE- RIDO AL PROCESO (Q_p) [MM Btu/Hr]	TRABAJO EQUIVA- LENTE DE "CARNOT" $(Q_p (1-T_2/T_1))$ [Btu/Hr]	TRABAJO PERDIDO (LW_p) [Btu/Hr]	TRABAJO REVERSIBLE $(W_{rev.})$ [Btu/Hr]	EFICIENCIA GLOBAL (η) [%]
PURIFICACION DE CARGA Y REACCION	18605.100	203.180 E6	----	220.960 E6	148.170 E6	348.330 E6	424.140 E6	71.440
ETAPAS DE COMPRESION	14879.200	106.610 E6	47.500 E6	----	----	59.010 E6	106.610 E6	64.500
ENFRIAMIENTO A BAJA TEMPERATURA Y REACCION DEL AMONIACO	22920.000	-110.770 E6	385.000 E6	12.260 E6	13.260 E6	34.970 E6	- 87.510 E6	76.000
PROCESO TOTAL	18605.100	64.540 E6	43.000 E6	234.230 E6	158.440 E6	93.930 E6	93.980 E6	69.700

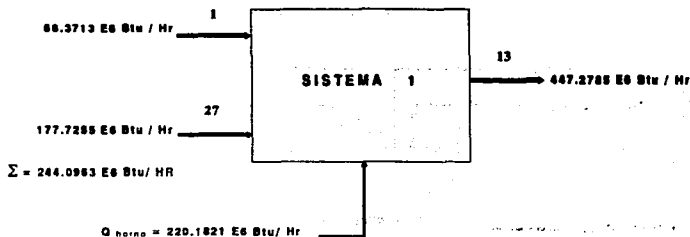
TEMPERATURA DE REFERENCIA $[T_0] = 305^\circ K (32.2^\circ C) (90^\circ F)$

****** ESQUEMAS DE LOS SISTEMAS (SECCIONES DE EQUIPOS)**

ANALIZADOS ENERGETICAMENTE PARA LA PLANTA DE "AMONIACO" ****

SISTEMA 1.

SECCION: REACCION DE DESCOMPOSICION DEL METANO Y ELIMINACION DE ACIDO SULFIDRICO DE CARGA



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $= \Rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i)$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 220.967 \times 10^6 (1 - 537.0 / 1565.60) = 145.1754 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

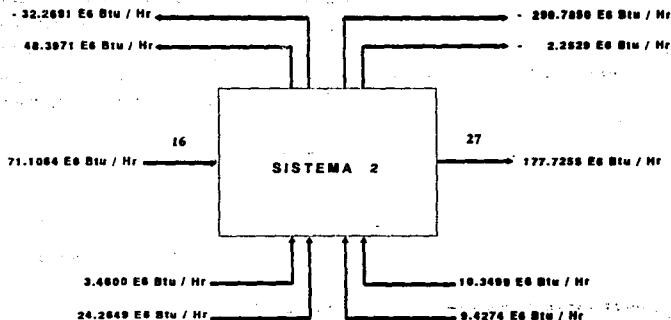
$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 203.1821 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_i) = 348.3575 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 71.44 \%$$

SISTEMA 2.

SECCION : COMPRESION DE AIRE DE CARGA (COMPRESOR MULTITAPA)



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_0 (1 - T_0 / T_i)$

EXERGIA (ΔB) $= 106.6191 \times 10^6$ Btu / Hr

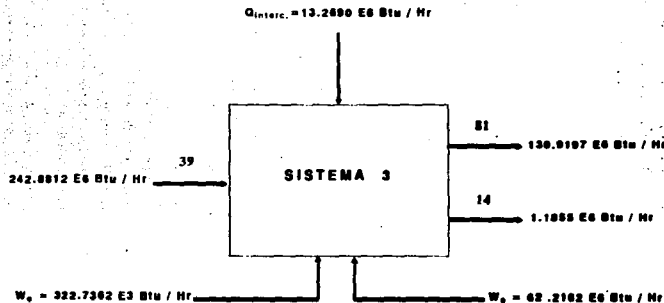
TRABAJO PERDIDO (LW_i) $= 59.0130 \times 10^6$ Btu / Hr

TRABAJO TOTAL DEL SISTEMA $= 165.6322 \times 10^6$ Btu / Hr

EFICIENCIA DEL SISTEMA (η) $= 64.500 \%$

SISTEMA 3.

SECCION: COMPRESION A BAJA TEMPERATURA Y CONVERTIDOR DE AMONIACO



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i)$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 13.2696 \times 10^6 (1 - 537.0 / 1565.60) = 13.2893 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = -110.7790 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}^{\ast 1}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO } (LW_i) = 34.9708 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 76.000 \%$$

^{*1} No se consideran los efectos de cinética de la reacción ni los efectos por el diseño del equipo para el cálculo de la Eficiencia Termodinámica

• ANALISIS DE RESULTADOS DE LA EVALUACION TERMODINAMICA DE LA PLANTA DE AMONIACO.

De acuerdo con los resultados obtenidos tanto de la simulación de la planta de Amoniaco donde se generaron los balances de materia y de energía, como del análisis energético (Tabla No. E-1), se observa de éstos que la planta posee un diseño energético de forma balanceada en todas las operaciones unitarias en cuanto a su aprovechamiento energético, esto puede ser debido a las siguientes razones:

- **Primero.-** La planta no cuenta dentro de su estructura de procesamiento operaciones de destilación, situación que repercute de forma favorable a la alta eficiencia calculada en esta planta, las irregularidades de la operación unitaria de destilación se plantearán en el capítulo I, donde se hace incapie en los enormes consumos de energía que se demandan, básicamente por diseños sobrados o por continuar con modelos tradicionalistas, lo cual trae como consecuencia que las buenas eficiencias ganadas en otro tipo de operaciones se desplomen al llegar a este punto del proceso, repercutiendo severamente en la eficiencia termodinámica global.
- **Segundo.-** Debido al uso del Amoniaco como sistema de refrigeración dentro de un circuito interno de la planta, que funciona como una fuente interna de energía, lo que trae como consecuencia el requerimiento de poca cantidad de energía externa que se debe suministrar al sistema, situación que beneficia fuertemente a que la planta posea buena integración de energía y por lo tanto que su eficiencia termodinámica se alta, los valores resultantes del análisis se pueden observar en la tabla No.14.

Esta buena integración de energía que se obtienen a partir de los calculos de análisis de exergía nos indican que una modificación de la eficiencia en el sentido positivo sería difícil de lograrse bajo esta técnica, ya sea de rearrreglo estructural de equipo o de corrientes, situación que repercutiría en lo complejo del ajuste y fuertes erogaciones económicas, lo cual no sería competitivo con la pequeña ganancia derivada de esta modificación.

Sin embargo, existe la posibilidad de lograr magníficas ganancias en cuanto a una mayor eficiencia de producción, diseñando un esquema de optimización diferente al contexto tratado en esta tesis. Algunas opciones para alcanzar estos objetivos se pueden establecer desde el punto de vista maximización de producción ó minimización de pérdidas. Los aspectos generales de aplicación de este tipo de técnicas se presentan en el apéndice C, junto con una serie de

recomendaciones, técnicas de simulación, técnicas de optimización y simuladores comerciales que pueden poseer dentro de su arquitectura alguna de estas herramientas que pueden ayudar a efectuar estas tareas.

Otras opciones que son importantes y que pueden contribuir a lograr un mejoramiento sustancial de eficiencia en la planta son las mencionadas a continuación:

- ▣ Mejoramiento del sistema de control de la planta, recurriendo a técnicas actualizadas para llevar a cabo esta tarea.
- ▣ Establecer programas continuos de mantenimiento a la planta, cuidando aspectos de aislamientos, fugas, etc.
- ▣ Realizar programas continuos de inspección y limpieza de equipos de transferencia de calor, enfriadores, enfriadores de baja temperatura, calderas y hornos.
- ▣ Corregir factores de potencia en motores.
- ▣ Utilizar dispositivos mecánicos para accionar equipos rotatorios mediante caídas de presión.
- ▣ Utilizar programas de ahorro de energía térmica, eléctrica, etc. en edificios e instalaciones de proceso.

CAPITULO V

PROPUESTA PARA EL MEJORAMIENTO DEL APROVECHAMIENTO DE LA ENERGIA DE LA PLANTA DE ETILENO

PROPUESTA DE MEJORAMIENTO

Una vez establecidas las deficiencias energéticas por medio del análisis de energía practicado a la planta de Etileno (Reportes del capítulo III.), y de acuerdo con las conclusiones y recomendaciones presentadas como parte final de ese capítulo, aquí se procede a realizar un seguimiento riguroso con el propósito de tratar de reducirlas hasta el mínimo permisible, tanto desde el punto de vista técnico, como del económico. El seguimiento de las propuestas de mejora se listan a continuación:

- » 1.- La primera modificación es la referente a las variaciones que se deben hacer con referencia al número de etapas mínimas que sean necesarias para efectuar la separación correspondiente, marcándose como restricción indispensable el cumplimiento de la especificación denotada en las bases de diseño definidas por el Licenciador del proceso, tanto en el aspecto de flujos como de la calidad de los productos, la decisión se toma en base a un análisis riguroso de los reportes gráficos derivados de la simulación del proceso en operación, los gráficos para cada unidad de destilación donde se presente el número de etapas Vs. la composición y número de etapas contra temperatura, Figuras No. 30 a 41, nos presentan un aspecto bastante real de la calidad de separación, en ellas se representa con amplia claridad el grado y eficiencia de separación, denotándose en la mayoría de estos equipos un rango amplio de exceso de etapas, situación que origina una demanda progresiva de energía, acción que repercute directamente en una baja sensible de eficiencia en el sistema.

Dentro de esta parte de restructuración y modificación, se hace necesario que se consideren cambios de los parámetros térmicos y de presión como condiciones de operación de las columnas, esta acción nos permite que se presente una disminución de las demandas térmicas, tanto en condensadores como en rehornidores. Este procedimiento necesita forzosamente de una nueva secuencia de simulación con la finalidad de constatar estrictamente el cumplimiento de las especificaciones impuestas para el proceso.

- » 2.- El segundo paso de modificación es el relacionado con el máximo aprovechamiento de los sistemas térmicos que son demandados por el proceso, particularmente, el

requerido en los rehervidores de las columnas de destilación. La modificación hace necesario que se realice, como prioridad y en base al análisis de corrientes que pueden ceder o recibir calor, (Los esquemas de los planteamiento de modificación se muestran en el contenido de este capítulo), un análisis riguroso de las posibles repercusiones que puede ocasionarse con este movimiento. Al igual que en la explicación anterior, la acción debe ser respaldada de forma estricta con otro proceso de simulación para constatar el completo cumplimiento de las especificaciones del proceso.

- » 3.- El tercer paso consiste en calcular un nuevo proceso de análisis energético con la finalidad de comprobar la magnitud del progreso en aprovechamiento de la energía.

De similar forma a lo expuesto en los capítulos III y IV. para las plantas de etileno y Amoníaco, En este capítulo se exponen los resultados derivados de la modificación realizada a la planta de etileno para comprobar el aumento en aprovechamiento de energía. Los resultados que se exponen en este capítulo son los siguientes:

- Balance de materia y de energía para el sistema mejorado.
- Esquemas de los diagramas de flujo de proceso para la propuesta de mejora.
- Análisis gráfico de resultados.
- Análisis energético por corriente.
- Resultados finales del análisis energético.
- Esquemas de los sistemas analizados energéticamente.
- Conclusiones y recomendaciones generales.

■ Balances de Materia y de Energía

TABLA No.15. Comparación de resultados del Balance de LUMMUS CO. y resultados obtenidos por medio de Simulador General de Procesos Comercial CHEMCAD Ver. 2.4 Y 2.5 (1992) CHEMSTATION, INC. Para la planta de Etileno <<< Simulación Modular Secuencial >>> (Unidades de Proceso Optimizadas Térmicamente)

SECCION: SISTEMA PARA LA COLUMNA DEMETANIZADORA

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	319	105	321	107	323	109	338	129	340	119
CONDICION										
FASE	Líquido	Liq.- Vap	Líquido	Liq.- Vap.	Líquido	Liq.- Vap.	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	30.5000	30.5000	84.0000	84.0830	145.0000	145.0000	31.5000	30.2545	183.3000	175.4720
PRESION (Pala)	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	482.2000	135.0000	135.0000
ENTALPIA (MM BTU/Hr)	- - - -	27.6855	- - - -	18.6887	- - - -	13.7311	- - - -	60.8810	- - - -	7.9554
PESO MOLECULAR	28.9800	29.9882	27.3400	27.4787	28.2800	28.6405	29.5900	29.5252	12.1600	12.6065
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	21.2800	33.4200	29.9400	38.2800	31.9270	38.5100	24.1480	28.8000	0.6889	0.5036
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	0.0527	0.0787	0.1162	0.0843	0.1533	0.1224	0.0556	0.0590	- - - -	- - - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	0.0083	- - - -	0.0073	- - - -	- - - -	0.0074	0.0067
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	5461.8000	5424.8400	3646.53	3976.1900	867.2800	875.5670	9106.8000	9107.0100	888.7200	769.5590
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
HIPOGENO	110.9000	117.5280	82.4100	82.0100	17.3400	16.2100	1.8211	0.0000	210.9252	225.7470
METANO	208.6000	183.3280	284.8000	271.6040	128.2721	107.7620	36.6494	67.1642	620.1782	498.5170
ETANO	2381.0000	2137.1700	1422.8000	1426.0500	213.5287	225.1730	3789.6872	3787.2100	1.3036	1.3096
PROPANO	24.9300	23.7574	3.6465	4.2645	0.0867	0.1046	27.3178	28.1472	0.0000	0.0000

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION CORR. No	319	105	321	107	323	109	330	129	340	119
N - BUTANO	13.1000	13.4020	0.3040	0.6021	0.0000	0.0000	13.6000	14.0774	0.0000	0.0000
I - BUTENO	12.0100	11.4447	0.3040	0.6130	0.0000	0.0000	13.6000	12.6613	0.0000	0.0000
1,3 - BUTADIENO	62.2000	61.1653	2.5528	3.0915	0.0000	0.0121	64.6517	64.3700	0.0000	0.0000
N - PENTANO	14.2000	13.9328	0.3040	0.1441	0.0000	0.0000	14.9000	14.6774	0.0000	0.0000
N - HEXANO	24.5700	26.0817	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	24.5550	26.1555	0.0000	0.0000
MONOXIDO DE CARBONO	4.9100	3.7262	5.5344	4.6923	1.0047	1.4004	0.0000	0.0000	13.1170	9.9050
ETILENO	2500.1500	2325.7700	1061.0877	2137.3300	503.2010	521.0340	8020.0710	4947.0100	23.1040	37.1075
PROPILENO	88.4800	85.2445	16.0440	18.6520	0.6071	0.5919	104.7170	104.4910	0.0000	0.0000
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	4.0328	0.0000	4.3201	0.0000	1.1062	0.0000	0.6550	0.0000	0.0022
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ACETILENO	16.3800	18.1024	11.3041	12.7360	2.1602	1.9910	30.0494	32.0003	0.0000	0.0114

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDENS.	1,400,000.0 Btu / Hr	830,000.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REHEB.	18,000,000.0 Btu / Hr	2,500,400.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS DE COLUMNA	62	50
DIAMETRO DE LA COLUMNA	SUP: 7.5 FT. INF: 12.0 FT	SUP: 6.5 FT. INF: 12.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA DE LA COLUMNA DEETANIZADORA

	LUMBUS CO.	SEBILACION CHERICAD	LUMBUS CO.	SEBILACION CHERICAD	LUMBUS CO.	SEBILACION CHERICAD	LUMBUS CO.	SEBILACION CHERICAD	LUMBUS CO.	SEBILACION CHERICAD
CORR. No.	424	152	406	153	403	154	409	165	404	167
CONDICION										
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	30.0000	30.0000	13.4000	0.5712	194.4000	139.9400	9.7000	7.0000	0.7000	- 2.2663
PRESION (Puls)	361.0000	331.0000	300.0000	330.0000	300.0000	330.0000	300.0000	330.0000	304.1000	330.0000
ENTALPIA (MM BTU/lb)	- - -	71.0200	- - -	111.4000	- - -	2.0101	- - -	20.0300	- - -	1.5000
PEO MOLECULAR	20.0000	20.0200	20.0000	20.0200	21.0000	40.1000	20.1300	20.0000	20.1000	20.1113
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	2.9200	2.9000	2.9020	2.9000	31.0000	32.0000	25.0700	20.0000	20.0000	20.0000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - -	- - -	- - -	- - -	0.0070	0.1000	0.0000	0.0007	0.07000	0.0000
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0144	0.0102	0.0101	0.0100	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	0100.0000	0107.0000	14712.3000	14570.0000	300.7300	300.7300	5405.0000	5403.7200	400.0000	400.0000
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
METANO	1.0213	00.0300	1.4712	70.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0021	0.7339
ETANO	3700.2013	3700.7000	0007.4203	0005.2000	15.1004	00.0332	2017.4247	2702.0000	249.7000	240.0000
PROPANO	27.3200	20.1470	0.0000	0.0000	42.7003	20.5007	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
N - BUTANO	12.0003	14.0770	0.0000	0.0000	17.0001	17.7044	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I - BUTENO	12.7400	12.0010	0.0000	0.0000	34.1304	14.0547	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1,3 - BUTADIENO	04.0000	04.2000	0.0000	0.0000	00.1172	70.0043	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M - PENTANO	14.0710	14.0770	0.0000	0.0000	21.2240	10.7710	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N - HEXANO	24.0000	20.1000	0.0000	0.0000	30.0016	30.0043	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETILENO	0020.0000	0000.1000	7701.0000	7737.0000	0.0000	0.2070	2501.1000	2002.0000	200.2000	210.2130
PROPILENO	104.7201	104.0000	17.0000	0.0000	101.0000	103.2300	11.0000	4.0000	1.7000	0.0000
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.5770	0.0000	0.2240
ACETILENO	30.0000	32.0000	44.1370	00.4000	0.0000	0.1010	15.1300	20.0000	0.0000	0.0000

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDEN.	38,000,000.0 Btu / Hr	0.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REHERB.	19,950,000.0 Btu / Hr	2,580,400.0 Btu / Hr
NUM ETAPAS DE COLUMNA	54	40
DIAMETRO DE LA COLUMNA	SUP: 11.0 FT, INF: 8.0 FT	SUP: 9.50 FT, INF: 7.50 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	2.0	1.0

SECCION : SISTEMA DE HIDROGENEACION DEL ACETILENO Y COLUMNA ABSORBEDORA DE ACEITES.

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	413	160	417	161	419	163	420	166	454	163	460	169
CONDICION												
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	250.0000	250.0000	286.0000	217.3600	39.0000	35.0000	0.7000	- 0.8385	- 4.3000	- 17.3500	- 0.2000	- 0.4771
PRESION (Psia)	322.4000	322.4000	311.9000	310.4000	303.0000	290.4000	300.0000	286.000	296.0000	285.0000	303.0000	285.0000
ENTALPIA (MM BTU/Hr)	- - - -	162.3450	- - - -	155.0720	- - - -	118.9080	- - - -	1.5528	- - - -	4.7682	- - - -	121.5200
PESO MOLECULAR	28.7400	28.8121	28.9200	28.8121	28.9200	28.9117	29.1900	29.2194	29.0000	29.5400	28.9200	28.9727
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	1.2930	1.5000	1.1850	2.0000	2.0800	2.000	26.1710	27.4000	26.3830	27.0000	2.4200	2.4500
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0739	0.0694	0.0982	0.0697	- - - -	- - - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0131	0.0132	0.0135	0.0127	0.0100	0.0094	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0095	0.0094
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	9379.620	14646.30	9316.170	14646.30	9316.170	14595.80	460.8800	460.8830	1770.920	1770.040	10626.25	15904.00
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)												
HIDROGENO	62.7965	60.5129	2.7948	10.0450	2.7948	10.0450	0.0000	0.0123	0.0000	0.0000	3.1878	10.0330
METANO	7.4980	83.0979	7.4529	83.0980	7.4529	83.0980	0.0921	0.5266	0.1770	0.0000	8.5010	82.5710
ETANO	4038.681	6695.210	4069.303	6695.200	3976.141	6695.200	201.3121	260.8740	832.6865	1302.900	4652.172	7737.200

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	413	160	417	161	419	163	420	166	454	163	460	169
CONDICION												
PROPANO	0.0000	0.0083	0.0000	0.0083	0.0000	0.0083	0.0000	0.0016	0.0000	0.0000	0.0000	0.0073
ETILENO	5220.984	7737.630	5230.087	7780.100	5230.087	7780.100	209.2856	180.1540	930.9726	466.7000	3956.910	8056.600
PROPILENO	5.6235	6.8443	5.5897	6.8343	5.5897	6.8443	1.7052	1.0339	0.0000	0.3639	0.0000	6.1743
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	12.4380	0.0000	12.4380	0.0000	12.4380	0.0000	0.2387	0.0000	0.0000	0.0000	12.2720
ACETILENO	29.9923	80.4680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

CARAC. GENERAL.	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
NUM. ETAPAS EN COLUM.	10	10.0
DIAMETRO DE LA COLUM.	8.0 FT	7.50 FT
NUM. PASOS EN PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	467	178	454	182	461	169	483	188	452	189
CONDICION										
FASE	Vapor	Vapor	Líquido	Liq.-Vap.	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	30.0000	31.4300	4.2000	1.5358	1.8000	0.0193	100.0000	100.0000	21.1000	5.7600
PRESION (Pasc)	113.0000	112.7000	296.0000	296.7600	296.9800	260.0000	370.0000	370.0000	270.0000	267.0000
ENTALPIA (MM BTU/hr)	- - - -	0.3000	- - - -	5.5500	- - - -	81.6171	- - - -	45.7850	- - - -	11.0491

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	467	178	454	182	461	149	483	188	452	189
CONDICION										
PESO MOLECULAR	22.7100	22.7100	29.0000	29.5400	29.9200	28.8700	22.0500	28.0487	30.0600	29.7417
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.5080	0.6080	29.3830	27.8000	2.3680	3.0000	2.0100	2.3000	25.0880	26.0000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	0.0782	0.0884	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0680	0.0881
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0087	0.0111	- - - -	- - - -	0.0098	0.0098	0.0114	0.0114	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	31.8000	29.0000	1770.9200	1770.9400	10826.2500	10488.9000	4862.2900	4982.300	3851.5800	3851.6000
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
METANO	7.7500	0.0000	0.1770	0.8358	8.5010	57.6430	0.9924	5.4920	0.0000	0.0000
ETANO	0.0000	0.0000	832.8885	676.6000	4556.5360	4521.4000	0.0000	0.0000	3819.1026	3209.2700
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0057	0.0000	0.0000	0.0000	0.0050
ETILENO	23.2500	0.0000	930.8726	1082.3000	8058.9825	5900.4000	4861.2975	4954.9100	38.8158	639.7040
PROPILENO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.2505	2.9110	0.0000	0.0000	3.8615	2.5735
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	0.0000	0.0000	1.1963	0.0000	6.5570	0.0000	1.8581	0.0000	0.0501

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA EN CONDENS.	5,000,000.0 Btu / Hr	0.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA EN REHECAL.	100,000,000.0 Btu / Hr	69,846,000.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	137	80
DIAMETRO DE LA COLUMNA	16.0 FT	16.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	4.0	4.0

SECCION : SISTEMA PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA

CONDICION \ CORRE. No.	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
	501	201	510	211	503	212
FASE	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	117.0000	86.1010	50.3000	50.6000	132.1000	109.3400
PRESSION (Pole)	127.0000	96.0000	112.0000	150.0000	130.0000	111.5000
ENTALPIA (Btu/Stm)	- - - -	1.6916	- - - -	0.8632	- - - -	1.0051
PEO MOLECULAR	51.0000	52.0221	42.4200	42.7153	61.0400	62.9379
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	3.8930	3.5000	33.1070	38.0000	30.7200	38.0000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	0.1020	0.2523	0.1165	0.1027
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0000	0.0003	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	388.7300	388.7260	198.2500	198.2560	198.4700	190.47
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)						
PROPANO	269.0011	40.6410	42.6237	40.6038	0.1333	0.0368
N - BUTANO	23.3238	20.2230	0.0198	0.1778	17.8994	20.0448
I - BUTENO	19.4365	18.9980	0.0793	0.7318	34.0750	18.2595
1,3 - BUTADIENO	34.2002	98.3520	0.2766	2.6109	80.1886	93.7215
N - PENTANO	38.8730	21.7130	0.0000	0.0000	21.2103	21.7210
N - HEXANO	3.8873	38.6380	0.0000	0.0000	36.8748	36.6586
PROPILENO	42.7003	154.1600	155.1804	184.1320	0.0761	0.0000

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDE.	3,800,000.0 Btu / Hr	0.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REHER.	1,800,000.0 Btu / Hr	1,700,800.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	40	20
DIAMETRO DE LA COLUMNA	3.0 FT	3.0 FT
NUM. DE PASOS EN EL PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO

CONDICION	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION	511	211	556	245	549	249
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	50.3000	52.0000	100.0000	67.9300	143.9000	100.0000
PRESION (Pala)	323.0000	108.0000	370.0000	30.0000	328.8000	147.0000
ENTALPIA (MM BTU/Hr)	- - - -	1.7168	- - - -	1.6789	- - - -	0.4670
PESO MOLECULAR	42.4200	42.7102	42.7102	42.0872	43.8800	44.4085
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	33.8050	35.5000	31.6810	32.5000	26.8380	28.5000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	0.1108	0.2524	0.0758	0.3355	0.0668	0.0656
VISCOSIDAD VAP (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	198.2500	198.2520	146.1000	153.9000	52.1800	41.7421
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)						
PROPANO	42.6237	40.6480	0.7743	0.6919	44.1482	40.0000
N - BUTANO	0.0198	0.0518	0.0000	0.0000	0.0104	0.0070
I - BUTENO	0.0793	0.8959	0.0000	0.0000	0.0782	0.1123
I,3 - BUTADIENO	0.2379	2.4957	0.0000	0.0000	0.3599	1.2375
PROPILENO	155.2892	154.1600	145.3256	153.2000	7.5632	0.3852

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA EN CONDE.	14,500,000.0 Btu / Hr	0.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA EN REHERR.	15,000,000.0 Btu / Hr	768,000.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	184	100
DIAMETRO DE LA COLUMNA	6.0 FT	6.5 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	2.0	1.0

**ESQUEMAS DE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO ESTABLECIDOS PARA LA PROPUESTA
DE MEJORA**

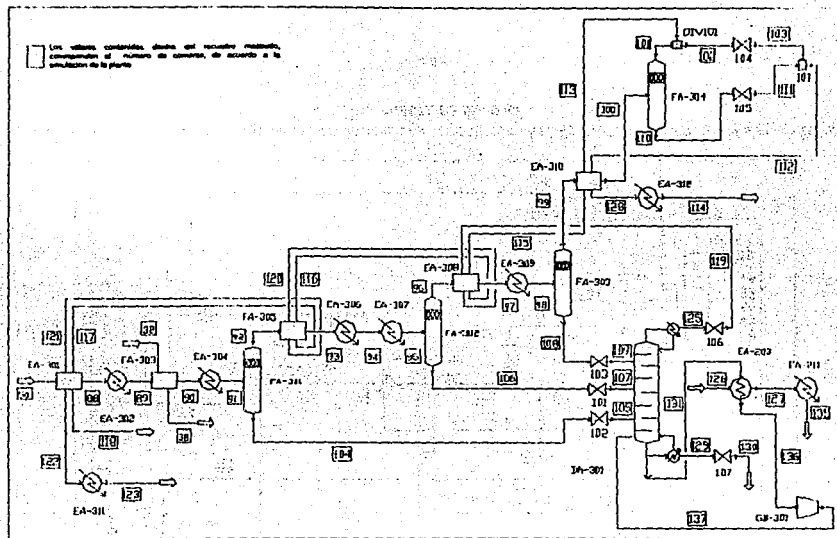


FIGURA No.48.- ESQUEMA DE LA COLUMNA DEMETANIZADORA Y ENFRIAMIENTO A BAJA TEMPERATURA PARA EL CASO DE LA PROPUESTA DE MEJORA

En el sistema se han considerado los equipos de transporte, almacenamiento y manejo de materiales, de acuerdo a la simulación de la planta.

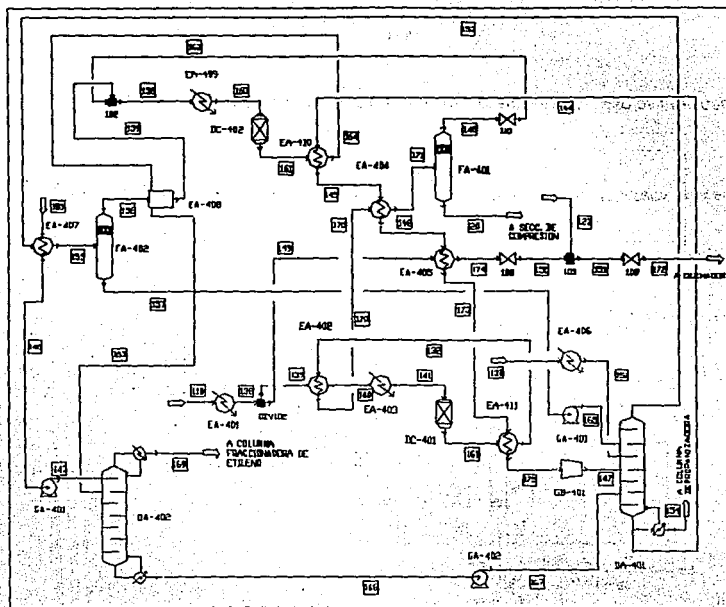


FIGURA No. 49.- ESQUEMA DE LA COLUMNA DEETANIZADORA Y COLUMNA ABSORBEDORA DE ACEITES PARA EL CASO DE LA PROPUESTA DE MEJORA

Los valores contenidos dentro del recuadro modificado, corresponden al sistema de control, de acuerdo a la modificación de la planta

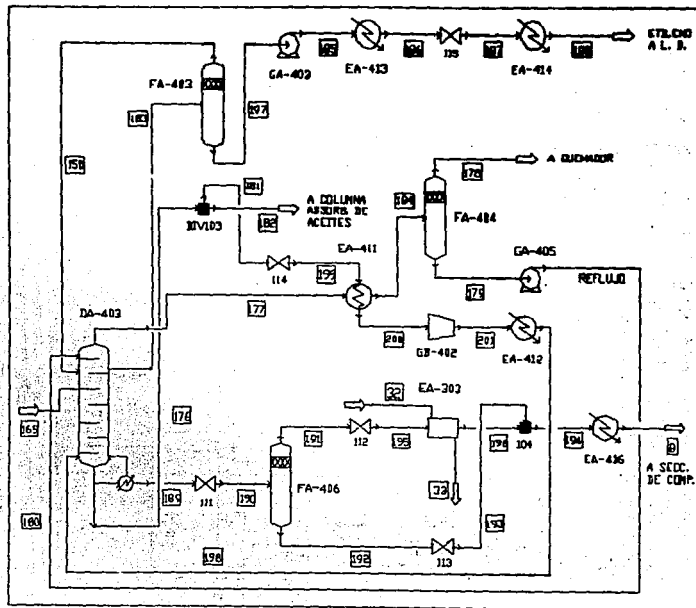


FIGURA No. 50.- ESQUEMA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO PARA EL CASO DE LA PROPUESTA DE MEJORA

Los valores contenidos dentro del recuadro sombreado, corresponden al número de control, de acuerdo a la simulación de la planta

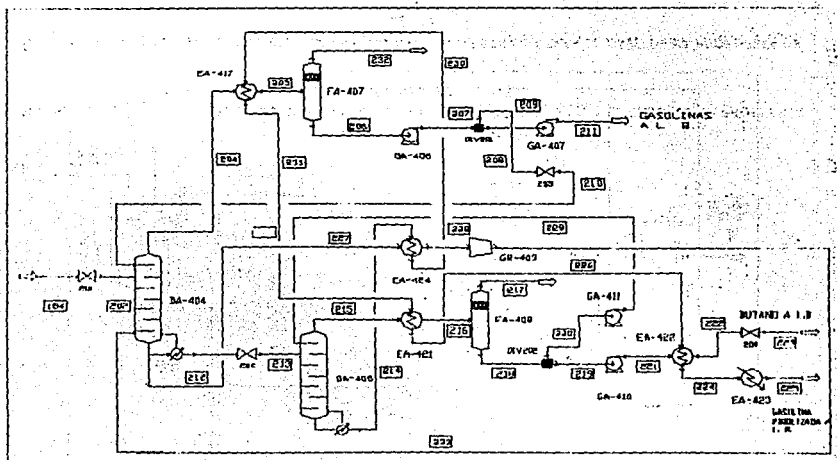
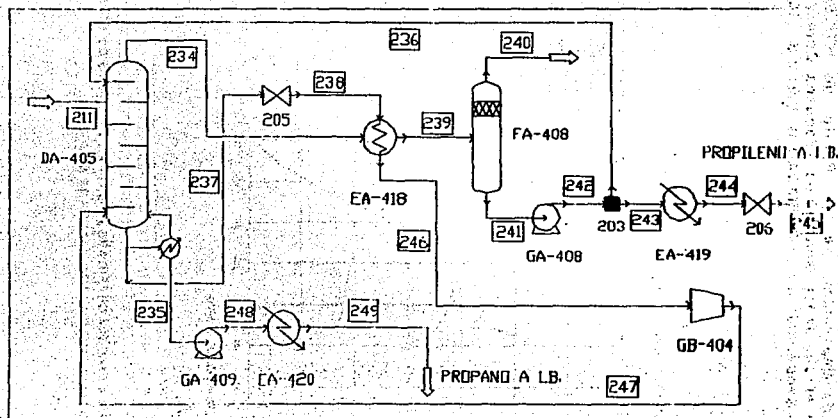


FIGURA No. 51.- ESQUEMA DE LAS COLUMNAS DEPROPANIZADORA Y DEBUTANIZADORA PARA EL CASO DE LA PROPUESTA DE MEJORA



Los valores corresponden a los datos del proceso original, considerando el número de etapas de la columna de la planta.

FIGURA No. 52.- ESQUEMA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO PARA EL CASO DE LA PROPUESTA DE MEJORA

- Análisis Gráfico de Resultados obtenidos a partir del proceso de Simulación para el Tren de Destilación de la Planta de "ETILENO" (Simulación realizada en el Simulador General de Procesos Comercial < < Simulación Modular Secuencial > > CHEMCAD II Ver: 2.5 (1992)

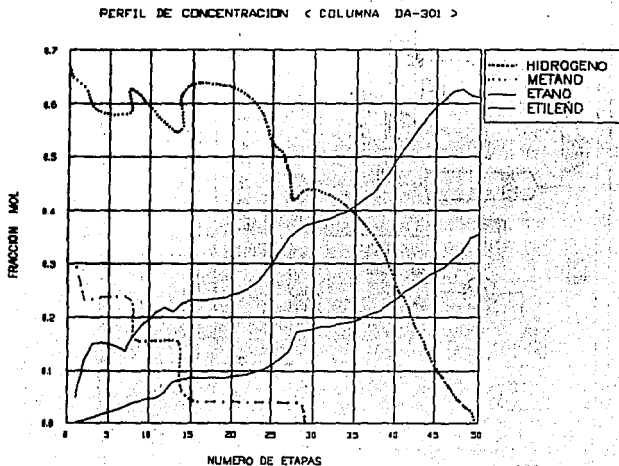


FIGURA No. 53.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEMETANIZADORA (CASO DE MEJORA)

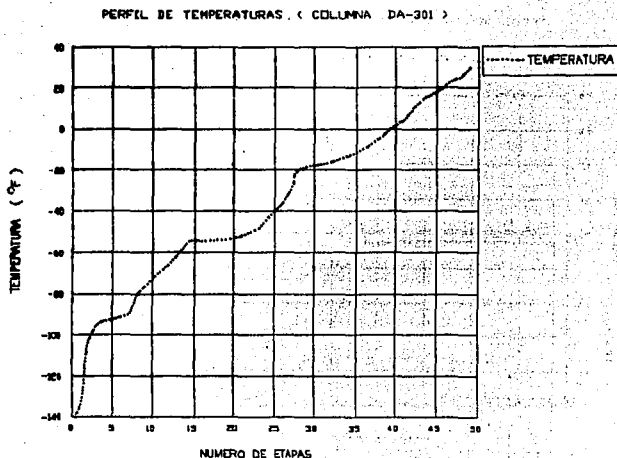


FIGURA No. 54.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEMETANIZADORA
(CASO DE MEJORA)

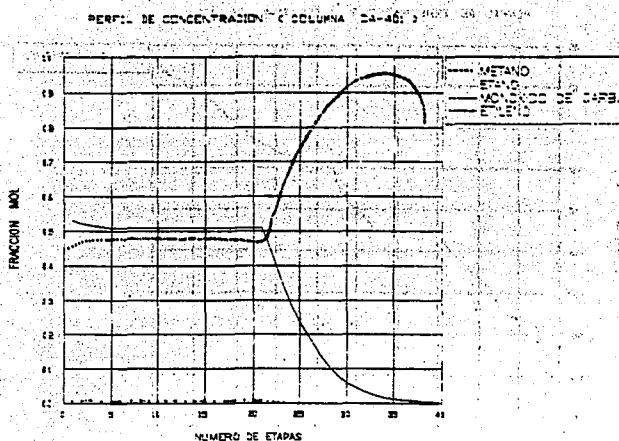


FIGURA No. 55.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEETANIZADORA (CASO DE MEJORA)

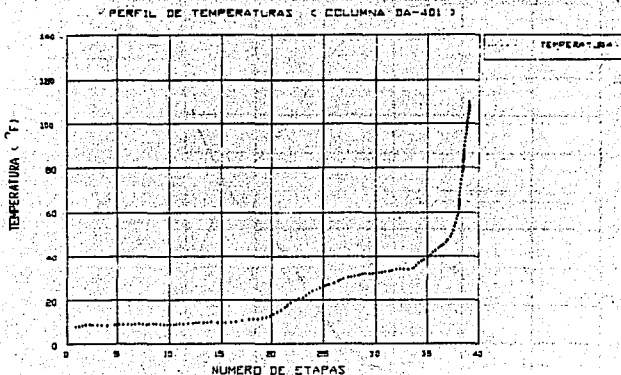


FIGURA No. 56. PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEETANIZADORA
(CASO DE MEJORA)

PERFIL DE CONCENTRACION (COLUMNA DA-403)

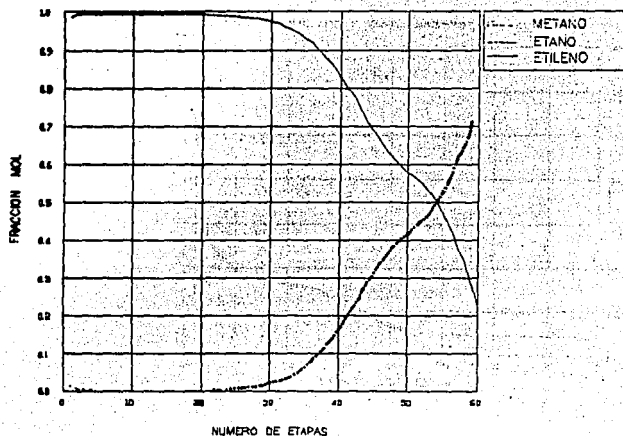


FIGURA No. 57.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO (CASO DE MEJORA)

PERFIL DE TEMPERATURAS < COLUMNA DA-403.3>

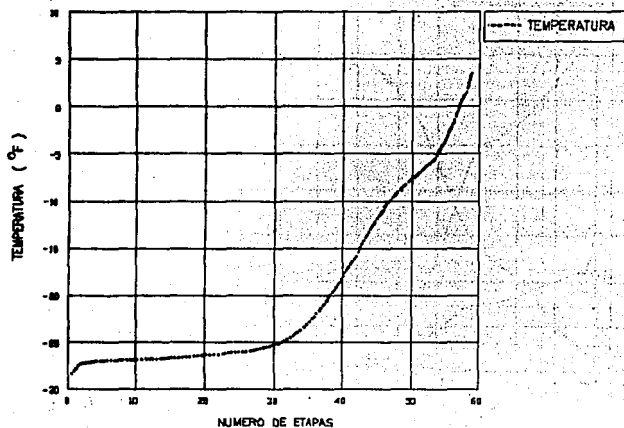


FIGURA No. 58- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO (CASO DE MEJORA)

PERFIL DE COMPOSICION (COLUMNA DA-404)

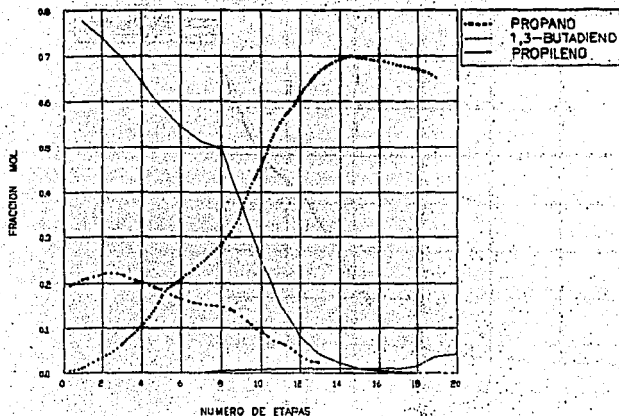


FIGURA No. 59.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA (CASO DE MEJORA).

PERFIL DE TEMPERATURAS (COLUMNA DA-404)

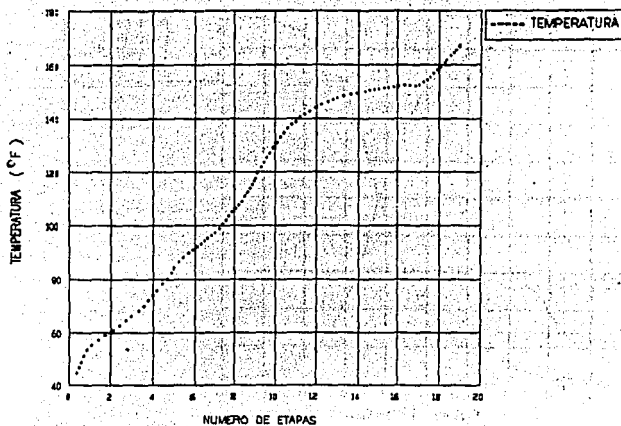


FIGURA No. 60.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA
(CASO DE MEJORA)

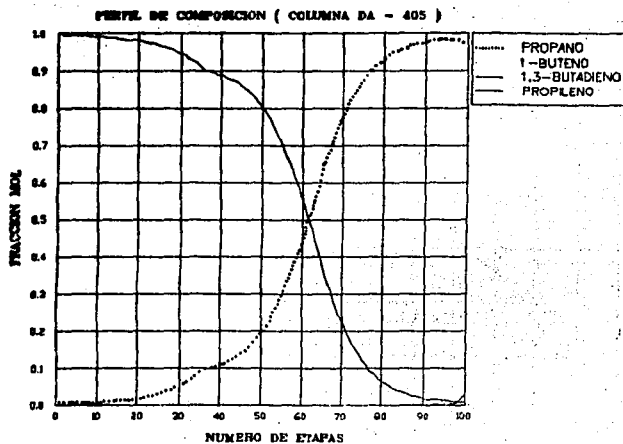


FIGURA No. 81.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO (CASO DE MEJORA).

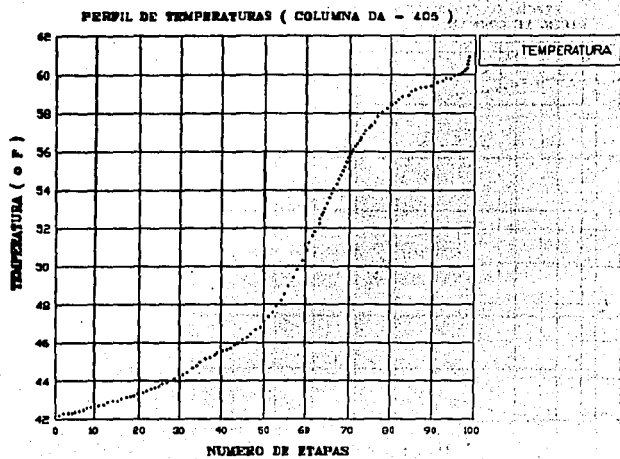


FIGURA No. 62.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO (CASO DE MEJORA)

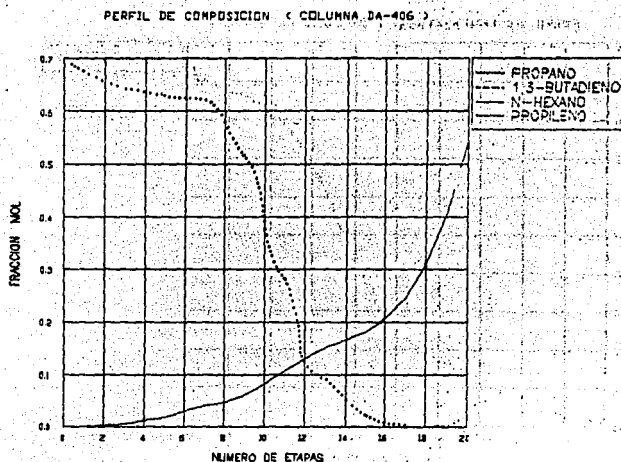


FIGURA No. 63.- PERFILES DE CONCENTRACION GRAFICADOS CONTRA EL NUMERO DE ETAPAS PARA LA COLUMNA DEBUTANIZADORA (CASO DE MEJORA)

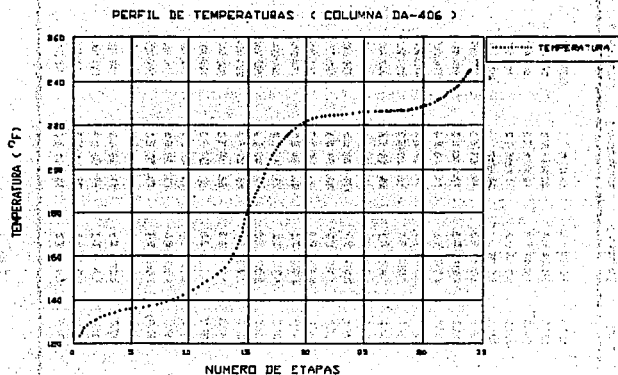


FIGURA No. 64.- PERFILES DE TEMPERATURA PARA LA COLUMNA DEBUTANIZADORA
(CASO DE MEJORA)

■ TABLA No. 16.- RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO POR CORRIENTE PARA LA PLANTA DE "ETILENO"
(*** DATOS DERIVADOS DE LA PROPUESTA DE MEJORA ***)

No.	Pin	H	S	To	To S	To S	m	To S	S
Corr.	[Lb./Lbmol]	[BBTU/Hr]	[BTU/Lb °R]	[°R]	[BTU/Lb]	[BTU/Lbmol]	[Lbmol/Hr]	[BTU/Hr]	[BTU/Hr]
50	18.5307	148.4080	2.8700	537.0	1.2794 E3	24.8678 E3	16787.1000	284.7280 E6	- 347.0080 E6
112	18.3879	3.8085	3.7903	537.0	2.0139 E3	32.8834 E3	688.3410	22.0538 E6	- 18.1543 E6
113	18.3879	8.4276	2.2385	537.0	1.9887 E3	19.8875 E3	688.3410	12.1107 E6	- 8.8831 E6
119	12.8875	7.9844	2.5883	537.0	1.3743 E3	17.4388 E3	708.8880	12.4182 E6	- 5.4238 E6
130	28.5252	60.8814	2.2348	537.0	1.1889	38.4388	9107.0800	382.8807 E6	- 281.7789 E6
152	28.5258	71.8289	2.6045	537.0	1.9080 E3	44.4883 E3	8707.0800	404.9885 E6	- 328.1885 E6
168	29.2183	1.5838	4.8788	537.0	2.8188 E3	78.5110 E3	480.8830	38.3888 E6	- 37.1270 E6
182	29.5351	5.5580	4.8388	537.0	2.5883 E3	78.7410 E3	1770.0400	128.8348 E6	- 130.2788 E6
188	28.0467	49.7888	2.4808	537.0	1.3321 E3	37.3832 E3	4882.3000	188.4884 E6	- 138.8218 E6
190	29.7417	11.8437	3.9047	537.0	2.0988 E3	62.3829 E3	3881.8000	248.1889 E6	- 228.3832 E6
202	52.8221	1.8888	3.3848	537.0	1.8089 E3	88.0888 E3	388.7200	38.8888 E6	- 35.2809 E6
225	81.9706	0.2122	3.4034	537.0	1.8278 E3	1.4881 E2	52.1221	7.8084 E6	- 7.5882 E6
222	55.7874	0.2908	4.3882	537.0	2.3584 E3	131.4138 E3	138.3480	18.1808 E6	- 17.8872 E6
211	42.4420	2.0109	2.2327	537.0	1.1984 E3	50.3884 E3	188.2000	10.8812 E6	- 8.0703 E6
234	42.1148	31.3084	1.5230	537.0	8.1785 E3	34.4438 E3	3145.1000	108.3288 E6	- 77.0222 E6
235	44.2586	0.2008	2.8801	537.0	2.0838 E3	82.2188 E3	53.0780	4.8848 E6	- 4.8842 E6
236	42.1148	8.9188	3.5053	537.0	1.8823 E3	79.2748 E3	2880.0000	237.7448 E6	- 228.8270 E6
237	44.1473	10.6511	3.8838	537.0	2.0838 E3	82.0780 E3	2788.8800	237.8082 E6	- 247.1571 E6
238	44.1832	10.8470	3.8125	537.0	1.9389 E3	88.8727 E3	2800.0000	238.8838 E6	- 229.2388 E6
246	42.1832	30.0582	2.3791	537.0	1.2775 E3	88.4218 E3	2800.0000	187.8812 E6	- 127.8820 E6
247	42.1832	30.4711	2.4381	537.0	1.3078 E3	57.7488 E3	2788.8800	181.8888 E6	- 131.2288 E6
239	42.1148	7.8889	3.3244	537.0	1.7854 E3	75.1947 E3	3145.1000	238.4880 E6	- 228.5881 E6
241	42.1148	9.3478	3.5080	537.0	1.8837 E3	79.3358 E3	3148.1000	248.5188 E6	- 240.1708 E6
242	42.1148	9.3478	3.5080	537.0	1.8837 E3	79.3388 E3	3145.1000	248.5188 E6	- 240.1708 E6
243	42.1148	0.4343	3.5080	537.0	1.8821 E3	79.2878 E3	148.1000	11.5810 E6	- 11.1467 E6
244	42.1148	1.5838	2.2888	537.0	1.2270 E3	51.7129 E3	148.1000	7.5532 E6	- 5.9818 E6
245	42.1148	1.5838	2.2888	537.0	1.1849 E3	49.9038 E3	148.1000	7.2809 E6	- 5.6873 E6
248	44.2844	0.2012	3.8482	537.0	2.0884 E3	91.4718 E3	53.0780	4.8881 E6	- 4.8838 E6
249	44.2844	0.5843	2.8556	537.0	1.4280 E3	83.1228 E3	53.0780	3.3804 E6	- 2.7881 E6

■ Resultados Finales del Análisis Energético

**TABLA No. 17.- RESULTADOS DEL ANALISIS ENERGETICO DE LA PLANTA DE "ETILENO" PARA LA PROPUESTA DE MEJORA
(*** DATOS OBTENIDOS DE LA SIMULACION DE LA PLANTA OPTIMIZADA TERMICAMENTE ***)**

SISTEMA	FLUJO MOLAR	DISPONIB. TERMODINAMICA (EXERGIA)	TRABAJO QUE PROPO. EL MEDIO AL PROCESO	TRABAJO EQUIVALENTE DE "CARNOT"	TRABAJO PERDIDO	TRABAJO REVERSIBLE	EFICIENCIA GLOBAL
	m [Lbmol/Hr]	(ΔB) [Btu/Hr]	(W_s) [Btu/Hr]	[$Q_c (1-T_g/T_i)$] [Btu/Hr]	(LW_i) [Btu/Hr]	($W_{s, rev.}$) [Btu/Hr]	(η) [%]
COLUMNA DEMETANIZADORA	15797.1000	16.3818 E6	32.8523 E3	542.6576 E3	11.9786 E6	11.9457 E6	59.000
COLUMNAS: DEETANIZADORA Y FRACCIONADORA DE ETILENO	9107.0800	27.4931 E6	101.1637 E3	15.0718 E6	12.4110 E6	12.3089 E6	69.000
COLUMNAS: DEPROPANIZADORA Y DEBUTANIZADORA	388.7200	1.7081 E6	100.7580	664.6176 E3	1.7081 E6	1.6073 E6	64.600
COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO	198.2030	383.6100 E3	415.0856 E3	190.6547 E3	889.3383 E3	574.2647 E3	63.380

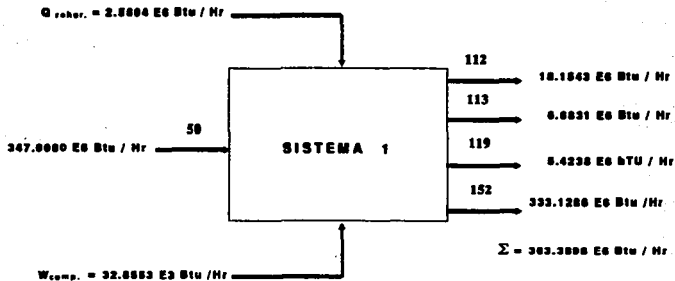
TEMPERATURA DE REFERENCIA = 305 °K (32.2 °C) (90 °F)

****** ESQUEMAS DE LOS SISTEMAS (SECCIONES DE EQUIPOS)**

ANALIZADOS ENERGETICAMENTE PARA LA PLANTA DE "ETILENO" ****

SISTEMA 1.

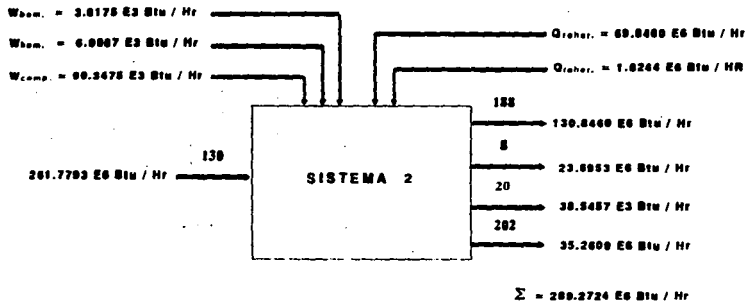
SECCION : COLUMNA DEMETANIZADORA



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $= Q_o (1 - T_o / T_i)$
 $Q_o (1 - T_o / T_i) = 2.5804 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 542.6576 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 EXERGIA (ΔB) $= 16.3818 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$
 $\Sigma Q_i = 542.6576 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 $\Sigma W_o = 32.8523 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 TRABAJO PERDIDO (LW_t) $= 11.9786 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$
 EFICIENCIA DEL SISTEMA (η) $= 58.00 \%$

SISTEMA 2.

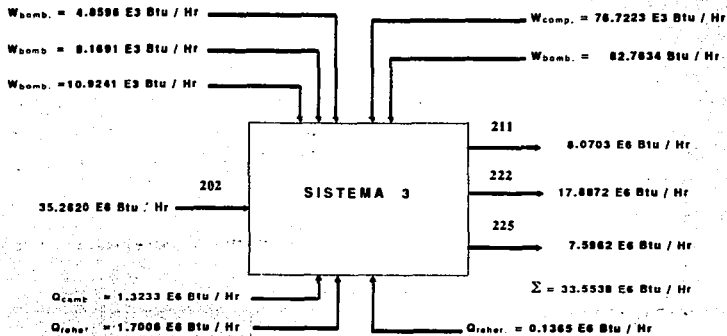
SECCION : COLUMNA DEETANIZADORA, COLUMNA ABSORBEDORA DE ACEITES Y COLUMNA FRACC.DE ETILENO



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\Rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i)$
 $Q_o (1 - T_o / T_i) = 69.8460 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 14.6882 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$
 $Q_o (1 - T_o / T_i) = 1.8244 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 383.6600 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 EXERGIA (ΔB) $= 27.4931 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$
 $\Sigma Q_i = 15.0718 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$
 $\Sigma W_o = 101.1637 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 TRABAJO PERDIDO (LW_i) $= 12.4110 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$
 EFICIENCIA DEL SISTEMA (η) $= 68.8970 \%$

SISTEMA 3.

SECCION : COLUMNA DEPROPANIZADORA Y COLUMNA DEBUTANIZADORA



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $\rightarrow Q_o (1 - T_o / T_i)$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 1.3233 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 278.2822 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 1.7006 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 357.6303 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$Q_o (1 - T_o / T_i) = 0.1365 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 28.7051 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EXERGIA } (\Delta B) = 1.7081 \times 10^6 \text{ Btu / Hr}$$

$$\Sigma Q_i = 664.6176 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

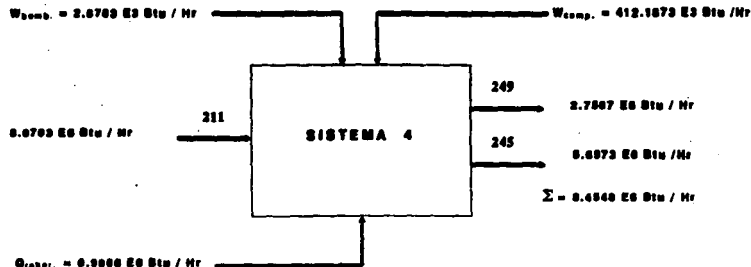
$$\Sigma W_o = 100.7580 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{TRABAJO PERDIDO (LWR)} = 942.7594 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$$

$$\text{EFICIENCIA DEL SISTEMA } (\eta) = 64.433 \%$$

SISTEMA 4.

SECCION : COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO



TRABAJO EQUIVALENTE DE CARNOT $= - > Q_o (1 - T_o / T_i)$
 $Q_o (1 - T_o / T_i) = 0.90661 \times 10^6 (1 - 537.0 / 680) = 190.6547 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 EXERGIA (ΔB) $= 383.6100 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 $\Sigma Q_i = 190.6547 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 $\Sigma W_o = 415.0656 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 TRABAJO PERDIDO (LW_i) $= 989.6100 \times 10^3 \text{ Btu / Hr}$
 EFICIENCIA DEL SISTEMA (η) $= 63.331 \%$

TABLA No.18. ESTIMADO DE COSTOS DE SERVICIOS Y EQUIPO DE LA PLANTA DE "ETILENO"
(COMPARACION DE LA DEMANDA EN OPERACION ACTUAL CON RESPECTO A
LOS COSTOS DE SERVICIOS REQUERIDOS PARA LA PROPUESTA DE MEJORA).

SISTEMA : COLUMNA DEMETANIZADORA

CASO : PLANTA ORIGINAL (LUMMUS, CO.)		CASO : PROPUESTA DE MEJORA	
CONDENSADOR		CONDENSADOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	0.8407 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.0 Btu / Hr
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	30.2560 E3 Ton / Año	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.0 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	12.5621 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	0.0 \$ / Año
REHERVIDOR		REHERVIDOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	19.6322 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	2.5804 E6 Btu / Hr
CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / Pie ²)	106.8820 E3 Ton / Año	CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / Pie ²)	14.0486 E3 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	470.3968 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	61.8292 E6 \$ / Año
		EQUIPO ADICIONAL Y CONSUMOS DE SERVICIOS	
		COMPRESOR (Potencia)	15.0000 Hp
		COSTO DE EQUIPO (\$ \$)	21.5671 E6 (\$)
		CONSUMO REQUER. DE ENERGIA ELEC.	15.0000 Kw / Hr
		COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	6.9984 E6 \$ / Año
COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	482.9589 E6 \$ / Año	COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	68.8276 E6 \$ / Año

COSTOS EN (\$) DE 1992
TAZA DE INTERES ANUAL DEL 15 %

SISTEMA : COLUMNA DEETANIZADORA

CASO : PLANTA ORIGINAL (LUMMUS, CO.)		CASO : PROPUESTA DE MEJORA	
CONDENSADOR		CONDENSADOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	38.9143 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.0 Btu / Hr
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	1.4004 E6 Ton / Año	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.0 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	581.4379 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	0.0 \$ / Año
REHERVIDOR		REHERVIDOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	21.5919 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	1.8244 E6 Btu / Hr
CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / PIG ²)	117.5510 E3 Ton / Año	CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / PIG ²)	9.9324 E3 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	517.3522 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	43.7134 E6 \$ / Año
OTROS EQUIPOS		EQUIPO ADICIONAL Y CONSUMOS DE SERVICIOS	
CARGA TERM. REQ. PARA EQ. (EA-404)	0.0572 E6 Btu / Hr	COMPRESOR (Potencia)	50.0000 Hp
CARGA TERM. REQ. PARA EQ. (EA-405)	0.0240 E6 Btu / Hr	COSTO DE EQUIPO (\$ \$)	107.8421 E6 (\$)
CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / PIG ²)	442.6150 Ton / Año	CONSUMO REQUER. DE ENERGIA ELEC.	34.0000 Kw / Hr
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	1.9479 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	14.1004 E6 \$ / Año
COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	1100.7381 E6 \$ / Año	COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	57.8139 E6 \$ / Año

SISTEMA : COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO

CASO : PLANTA ORIGINAL (LUMMUS, CO.)		CASO : PROPUESTA DE MEJORA	
CONDENSADOR		CONDENSADOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	4,6994 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.0 Btu / Hr
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	169,1184 E3 Ton / Año	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.0 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	70,2169 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	0,0 \$ / Año
REHERVIDOR		REHERVIDOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	100,4660 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	69,8460 E6 Btu / Hr
CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / Pie ²)	546,9589 E3 Ton / Año	CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / Pie ²)	380,2569 E3 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	2407,2133 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	1673,5435 E6 \$ / Año
		EQUIPO ADICIONAL Y CONSUMOS DE SERVICIOS	
		COMPRESOR (Potencia)	2635,0000 Hp
		COSTO DE EQUIPO (\$)	1456,7669 E6 (\$)
		CONSUMO REQUER. DE ENERGIA ELEC.	2457,0000 Kw / Hr
		COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	1018,63,08 E6 \$ / Año
COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	2477,4303 E6 \$ / Año	COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	2692,1744 E6 \$ / Año

SISTEMA : COLUMNA DEPROPANIZADORA

CASO : PLANTA ORIGINAL (LUMMUS, CO.)		CASO : PROPUESTA DE MEJORA	
CONDENSADOR		CONDENSADOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	3.7130 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.0 Btu / Hr
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	133.6193 E3 Ton / Año	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.0 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	55.4779 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	0.0 \$ / Año
REHERVIDOR		REHERVIDOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	1.6037 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.1365 E6 Btu / Hr
CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / PIs ²)	8.7370 E3 Ton / Año	CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / PIs ²)	7.4414 E2 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	38.4523 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	3.2750 E6 \$ / Año
COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	93.9302 E6 \$ / Año	COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	3.2750 E6 \$ / Año

SISTEMA : COLUMNA DEBUTANIZADORA

CASO : PLANTA ORIGINAL (LUMMUS, CO.)		CASO : PROPUESTA DE MEJORA	
CONDENSADOR		CONDENSADOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	1.5871 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.0 Btu / Hr
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	57.1153 E3 Ton / Año	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.0 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	23.7139 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	0.0 \$ / Año
REHERVIDOR		REHERVIDOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	3.7767 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	1.7006 E6 Btu / Hr
CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / Pie ²)	20.5613 E3 Ton / Año	CONSUMO DE VAPOR(P=275 Lb / Pie ²)	9.2585 E3 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	90.4922 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	40.7476 E6 \$ / Año
		EQUIPO ADICIONAL Y CONSUMOS DE SERVICIOS	
		COMPRESOR (Potencia)	50.0000 Hp
		COSTO DE EQUIPO (\$)	107.8421 E6 (\$)
		CONSUMO REQUER. DE ENERGIA ELEC.	38.0000 Kw / Hr
		COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	15.4630 E6 \$ / Año
COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	114.2062 E6 \$ / Año	COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	56.2107 E6 \$ / Año

SISTEMA : COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO

CASO : PLANTA ORIGINAL (LUMMUS, CO.)		CASO : PROPUESTA DE MEJORA	
CONDENSADOR		CONDENSADOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	14.4524 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.0 Btu / Hr
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	520.0954 E3 Ton / Año	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.0 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	215.9405 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	0.0 \$ / Año
REHERVIDOR		REHERVIDOR	
CARGA TERMICA REQUERIDA	15.0000 E6 Btu / Hr	CARGA TERMICA REQUERIDA	0.7680 E6 Btu / Hr
CONSUMO DE VAPOR($P=275 \text{ lb} / \text{Pig}^2$)	82.7245 E3 Ton / Año	CONSUMO DE VAPOR($P=275 \text{ lb} / \text{Pig}^2$)	4.1815 E3 Ton / Año
COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	364.0778 E6 \$ / Año	COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	18.3645 E6 \$ / Año
		EQUIPO ADICIONAL Y CONSUMOS DE SERVICIOS	
		COMPRESOR (Potencia)	161.0000 Hp
		COSTO DE EQUIPO (\$)	409.7766 E6 (\$)
		CONSUMO REQUER. DE ENERGIA ELEC.	127.3700 Kw / Hr
		COSTO ANUALIZADO DEL SERVICIO	52.4109 E6 \$ / Año
COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	580.0183 E6 \$ / Año	COSTO TOTAL POR SERVICIO REQ.	70.8745 E6 \$ / Año

CAPITULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

• CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES GENERALES.

las conclusiones finales que se obtienen a partir de la propuesta de modificación para el aumento de la Eficiencia se resume a continuación.

- Partiendo del Análisis de Energía efectuado anteriormente y del análisis de corrientes de proceso con relación a la relocalización de equipos y corrientes representadas en las figuras No. 48 a 52, los cuales tienen como objetivo obtener un mejor aprovechamiento energético, tal como se plantea al inicio del capítulo, se observa en los resultados de las tablas presentadas, una menor demanda de energía externa suministrada en forma de vapor ó agua de enfriamiento tanto en Rehervidores como en los condensadores de las Columnas de Destilación, situación que permite el aumento de la Eficiencia Térmica en los equipos analizados, en forma aceptable.
- El planteamiento propuesto para una modificación en las columnas de destilación tanto en las condiciones térmicas y de presión, como en su estructura de Equilibrio Físico resulta todo un acierto, el que se refleja al contar con un mejor comportamiento de separación y un menor gasto de energía (Observar la linealidad del Fenómeno de Separación en las Figuras No. 53 a 64), esta acción también proporciona una disminución en el desorden del sistema, lo cual se contempla cuando se realizan los cálculos de la Exergia, (Presentados en la tabla No. 17).
- Las anteriores acciones originan que se obtengan sensibles disminuciones de Disponibilidades Termodinámicas y por lo tanto menores pérdidas de trabajo, lo que trae consigo un aumento sustancial de la Eficiencia de cada sistema (Observar los esquemas del Análisis de Energía para el sistema correspondiente).

- El aumento en la eficiencia Termodinámica y los bajos consumos de Energía de cada sistema se demuestra totalmente en el momento de efectuar el análisis de costos correspondiente (Resumido en las Tabla No. 18), los valores muestran con claridad que con pequeños ajustes en la Topología de un sistema, ayudado sensiblemente por un Simulador Comercial, trae consigo importantes ahorros, tanto del tipo Económico como, de disminución de energéticos, situación que permite contar con una planta estructurada optimamente, tanto en el aspecto de separación de productos, como de utilización de recursos energéticos.

Las recomendaciones que se consideran pertinentes para esta tesis y para otros trabajos que se generen en el futuro tomando como referencia este tipo de tema son las siguientes:

- Es importante hacer notar que el Ingeniero Químico debe contar con cierta experiencia para el procedimiento de simulación y para el Análisis de Energía, ya que, cada equipo o modulo analizado posee un rango o límite hasta donde se consume Energía, esto es, no todos los equipos que constituyen la totalidad de una planta requieren el suministro de Energía, por lo que el Análisis Mecanizado se debe estructurar para que funcione en forma modular.
- El aspecto que reviste especial atención para este tipo de trabajos, lo constituye el procedimiento de Optimización. Este debe estar enfocado y/o dirigido en especial hacia las especificaciones del equipo (recuperación ó separación de productos), el cual debe operar con un mínimo de Trabajo externo, es decir, se debe enfocar hacia la minimización del número de etapas o hacia la minimización de condiciones de operación, con el objeto de presentar un mínimo de desorden en el sistema, lo que permite contar con mínima Exergía dentro del mismo. Este procedimiento traerá como repercusión que el sistema presente una estructura óptima en cuanto al aprovechamiento de la Energía.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. ASPEN PLUS " Introductory manual " Release 8.3 (For Pc's). Published by ASPEN TECHNOLOGY INC. Cambridge, Massachussetts, 1991.
2. Ballman S. H. and Gaddy J. L. " Optimization of Methanol Process by Flow Sheet Simulation ", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol 16, No. 3, (1977).
3. Benson A. M., " Pyrolysis of Propano in a Shock Tube ", AIChE Journal, Vol. 13, No. 5, pp. 903-908 (1967).
4. Berna T. J., M. H. Locke, and A. W. Westerberg ", A New Approach to Optimization of Chemical Processes ", AIChE Journal, 26, 37 (1980).
5. Biegler L. T., and R. R. Hughes, " Approximation Programming of Chemical processes With Q / LAP ", Chem. Eng. Prog., 77 (4), 76 (1981).
6. Biegler L. T., and R. R. Hughes, " Infeasible Path Optimization With Sequential Modular Simulators ", Comp. Chem. Eng. (1983).
7. Biegler L. T., and J. E. Cuthrell, " Comp. Chem. Eng., 9 (3), 257 (1985).
8. Biegler L. T., Grossmann I. E., Westerberg A. W., " A Note on Approximation Techniques Used for Process Optimization ", Comp. Chem. Eng. Vol. 9, No. 2 (1985).
9. Biegler L. T., " Optimization Methods for Sequential Modular Simulators ", Ph.D. Thesis Wisconsin-Madison (1981).
10. ChemCad, Ver. 2.5, User's Guide (1991), ChemStations Inc. U.S.A.
11. Chen H. S., and Stadtherr M. A., " A Modification of Powell's Dogleg Method for Solving Systems of NonLinear Equations ", Comp. Chem. Eng. Vol. 5, No.3 pp. 143-150 (1981).
12. Campbell J. R., and Gaddy J. L., AIChE Journal, 22 (6), 1050 (1976).
13. Chen H. S., and Stadtherr M. A., " A Simultaneous - Modular Approach to Process Flowsheeting and Optimization ", Part. I, II and III, AIChE Journal, Vol. 31, No. 11 (Nov. 1985).
14. Debenedetti P. G. " The Thermodynamic Fundamentals of Exergy ", Chemical Engineering Education, pp. 116-121 (1984).
15. Denbigh K. G., " The Second Law Efficiency of Chemical Processes ", Chem. Eng. Sci., Vol. 6, 11 (1956).
16. Doering F. J., and Gaddy J. L., " Optimization of the Sulfuric Acid Process With a Flowsheet Simulator ", Comp. Chem. Eng. Vol. 4, pp. 113-122 (1980).

17. Dyson D. C., and Simon J. M., "A Kinetic Expression With Diffusion Correction for Ammonia Synthesis on Industrial Catalyst", I. & E.C. Fundamentals, Vol. 7, No. 4, (November 1968).
18. Edmister W. C., Lee B. I., "Applied Hydrocarbon Thermodynamics", Vol. 1, 20. Ed., 1984, Gulf Publishing Co., Houston, Tex.
19. El-Sayed Y. M., and Evans R. B., Journal Eng. Power Trans., 1970, 92, 27.
20. Elnashale S. S., Abashar M. E., and Al-Uhaid A. S., "Simulation and Optimization of an Industrial Ammonia Reactor", Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 27, No. 11, (1988).
21. Flowtran - Simulation - An Introduction, 30. Ed. By, Seader J. D., Selder W.D., and Pauls A. C., U.S.A. (1987).
22. Friedman P., and Plinder K. L., "Optimization of a Simulation model of a Chemical Plant", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 11, 512 (1972).
23. Gaggioli R., "Second Law Analysis for Process and Energy Engineering", Paper Presented at the Annual Meeting of The AIChE, Chicago II (Nov. 1980).
24. Gaggioli R., "The Concept of Available Energy", Chem. Eng. Sci., Vol. 16 (1961).
25. Gaggioli R., and Petit P. J., "Use the Second Law, First", Chemtech, August 1977, pp. 496-506.
26. Gaines L. D., "Ammonia Synthesis Loop Variables Investigated by Steady-State Simulation", Chem. Eng. Sci., Vol. 34, pp. 37-50 (1979).
27. Gaines L. D., and Gaddy J. L., "Process Optimization by Flowsheet Simulation", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 15, No. 1, (1976).
28. Gaines L. D., "Optimal Temperatures For Ammonia Synthesis Converters", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 16, 381 (1977).
29. Gambro A. J., Muenz K., Abrahams M., Hydrocarbon Process, 51 (3), 73 (1972).
30. Gill P. E., and Murray W., "Numerically Stable Methods for Quadratic Programming", Mathematical Programming 14 (1978), 349-372.
31. Guthrie K. M., "Capital Cost Estimating", Chemical Engineering, (May, 1968), pp. 80 - 106.
32. Hussain A., "Chemical Process Simulation", 10. Ed. (1986), J. Wiley Co.
33. Han S-P, "Superlinearly Convergent Variable Metric Algorithms For General Nonlinear Programming Problems", Mathematical Programming 11 (1976), 263-282.

34. Haywood R. W., "A Critical Review of the Theorems of Thermodynamic Available, With Concise Formulations", J. Mech. Eng. Sci., Vol. 16, (1974).
35. Himmelblau D., and Edgar T. F., "Optimization of Chemical Processes", 1o. Ed. Mc. Graw Hill, New York, N. Y. U.S.A. (1989).
36. Jirapongphan S., " Simultaneous Modular Convergence Concept In Process Flowsheet Optimization ", Ph D. Thesis, M. I. T. (1980).
37. Jinkerson K. R. and Gaddy J. L., " Ethylene Process Optimization Constraint Relaxation and Bounds Adjustment ", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev. Vol. 18 No. 4 (1979).
38. Johnson W.D., " On Entropy, Efficiency and Process Design ", Hydrocarbon Processing, (February 1983).
39. Keefer D. L., Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., 12, 92 (1973).
40. Keenan J. H., " Thermodynamics ", Ed. J. Wiley, New York, N. Y. U.S.A. (1941)
41. Keeney W. F., " Energy Conservation in the Process Industries ", Academic Press, Inc., 1o. Ed. U.S.A. (1984).
42. Kern D. Q., " Procesos de Transferencia de Calor ", 2o. Ed., Mc. Graw Hill, Mex. (Julio de 1982).
43. King C. J., " Separation Processes ", 2o. Ed., Mc. Graw Hill, Inc. N. Y. U.S.A (1980).
44. Kisala T. P., " Successive Quadratic Programming in Sequential Modular Process Flowsheet Simulation and Optimization ", Ph D. Thesis M. I. T. (1986).
45. Kisala T. P., Boston J. F., Britt H. I., Evans L. A., " Successive Quadratic Programming in Sequential Modular Process Optimization ", Paper 50b, AIChE, National Spring Meeting, New Orleans, LA, April (1986).
46. Kniel L., Winter O., Stork K., " Ethylene ", Dekker Inc. New York, N. Y. 1o. Ed (1980), Chemical Industries Vol. 2.
47. Koninckx J., " On - Line Optimization of Chemical Plants Using Steady - State models ", Ph D. Thesis University of Maryland, USA. (1988)
48. Kontopoulos A. J., Marechal F., Kalliventzoff B., " Simulation and Optimization of an Ethylene Production Plant ", Computer Application in Chemical Engineering (1990), pp. 159-164, Amsterdam Netherlands.
49. Krishna R., " Correspondence - Comments on Simulation and Optimization of an Industrial Ammonia Reactor ", Ind. Eng. Chem. Res. (1989), 28, 1267.
50. Linnhoff B., " Entropy in Practical Process Design ", Paper Presented at Foundations of Computer - Aided Process Design Conference, Henniker, Newhampshire, 6- 11 July (1980).

51. Locke M. H., Edhal R. H., and Westerberg A. W., " An Improved Successive Quadratic Programming Optimization Algorithm for Engineering Design Problems ", (1982).
52. Loftus J., Chem. Eng. Prog., 66 (12), 53 (1970).
53. Louw N. J., " The Thermodynamics of Energy Utilization ", Chemsa, Vol. 1, No. 9, (July 1975).
54. Mansson B. and Andresen B., " Optimal Temperature Profile for an Ammonia Reactor ", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 25, No. 1, (1986).
55. Martin E. D. et al., " Closed - Loop Optimization of Distillation Energy " Chemical engineering Process, (September 1981).
56. Montiel M. C. y Aspron Pelayo J., " Tecnicas para la Optimización de procesos " U.N.A.M. Fac. Química, 1o. Ed. (1990).
57. Motard R. L., Shacham M. and Rosen E. M., " Steady - state Chemical Process Simulation ", AIChE Journal, 21, 417 (1975).
58. Nilsen A., " An Investigation on Promoted Iron Catalyst for the Synthesis of Ammonia ", Jul. Gjellerops forlag, Copenhagen Denmark, (1968).
59. Noel de Nevers., " The Second Way to Use the Second Law ", Chemtech (May 1982), pp. 306 - 317.
60. Noel de Nevers and Seader J. D., " Mechanical lost Work, Thermodynamic Lost Work and Thermodynamic Efficiencies of Processes ", Paper Presented at the 86th, Nat. meet AIChE, Houston, Tex., April (1984).
61. Parker A. L. and Hughes R. R., " Approximation Programming of Chemical Processes ", Computational Difficulties and Optimization of Flowtran Models, Comp. and Chem. Eng., Vol. 5, No. 3, pp. 123 - 141 (1981).
62. Peng D. Y. and Robinson D. B., " A New Two Constant Equation of State ", Ind. And Eng. Chem. Fund., 15, 59 (1976).
63. Peters M. S. and Timmerhaus K.D., " Plant Design and economics for Chemical Engineers " Ed. Mc Graw-Hill, New York, N.Y. U.S.A (1968).
64. Pikulik A. and Diaz H.E., " Cost Estimating for Major Process Equipment ", Chemical Engineering, (October 10, 1977).
65. Powell M. J. D., " A Fast Algorithm For Nonlinearly Constrained Optimization Calculations ", Numerical Analysis - Dundee (1977), G.A. Watson, Ed. Lecture Notes in Mathematics, Vol. 630 Springer-Verlag (1978 a).
66. Powell M. J. D., " Algorithms for Nonlinear Constraints that Use Lagrangian Functions ", Math. Prog., 14, 225 (1978 b).

67. Rant Z., Chemie - Ing. Tech. (1969), 41, 891.
68. Reddy K. V. and Hussein A., " Modeling and Simulation of an Ammonia Synthesis Loop ", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 21, No. 3, (1982).
69. Reid R. C., Prausnitz J. M. and Sherwood T. K., " The Properties of Gases and Liquids " Ed. Mc Graw Hill, New York, N.Y. U.S.A.
70. Reklaitis G. V., Ravindran A., Ragsdell K.M., " Engineering Optimization - Methods and Applications ", Ed. J. Wiley & Sons, Inc. U.S.A., 1st Edition (1983).
71. Richard M. J., " An Evaluation of the Applicability of Nonlinear Programming Algorithms to a typical Commercial Process Flow Sheet Simulator " Vol. I and II. Ph D. Thesis University of Louisiana St. (1987).
72. Rieker L., "The Efficiency of Energy Utilization in Chemical Processes " Chem. Eng. Sci., Vol. 29 (1974).
73. Robinson C. S. and Gilliland E. R., " Elements of Fractional Distillation " 4th Ed. Mc Graw Hill, Inc. New York, N.Y. U.S.A. (1950).
74. Rothman S. N. Chem. Eng. Prog., 66 (6), 37 (1970).
75. Sargent R. W. H., " A Review of Optimization Methods for Nonlinear Problems ", Computer Applications to Chemical Engineering, Squires R. G. and Reklaitis G. V., Eds. Acs Symp. Ser., 124, 37 (1980).
76. Shah M. J., " Control Simulation in Ammonia Production " Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 59, No. 1, (January 1967), pp.72 - 83.
77. Shah M. J., " Computer control of Ethylene Production " Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 59, No. 5 (May 1967), pp. 70 - 85.
78. Singh Ch. P. P. and Saraf D. N., "Simulation of Ammonia Synthesis Reactors ", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 18, No. 3, (1979).
79. Smith J. M. and Van Ness H. C., " Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics ", Mc Graw Hill, New York, N. Y. (1980).
80. Sophos Ph. D. (1984).
81. Soliman M. A., El-Nashahi S. S. E., Al-Ubaid A. S. and Advis A., " Simulation of Steam Reformers for Methane ", Chem. Eng. Sci., Vol. 43, No. 8, pp. 1801 - 1806 (1988).
82. Steinmeyer D. E., Chemtech, 188 (March 1982).
83. Strelzoff S., " Technology and Manufacture of Ammonia ", Ed. J. Wiley New York, N. Y. U.S.A. 1st Ed. (1981).

84. Sundaram K. M. and Froment G. F., Modeling of Thermal Cracking Kinetics, Part I and II; Thermal Cracking of Ethane, Propane and their Mixtures, Chem. Eng. Sci., Vol. 32, pp. 601 - 617 (1976).
85. Sussman M. V., Steady - Flow Availability and the Standard Chemical Availability, Publication Energy, 5, pp. 793 - 802, (1980).
86. Townsend D. W., " Second Law Analysis in Practice ", The Chemical Engineer, (October 1980).
87. Tood Kevin S., " Process Optimization Using The Availability function (Exergy, Lost Work) ", Ph D. Thesis University of Arkansas (1983).
88. Treviño - Lozano R. A., " Simultaneous Modular Concept in Chemical Process Simulation and Optimization ", Ph D. Thesis M. I. T. (January 1985).
89. Umeda T. and Ichikawa A., Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 10, 229 (1971).
90. Weisman J. and Holzman A. G., Trans. Am. Nucl. Soc., 12, 141 (1969)
91. Wilson R. B., " A Simplicial Method for Convex Programming ", Ph D. Thesis Harvard University (1963).
92. Zellnik H. E. and Woods S. S., " Generalized Equation for Computer Calculation of liquid densities ", AIChE Journal, Vol. 12 (1966).
93. Zdonik S. B., Green E. J. and Hallee L. P., How Cracking Proceeds in the Ethylene - Pyrolysis Reaction, The Oil and Gas Journal, (June 26, 1967), pp. 96 - 101.

NOMECLATURA

NOMECLATURA

B	Función de Disponibilidad Termodinámica por unidad de Masa y es igual a: $H - T_c S$	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
g	Aceleración de la Gravedad	m / s²	
g_c	Factor de Conversión	Kgm M / Kgr s²	
F	Gasto Máxico	Kgmol / s	o Lbmol / Hr
h_b	Entalpia Molal de fondos	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
h_d	Entalpia Molal de destilado	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
h_i	Entalpia Molal por corriente de alimentación	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
h_l	Entalpia Molal del Líquido	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
H_f	Entalpia Molal de la Alimentación	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
H_v	Entalpia Molal del Vapor	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
L	Gasto Máxico de Líquido de la sección de Rectificación	Kgmol / s	o Lbmol / Hr
LW_i	Trabajo Perdido Termodinámico	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
m_j	Flujo Máxico de las corrientes	Kgmol / s	o Lbmol / Hr
M_{st}	Masa del Sistema	Kgmol	o Lbmol
P	Presión de Operación	Kgr/cm²	o Lbr/Pig²
Q_i	Intercambio de Flujo de Calor entre el sistema y una fuente externa manteniendo la temperatura T _j	Watts	o Btu
Q_R	Flujo de calor acumulado que se remueve de la sección de Rectificación, incluye el condensador	Watts	o Btu
Q_s	Flujo de calor que se adiciona a la sección de agotamiento, incluye el rehovidor	Watts	o Btu
S_j	Entropia Molal por corriente	J/Kgmol °K	o Btu/Lbmol °F
S_{st}	Entropia Molal promedio del sistema	J/Kgmol °K	o Btu/Lbmol °F
t	Tiempo	Segundos	o Horas
T_B	Temperatura del Rehovidor	°K	o °F
T_c	Temperatura de la corriente fría en el Intercambiador de calor	°K	o °F
T_D	Temperatura del condensador	°K	o °F
T_H	Temperatura de la corriente caliente en el Intercambiador de calor	°K	o °F
T_j	Temperatura de una fuente auxiliar de calor	°K	o °F
T_o	Temperatura del Medio Ambiente (Fuente Infinita)	°K	o °F
T_R	Temperatura como función de la altura de la zona de rectificación	°K	o °F
T_s	Temperatura como función de la altura de la zona de agotamiento.	°K	o °F
U_{st}	Energia Interna Molal del promedio de materia en el sistema	J / Kgmol	o Btu / Lbmol
V	Flujo molal de vapor que entra a la zona de rectificación	Kgmol / s	o Lbmol / Hr

W	Flujo molar de los fondos	Kgmol / s	o	Lbmol / Hr
W_i	Trabajo cedido o proporcionado por unidad de tiempo	Joules	o	Btu
W_{min}	Trabajo mínimo requerido para la (Reversibilidad) de separación de una mezcla	Joules	o	Btu
x_d	Fración mol del componente volátil de una mezcla			
x_i	Fración mol del componente más volátil de la alimentación líquida			
y_i	Fración mol del componente más volátil de la alimentación de vapor			

LETRAS GRIEGAS

β_{hx}	Pérdida de disponibilidad por intercambio de calor entre corrientes	Watts	o	Btu
β_{sm}	Pérdida de disponibilidad a partir de una mezcla de corrientes en la destilación	Watts	o	Btu
β_v	Pérdida de disponibilidad de una corriente al pasar por una válvula de control	Watts	o	Btu
η	Eficiencia Termodinámica			
ΔB	Diferencial de la Disponibilidad Termodinámica	J/Kgmol	o	Btu / Lbmol
ψ	Función de Disponibilidad por Unidad de Masa	J/Kgmol	o	Btu / Lbmol

APENDICE A.

APENDICE A. MODELO PARA EL HORNO DE PIROLISIS.

A continuación se presenta un estudio completo de la cinética del horno. Este se divide en dos zonas: una que es la del precalentamiento o de convección y la otra de radiación, donde el calor radiante es transmitido a los gases que circulan por los tubos de "craqueo" y esto se realiza, ya sea por flama directa o indirectamente via paredes reflejantes. En la sección de convección, la transferencia de calor a los gases se realiza principalmente por el fenómeno de convección y dentro de los tubos de pirólisis virtualmente no se lleva a cabo ninguna reacción. En la sección de radiación, la temperatura de los gases dentro de los tubos se incrementa muy rápidamente originando que reacciones del tipo endotérmico formen el etileno y subproductos. Los gases a la salida del horno se deben enfriar rápidamente para evitar mayores degradaciones en el producto principal. También se establece un tiempo promedio de residencia en los tubos de pirólisis es del orden de 1.0 a 1.5 seg. para una longitud de tubo de 400 Ft., con una velocidad promedio del gas del orden de 300 a 400 Ft / seg.

Los gases provenientes del horno, se componen principalmente de: etileno, metano, acetileno, propileno, hidrógeno y otros subproductos, además de etano no reaccionado, los subproductos son eliminados en el tren de destilado y el reactivo no reaccionado es retornado al horno para un nuevo "craqueo".

Para llegar a un esquema de optimización para la planta, ésta deberá simularse en su totalidad incluyendo: horno, compresores, tren de destilación y secciones de refrigeración. Normalmente éstas tres secciones están limitadas en la capacidad y funciones con restricciones para su optimización.

En este estudio se utiliza la técnica de optimización no lineal, la cual maneja las restricciones, tanto en variables dependientes como independientes. El método posee la flexibilidad de establecer la separación del horno con respecto a el resto de la planta, y la otra parte se puede tratar como un arreglo de restricciones movibles sobre las variables independientes permitiendo la realización del procedimiento de optimización en forma independiente .

Química de la Pirólisis.

Los productos obtenidos a partir del "craqueo" térmico en el horno varían de acuerdo a la alimentación, ya que se puede tener la versatilidad de tener tres diferentes tipos de alimentación, etano, propano y butano. De las cuales se obtendrá: etileno, propileno, butileno, acetileno, metano, hidrógeno, coque, algunos aromáticos, brea, dióxido de carbono y monóxido de carbono. Esto representa una buena distribución tal como se argumenta en la literatura referente al mecanismo correcto con el cual se obtienen esos productos. Para propósitos de diseño, en la mayor parte de los trabajos publicados se han utilizado algunas ecuaciones químicas estequiométricas semiempíricas.

Para efectos del procedimiento de simulación, las ecuaciones estequiométricas que se presentan a continuación serán de naturaleza general con la finalidad de que el modelo pueda realizar una duplicidad de una planta en particular.

Las ecuaciones de la reacción química que termodinámicamente son factibles y que proporcionan los productos detectados a la salida de los tubos del reactor de pirólisis para el tipo de alimentación seleccionada. Las ecuaciones son proporcionados por Shah (1967) y Froment (1979).

ALIMENTACION DE ETANO.

1. $C_2H_6 \longrightarrow C_2H_4 + H_2$ (A-1)
2. $C_2H_6 \longrightarrow 1/2 C_2H_4 + C_2H_4$ (A-2)
3. $C_2H_6 \longrightarrow C_2H_2 + H_2$ (A-3)
4. $C_2H_2 \longrightarrow 2C + H_2$ (A-4)

ALIMENTACION DE PROPANO.

5. $C_3H_8 \longrightarrow C_3H_6 + H_2$ (A-5)
6. $C_3H_8 \longrightarrow C_2H_4 + C_2H_4$ (A-6)
7. $C_3H_8 \longrightarrow 1/2 C_2H_6 + 1/2 C_4H_{10}$ (A-7)
8. $C_3H_8 \longrightarrow 1/2 C_3H_6 + 1/2 C_2H_6 + 1/2 C_2H_4$ (A-8)

ALIMENTACION DE BUTANO.

9. $C_4H_{10} \longrightarrow C_2H_4 + C_2H_6$ (A-9)
10. $C_4H_{10} \longrightarrow C_3H_6 + C_2H_4$ (A-10)
11. $C_4H_{10} \longrightarrow C_4H_8 + H_2$ (A-11)

Más reacciones 1, 2, 3 y 4

Además para las pequeñas cantidades de los polímeros C_4 y C_6 en los productos, se propone las siguientes ecuaciones:

11. $2 C_2H_2 \longrightarrow C_4's$ (A-12)
12. $2 C_2H_4 \longrightarrow C_4's$ (A-13)
13. $C_3H_6 \longrightarrow 1/2 C_6's$ (A-14)

Estas últimas reacciones representan únicamente una pequeña fracción de los productos.

Por otra parte es necesario complementar los datos termodinámicos para las reacciones con valores de la energía libre de formación, entalpía y capacidad calorífica para varias temperaturas, además de que también se necesita conocer el orden de las reacciones; la energía de activación y las constantes de Arrhenius. Si es significativa la reacción reversible en cada caso a la temperatura, ésta se puede determinar a partir de datos de energía libre de Gibbs.

DATOS TERMODINAMICOS.

La energía libre, capacidad calorífica y datos de calor de reacción se obtuvieron a partir de Prausnitz, Reid & Sherwood (88). En la tabla No. A-1, se listan los datos de los calores de reacción para las alimentaciones dadas.

Tabla No. A-1. Datos Termodinámicos para las Reacciones de Pirólisis

REACCIONES	ΔH_{298}	$\Delta \alpha$	$\Delta \beta \times 10^3$	$\Delta \gamma \times 10^6$
$C_2H_6 \longrightarrow CH_4 - 1/2 C_2H_4$	8600	2.549	-5.887	2.388
$C_2H_6 \longrightarrow C_2H_2 + H_2$	43714	11.448	-16.179	5.318
$C_3H_8 \longrightarrow C_3H_6 + H_2$	31724	7.780	-12.279	4.274
$C_2H_6 \longrightarrow C_2H_4 + H_2$	34784	7.630	-9.800	2.804
$C_3H_8 \longrightarrow C_2H_4 + CH_4$	19430	3.801	-10.860	4.807
$C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$	33145	2.011	-1.853	0.212
$C_2H_2 \longrightarrow 2C + H_2$	51878	8.810	-8.040	0.430

Las constantes de equilibrio para las reacciones mayores se calcularon utilizando las tablas de energía libre de Lewis-Randall con dependencia de la temperatura de $\Delta (F - H) / T$. En la tabla No. A-1, se proporcionan los valores de la constante de equilibrio K, para diversas temperaturas en los tubos de pirólisis. La conversión al equilibrio del etileno queda representada para la reacción No. 1 cercano a los 730 °C. Los datos de energía libre son utilizados para obtener valores a varias temperaturas con lo cual se establece la relación:

$$K = \exp (-\Delta F^\circ / RT) \quad (A-15)$$

Para funciones donde la reacción reversible es significativa ΔF° es transformada a un polinomio apropiado de T.

Tabla No. A-2, Valores de la const. de equil. K para la pirólisis del etano para div. temp.

REACCION	Temperatura en °K	K
$C_2H_6 \longrightarrow C_2H_4 + H_2$	800	5.510
$C_2H_6 \longrightarrow C_2H_2 + H_2$	875	0.038
$C_3H_8 \longrightarrow C_2H_4 + CH_4$	900	33.800
$C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$	900	26.000

DATOS CINETICOS

Muchos de los datos cinéticos de plantas industriales están integrados dentro de un rango de temperatura para la reacción dentro de los tubos de pirólisis, lo que ocasiona que todos estos valores, tanto de A como de E que representan la energía de

activación y factor de Arrhenius respectivamente y que se determinaron de esta forma. no son del todo exactos, pero son lo suficientemente confiables para el propósito de la simulación. Un ejemplo queda representado en los datos de Towell & Martín (1981), los cuales están relacionados para tipos de reacciones no isotérmicas, tal como en las reacciones (A-1) a (A-11) y (A-12) a (A-14). Para la descomposición del propano y butano se cuenta con los valores de A y E proporcionados por Steacie & Puddington (1938), Lichtenstein (1984) y Myers & Watson (1946), así como los valores de las tablas de reacciones cinéticas homogéneas editadas por la National Bureau of Standards, las cuales contienen valores especialmente para reacciones laterales.

De las dos reacciones carbono - vapor proporcionadas a continuación



Únicamente la primera reacción es importante a la temperatura a la cual se lleva a cabo la reacción de pirólisis, los datos cinéticos de Scott (1951) son utilizados para esta reacción. En la tabla No.A-III, se proporciona un resumen de los valores para la energía de activación, factores de Arrhenius, órdenes de reacción y la forma de las ecuaciones cinéticas para varias reacciones.

Tabla No.IA-III, Valores de A_i Y E_i Para varias reacciones.

Reacciones	Orden	A _i Seg ⁻¹	E _i (cal/mol)
C ₂ H ₆ \longrightarrow C ₂ H ₄ + H ₂	1	6.040 X 10 ¹⁸	82.0
C ₂ H ₆ \longrightarrow C H ₄ + 1/2 C ₂ H ₄	1	1.800 X 10 ¹²	87.0
C ₂ H ₄ \longrightarrow C ₂ H ₂ + H ₂	1	1.800 X 10 ¹³	76.0
C ₂ H ₂ \longrightarrow 2 C + H ₂	1	9.700 X 10 ¹⁰	62.0
2 C ₂ H ₂ \longrightarrow C ₄ 's	2	3.200 X 10 ¹¹	45.0
2 C ₂ H ₄ \longrightarrow C ₄ 's	2	2.600 X 10 ¹³	60.0
C + H ₂ O \longrightarrow CO + H ₂	1	9.255 X 10 ³	21.3
C ₃ H ₈ \longrightarrow C ₃ H ₆ + H ₂	1	2.900 X 10 ¹³	63.3
C ₃ H ₈ \longrightarrow C H ₄ + C ₂ H ₄	1	3.200 X 10 ¹³	63.0

ECUACIONES DE SIMULACION

Las ecuaciones de simulación están constituidas de los balances de materia y energía, además de la de momentum. En el horno de "craqueo" y específicamente en la sección de convección no se llevan a cabo reacciones significativas con excepción de las reacciones (A-16) y (A-17) las cuales son importantes desde el punto de vista de la deposición de coque.

En la sección de radiación del horno, el balance energético se puede efectuar de dos formas distintas: Si la información referente a la relación de calor suministrado es útil como un función de la longitud de los tubos donde se lleva a cabo la reacción de pirólisis, lo cual se puede expresar al balance como una función de Q (z), en caso

contrario será necesario la medición de temperaturas de la pared del tubo o la medición del flujo de combustible requerido en el horno, flujo de aire, temperatura del gas entrampado y características de la zona de radiación del horno. Un perfil polinomial de temperaturas de la pared del tubo se pueden calcular a partir de parámetros del horno, para ambos casos el balance energético para los gases dentro de los tubos es dependiente de la temperatura de la pared de los mismos. El perfil de temperaturas de la pared de los tubos se puede calcular por separado utilizando valores fluctuantes del horno y conociendo las características de su diseño. La solución de las ecuaciones para varios balances en los tubos se puede evaluar subsecuentemente.

Los cambios en los parámetros del horno, tales como, el flujo de combustible, flujo de aire secundario, flujo de gas de alimentación de recirculación que no reacciono, etc. son reflejados como cambios en los valores de los coeficientes de los perfiles polinomiales de temperatura de la pared de tubos.

BALANCE DE MATERIA.

Para cualquier reacción de i , la velocidad de reacción se puede describir por la siguiente expresión:

$$r_i = A_i \exp(-E_i / RT) [C_i^m - C K^p C_i^q / K] \quad (A-18)$$

Donde: C_j = Concentración del reactante j 'th

C_k, C_l = Los productos.

m, p, q = Potencias del balance estequiométrico.

A_i, E_i = Representan al parámetro de Arrhenius y energía de Activación, respectivamente.

K = Constante de equilibrio.

Es importante para diferenciar entre la i 'th reacción y el j 'th reactante tal como se presenta en las reacciones (C-1) a (C-14) que las reacciones son acopladas y que cada reactante esta involucrado en otras tantas reacciones. El balance de materia para un simple componente se puede expresar como:

$$\frac{d n_j}{dz} = \pi r^2 \sum_{i=1,2,3} (r_i \cdot a_{i,j}) \quad (A-19)$$

Donde la sumatoria representa las reacciones en la cual toma parte el componente j 'th y a_{ij} representa la relación estequiométrica de la reacción.

La expresión del balance de materia en la cual se tiene una producción, como por ejemplo, compuesta únicamente de etileno y donde se tiene una alimentación de Etano - Propano al horno, será del tipo:

$$\frac{d n}{dz \text{ Etileno}} = \pi r^2 (r_1 + 1/2 r_2 - r_3 + r_5 - 2 r_{13}) \quad (A-20)$$

Donde: r es igual a la velocidad de desaparición del etano, la cual se representa como:

$$r_1 = \frac{d \text{ Netano}}{d V} = A_1 \exp. (E_1 / RT) \cdot \left[\frac{\text{Neta}}{n_1} + \frac{P_n}{RT} \cdot \frac{1}{K_2(T)} \frac{\text{Neta} \cdot \text{NH}_2}{n_1^2} \left(\frac{P}{RT} \right) \right] \quad (\text{A-21})$$

La concentración se expresa usando la ley de los gases ideales para trabajos a bajas presiones de operación de craqueo.

El modelado de la expresión de velocidad para el total de las reacciones está planteado a partir de las anteriores relaciones, la tabla No.A-IV, proporciona el balance de materia para cada una de las especies, así como la expresión de velocidad de reacción para cada ecuación.

Las velocidades r_5 , r_7 , r_8 y r_{14} se expresan en términos de presión parcial de las cuales se derivan los valores de A_1 y E_1 , para las reacciones 5, 7, 8, y 14, teniéndose que las reacciones 5 y 7 son consideradas como reversibles. La expresión para la constante de equilibrio, K , para las anteriores reacciones son también expresadas en la tabla No.A-II, de donde la ecuación para la constante de equilibrio en la primera reacción se derivó a partir de datos de energía libre.

Por otra parte es necesario que en la tabla No.A-II, se agrupen los componentes C_4 y C_6 simplemente como C_4 's y C_6 's de mejor forma que considerar reacciones individuales que originan componentes aromáticos.

Para éste proyecto, tales ecuaciones tienden a complicar significativamente el balance de materia por lo que fue necesario eliminarlas ya que no contribuyen en gran medida a una variación considerable de los resultados finales. La complejidad de las expresiones del balance de materia se reducen en forma considerable si las alimentaciones reúnen una alta calidad de especificación. En las expresiones de velocidad de (A-19) a (A-21), así como en las relaciones de equilibrio ((A-19) y (A-22)), tanto la temperatura como la presión son funciones de (z) lo cual representa la longitud del tubo de pirólisis. La función $T(z)$ es factible obtenerse a partir de la ecuación del balance de energía que se analizará a continuación ya que $P(z)$ se expresaría simplemente como un polinomio de $[d(z)]$.

BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía seleccionando una sección del tubo de pirólisis se estima de la siguiente forma:

$$\sum n_i C_{pi}(T) \frac{dT}{dz} = - \sum \Delta H_j \frac{dn_j}{dz} + 2 \pi r h(T) (T_w - T) \quad (\text{A-22})$$

El segundo término del lado derecho de la ecuación (A-22) corresponde al primer estimado de T_w , correspondiendo a la temperatura de pared del tubo, quedando $T_w(z)$. Este término sería reemplazado por $Q(z)$ si en lugar de modificaciones de temperatura en la pared del tubo se proporciona una función referida al calor para tales tubos. $Q(z)$ generalmente es conocida como función multietapa, de la cual se puede obtener cierta linealidad de parte de la función. La primera sumatoria en la ecuación (85) del balance de energía ésta referido a todos los reactivos y productos presentes

en la mezcla reaccionante y la segunda sumatoria ésta en función sobre todas las reacciones.

A partir de experimentaciones preliminares se obtuvieron algunas características específicas, tales como las siguientes; cuando la alimentación contiene en su mayor proporción etano, propano ó vapor con pequeñas cantidades dentro de su porcentaje en peso total de productos de recirculación, el término de la conversión se puede aproximar para manejarse como la primera sumatoria en función de estos componente, con la asignación de que la suma total sea: $n_{etano} = n_{etano}$ ($z = 0$), $n_{propano} = n_{propano}$ ($z = 0$), este procedimiento se debe desarrollar para el total de reacciones.

Por lo que respecta a las otras reacciones, éstas presentan cambios relativamente pequeños para el balance de materia.

Tabla No. A-IV, Expresiones para las Reacciones Cinéticas y de Balance de Materia

$$r_2 = \frac{d n_{metano}}{d v} = \left[\frac{n_{etano}}{n_1} \cdot \frac{P}{R T} \right] A^2 \text{Exp} (-E^2 / R T) \quad (A-23)$$

$$r_3 = \left[\frac{n_{etileno}}{n_1} \cdot \frac{P}{R T} \right] \quad (A-24)$$

$$r_4 = A_4 \text{Exp} (-E_4 / R T) \left[\frac{n_{acetileno}}{n_1} \cdot \frac{P}{R T} \right] \quad (A-25)$$

$$r_5 = A_5 \text{Exp} (-E_5 / R T) \left[\frac{P}{n_1} \cdot n_{propano} - \frac{P^2}{n_1^2} \cdot \frac{n_{propi}}{K_{propi}} \cdot \frac{n_{H_2}}{T} \right] \quad (A-26)$$

$$r_6 = A_6 \text{Exp} (-E_6 / R T) \left[\frac{n_{prop}}{n_1} \cdot \frac{P}{R T} \right] \quad (A-27)$$

$$r_7 = \left\{ \frac{P}{n_1} \cdot n_{prop} - \frac{P}{n_1} \left[\frac{n_{propi} \cdot n_{butano}}{K_{butano}} \right]^{1/2} \right\} A_1 \text{Exp} (E_7 / R T) \quad (A-28)$$

$$r_8 = A_8 \text{Exp} (-E_8 / R T) \left[\frac{P}{n_{prop}} \cdot n_{prop} \right] \quad (A-29)$$

$$r_{12} = A_{12} \text{Exp} (-E_{12} / R T) \left[\frac{P}{R T} \cdot \frac{n_{acetileno}}{n_1} \right]^2 \quad (A-30)$$

$$r_{13} = A_{13} \text{Exp} (-E_{13} / R T) \left[\frac{P}{R T} \cdot \frac{n_{etileno}}{n_1} \right]^2 \quad (A-31)$$

$$r_{14} = A_{14} \text{Exp} (-E_{14} / R T) \left[P \cdot \frac{n_{propi}}{n_1} \right] \quad (A-32)$$

$$r_{15} = A_{15} \text{Exp} (-E_{15} / R T) \left[\frac{P}{R T} \cdot \frac{n_{vapor}}{n} \right] \quad (A-33)$$

$$K_2 (T) = \frac{1}{R T} \cdot \text{Exp} \left[-17180.27 / T + 18.16774 \right] \quad (A-34)$$

$$K_{propi} (T) = \text{Exp} \left[-30505.0 / R T + 16.527 \right] \quad (A-35)$$

$$K_{BTN} = 1.3$$

$$\frac{d n_{\text{etano}}}{dz} = \pi (r_1 - r_2 - r_7 / 2 + r_8 / 2) \quad (\text{A-36})$$

$$\frac{d n_{\text{metano}}}{dz} = \pi r^2 (r_2 + r_5 + r_8 / 2) \quad (\text{A-37})$$

$$\frac{d n_{\text{etileno}}}{dz} = \pi r^2 (r_1 + r_2 / 2 - r_3 + r_6 - 2 r_{13}) \quad (\text{A-38})$$

$$\frac{d n_{\text{propano}}}{dz} = \pi r^2 (-r_5 - r_6 - r_7 - r_8) \quad (\text{A-39})$$

$$\frac{d n_{\text{propil}}}{dz} = \pi r^2 (r_5 + r_8 / 2 - r_{14}) \quad (\text{A-40})$$

$$\frac{d n_{\text{acetil}}}{dz} = \pi r^2 (r_3 - r_4 - r_{12}) \quad (\text{A-41})$$

$$\frac{d n_{\text{C4's}}}{dz} = \pi r^2 (r_{12} + r_{13}) \quad (\text{A-42})$$

$$\frac{d n_{\text{C6}}}{dz} = \pi r^2 (r_{14}) \quad (\text{A-43})$$

$$\frac{d n_{\text{H}}}{dz} = \pi r^2 (r_1 + r_3 + r_4 + r_5) \quad (\text{A-44})$$

$$\frac{d n_{\text{butano}}}{dz} = \pi r^2 (r_7 / 2) \quad (\text{A-45})$$

$$\frac{d n_{\text{vapor}}}{dz} = \pi r^2 (-r_{15}) \quad (\text{A-46})$$

$$n_t = n_{\text{etano}} + n_{\text{prop}} + n_{\text{etil}} + n_{\text{propil}} + n_{\text{H}} + n_{\text{acetil}} + n_{\text{met}} + n_{\text{but}} + n_{\text{C6}} + n_{\text{C4's}} + n_{\text{vapor}} \quad (\text{A-47})$$

$T(w)$ se puede obtener para los cálculos del horno de datos de la próxima sección. Si las mediciones de las temperaturas a partir de instrumentos colocados en las paredes de los tubos y que son únicamente datos disponibles de la planta son los mismos que se pueden utilizar para la especificación de $T_w(z)$.

El coeficiente de transferencia de calor $h(t)$ para la alimentación se calcula de la siguiente manera:

$$h = 0.023 (0.1438 d^{-0.2}) * \left[\frac{n_{\text{etano}} + n_{\text{propano}} + n_{\text{vapor}}}{d^2 / 4} \right]^{0.8} \left(\frac{\mu^*}{M_w} \right)^{0.2} \\ \left[\frac{n_{\text{etano}} Cp^*_{\text{etano}} + n_{\text{propano}} Cp^*_{\text{propano}} + n_{\text{vapor}} Cp^*_{\text{vapor}}}{n_{\text{etano}} + n_{\text{propano}} + n_{\text{vapor}}} \right]^{-0.4} \\ \left[\frac{4 (n_{\text{etano}} Cp^*_{\text{etano}} + n_{\text{propano}} Cp^*_{\text{propano}} + n_{\text{vapor}} Cp^*_{\text{vapor}})}{n_{\text{etano}} + n_{\text{propano}} + n_{\text{vapor}}} + 10 \right]^{1.4} \quad (\text{A-48})$$

Donde: Cp^* y μ^* son calculadas a temperatura promedio.

EVALUACION DE LA $T_w(z)$ A PARTIR DE CALCULOS DEL HORNO.

Si no se tienen posibilidades de obtener mediciones de temperatura en las paredes de los tubos o el calor suministrado a lo largo de éstos, entonces se debe reconsiderar la utilización de variables del horno con el propósito de estimar los perfiles, algunos de éstos de indican en la figura No.A-1, donde se gráficán valores de temperatura, la cual depende de: geometría del horno, localización de tubos y quemadores, flujo de aire, exceso de aire, recirculación del gas de la alimentación no reaccionado, así como de otros factores.

La siguiente expresión polinomial determina los valores de la temperatura.

$$[T_w] = \frac{1}{L} \int_0^L T_w(z) dz = \frac{1}{L} \int_0^L (a + bz + cz^2) dz = a + \frac{bL}{2} + \frac{c}{3}L^2 \quad (A-49)$$

Donde: a = Temperatura de pared del tubo a la entrada de la sección de radiación a $z = 0$

T_w también se puede expresar como :

$$0.173 \lambda A_0 \phi \left\{ \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] + 40.5(T_g - T_w) \right\} = (1 - \gamma) W(H_c) - (1 - X)W(1 - \sigma) + C_{pm}(T_g - T_A) \quad (A-50)$$

Donde: A_0 = Superficie del tubo del lado frío.

λ = Superficie plana del lado frío / Superficie considerada de la pared del tubo, calculada a partir del espaciamiento entre tubos, así como de otros datos del horno.

ϕ = Fac. de interc. como fun. de la Emisividad del gas, long. irradiada y geom. del horno.

W = Flujo del combustible

H_c = Dato del poder calorífico del combustible

γ = Porcentaje de calor disipado por las paredes del horno.

X = Fracción de la alimentación recirculada no reaccionada.

σ = Relación entre la cantidad suministrada de: aire/combustible

C_{pm} = Capacidad calorífica del gas combustible a la temperatura promedio.

T_A = Temperatura del aire suministrado al horno

T_g = Temperatura media del gas suministrado a quemadores.

Para obtener los valores de b y c en la ecuación (A-49) se requiere resolver la ecuación (A-50) y obtener T_g y T_w referida al punto más alejado en el horno de pirólisis, por otro lado si es posible realizar mediciones de temperatura en la pared de la sección externa de los tubos se tendrá toda la información necesaria para la evaluación de los parámetros.

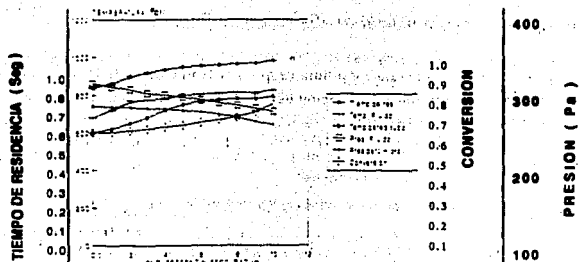


Figura No.A-1-Perfiles de Temperatura Dentro del Serpentin de Tubos para el Proceso de Pirólisis del Etano

Calculo de la presión en los tubos.

Las reacciones se llevan a cabo a bajas presiones localizadas entre el rango de 30 a 40 psia., debido principalmente a los efectos adversos que puede causar la presión en el equilibrio de las reacciones. Por lo tanto, si las reacciones 1, 2, 5, y 8 incrementan su número de moles ocasionan que la presión se incremente durante el progreso de la reacción de pirólisis.

Por otro lado, como la caída de presión no se mantiene lineal a lo largo de la longitud total del tubo, esta es expresada como una relación en función del factor de fricción y de ensuciamiento. Sin embargo la presencia de una corriente de vapor ayudará a reducir sustancialmente los efectos adversos de tal fenómeno, quedando la relación de presión como una función cuadrática.

$$P(z) = P_0 + B_1(z) + B_2(z)^2 \quad (A-51)$$

Las ecuaciones (A-49) a (A-50) constituyen en sí el modelo para la simulación del "craqueo", junto con otras que se expresaran más adelante en este mismo capítulo, lo anterior se cumple para una mezcla de alimentación compuesta de etano - propano, y si el butano también contribuye con una parte significativa en la misma alimentación o por separado, es conveniente incluir sus ecuaciones cinéticas para completar el balance correspondiente.

Los límites para la ecuación de balance de energía requieren que la temperatura del gas y de la pared del tubo a la entrada de la sección de radiación expresadas como $T(0)$ y $(T_w)_{z=0}$ sean especificadas. La temperatura $T(0)$ se puede calcular por medio del balance de energía en la sección de convección, quedando la expresión:

$$C_{p_i} (T - T_{g0}) (1 + \sigma) (1 - Y') = T(0) - T_c(0) (n_{sta} C_{p_i}^{sta} + n_{prop} C_{p_i}^{prop} + n_{vap} C_{p_i}^{vap}) \quad (A-52)$$

Donde: T_{g0} y $T_c(0)$ = A la temperatura del flujo de gas y la temperatura de la alimentación a la entrada de la sección de convección respectivamente.

C_{p_i} = Al calor específico del flujo de gas a la temperatura media $(T_{g0} - T_g) / 2$ de forma similar para los términos restantes los cuales serán evaluados a $[T(0) + T_c(0)] / 2$.

Si el valor de $T_w(0)$ no se puede medir es necesario realizar una sustitución por el valor de T_{w0} , el cual representa a la temperatura de la pared del tubo en la entrada de la sección de convección, y así continuar el balance calorífico con una aproximación a esta sección de $T_w(0)$ para obtener:

$$WC_{p_i} (T_{g0} - T) (1 - \sigma) (1 - Y') = \pi d L_c h_g (T_g - T_w) + h_r (T_w^4 - T^4) \quad (A-53)$$

Donde las temperaturas T_g y T_w representan las temperaturas medias geométricas las cuales tienen los siguientes valores:

$$T_g = (T_{g0} + T) \\ T_w = [(T_w(0) + T_{w0}) X (0)] \quad (A-54)$$

En las ecuaciones (A-53) y (A-54), Y' representa el porcentaje de calor perdido ó ganado a través de la pared del refractario (Dependiendo del tipo usado en el horno) todo esto, referido a la sección de convección. De las ecuaciones (A-49) a (A-50) comprenden un arreglo de ecuaciones diferenciales ordinarias no lineales, las cuales no se pueden resolver de forma analítica, por lo que se debe hacer uso de un lenguaje de programación para obtener su solución. Esto hace necesario que empleen algunas técnicas de integración poderosas con la finalidad de llegar a una solución satisfactoria de estas ecuaciones diferenciales.

FORMACION DE COQUE.

El factor para el ensuciamiento (Coquización) en cualquiera de los serpentines del horno o del effluente intercambiado por medio del recuperador de calor a la salida del horno es normalmente determinado por la temperatura de pared de los tubos así como por el aumento sustancial de la presión. Otro punto importante que puede indicar un posible ensuciamiento dentro de los tubos de reacción es el relacionado con los productos que estén fuera de la especificación requerida.

Se han reportado diversos estudios referentes al mecanismo de la formación del carbón pirolítico, tales como los de Slater (1916), Lobo et al. (1973), ellos reportan que la descomposición de los hidrocarburos sobre la superficie caliente se origina como una descomposición directa de las moléculas del hidrocarburo en carbón e hidrógeno. Lanett et al. (1917), Grisdate et al. (1959) y Syskov (1967) También investigaron otros

mecanismos de " Craqueo ". Pero en general, casi todos estos investigadores coinciden con la idea de que el carbón pirólitico o coque se constituye principalmente de moléculas pesadas de hidrocarburos de naturaleza aromática.

En 1967 Shah et al. experimentando con una corriente de N-octano observaron que se forma una severa formación de coque en el contacto inicial durante un "craqueo" térmico, y que este tiende a estabilizarse e inclusive a disminuir conforme se avanza en la corrida. Básicamente ellos atribuyen este fenómeno de coquización a los efectos superficiales de las paredes de los tubos del reactor, y su tendencia a la disminución, así mismo, como la superficie queda cubierta con una primera capa de coque entonces los efectos superficiales disminuyen logrando estabilizarse cuando se alcanza el régimen-estable, este tipo de deposición se le denominó " coque térmico " el cual es formado como resultado de las reacciones homogéneas. En las Figuras No.A-2 y No.A-3, se ilustran las relaciones de la deposición del coque al inicio de la corrida y cuando el proceso entra a un régimen permanente, los cuales son reportados por los mismos autores. Comportamientos similares con respecto a este fenómeno han sido observados en distintos reactores de tipo comercial en operación actual.

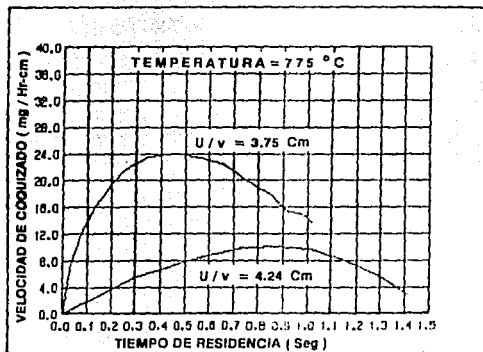


Figura No.A-2, Relación de coquizado al inicio de la corrida, gráficado en contra del tiempo de residencia para el craqueo térmico

El " craqueo " dentro de un serpentín de pirólisis comercial es un proceso altamente complejo, el cual no ha sido modelado en términos matemáticos muy precisos, por lo que se utilizan modelos más simples, implicando el empleo de algunas constantes determinadas empíricamente con el propósito de describir el fenómeno

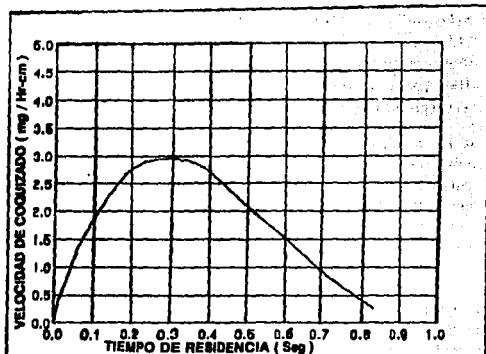


Figura No.A-3, Relación de coquizado en estado estable graficado en contra del tiempo de residencia para el craqueo térmico

TIEMPO DE RESIDENCIA.

El término denominado " tiempo de residencia total " mencionado frecuentemente en la literatura, es utilizado para caracterizar los diseños de los hornos, y éste parámetro representa el tiempo total que una unidad de gas tarda para su transformación química dentro del serpentín de pirólisis, tal relación se define como :

$$\theta_B = \int_0^L \frac{dL}{V(t)} \quad (A-55)$$

Donde : L = Longitud total del serpentín, (m)

l = Distancia a partir de la entrada del serpentín, (m).

V(t) = Velocidad del gas, (m / seg.)

θ_B = Tiempo de residencia total, (seg)

Algunas variantes referentes a esta definición es la asociada tiempo de residencia de la carga introducida en el reactor, y que influye en el aspecto de la producción. Esta variante es propuesta por Fernández Baujín & Salomón (1976), los cuales modifican el término para el tiempo de residencia promedio, introduciendo un nuevo término en función de datos de correlación, definiendo entonces su expresión como :

$$\theta_A = \frac{1}{\alpha_0} \int_0^{\theta_B} \alpha(\theta) d\theta \quad (A-56)$$

Donde: A = Tiempo de residencia promedio, (seg)
 α (θ) = Conversión fraccional de la alimentación.
 α_0 = Conversión fraccional a la salida del serpentín
 θ = Tiempo de residencia, (seg)
 θ_B = Tiempo de residencia total, (seg)

Zdonik et al. (84) , proponen una modificación de la expresión del tiempo de residencia denominándolo " tiempo de residencia equivalente ", esto en base a que ellos consideran que el efecto sobre la carga es significativamente pequeño, en lugar de las consideraciones que relacionan al tiempo con la temperatura, su expresión queda de la siguiente forma.

$$\theta_E = \frac{1}{K_n(\theta_B)} \int_0^{\theta_B} K_n(\theta) d\theta \quad (A-57)$$

Donde: θ_E = Tiempo de residencia equivalente, (seg)
 θ_B = Tiempo de residencia total, (seg)
 K_n = Relación de reacción del n-pentano, (seg⁻¹)

PRESION PARCIAL DE LOS HIDROCARBUROS.

La presión parcial de los hidrocarburos en el serpentín de pirólisis representa un fenómeno poco frecuente, en particular para alimentaciones del etano, donde son necesarias altas relaciones de vapor de dilución. A la entrada del serpentín, la presión del hidrocarburo es baja, la cual se incrementa rápidamente conforme las reacciones de "craqueo" se van efectuando, llegando a un máximo, para a continuación comenzar a disminuir conforme se aproxima a la salida del serpentín. La presión total también sufre cambios disminuyendo constantemente desde la entrada hasta la salida.

Las altas presiones de los hidrocarburos promueven reacciones secundarias indeseables, lo cual sugiere un control estricto de la misma, proponiéndose una expresión análoga al tiempo de residencia promedio, la cual se utiliza para el cálculo de la presión parcial en los componentes, ésta relación es propuesta por Fernández, Baujín & Salomón (1976), y tiene la forma:

$$P_A = \frac{1}{\alpha_0} \int_0^{\alpha_0} P(\alpha) d\alpha \quad (A-58)$$

Donde: A = Presión parcial promedio del hidrocarburo, (psia)
 $P(\alpha)$ = Presión parcial del hidrocarburo, como una función de la conversión, (psia)
 α = Conversión fraccional.

La presión parcial del hidrocarburo en cualquier punto del serpentín es función de: La presión externa del serpentín, relación de vapor de dilución y perfil - velocidad del gas entre el punto de referencia y la salida del serpentín.

CONVERSION.

Para componentes individuales, la conversión está definida simplemente, como la fracción de desaparición de los reactantes. Para alimentaciones complejas de multicomponentes de composición en cierta forma desconocida, la definición se torna más complicada. Razón por lo cual la conversión deriva a partir del balance de materia, así como en base a los pesos moleculares de la alimentación que fluye hacia el horno de pirólisis y de los efluentes que salen a partir de éste. La expresión se define de la siguiente manera :

$$\alpha = \frac{\frac{m_i}{m_e}}{\gamma - 1} \quad (A-59)$$

Donde : α = Conversión
 m_i = Peso molecular de la alimentación
 m_e = Peso molecular del efluente
 γ = Factor de exp. molar (Moles de eflu. / mol de aliment. convertida)

El factor de expansión , γ , normalmente se supone constante para cualquier tipo de alimentación, no obstante que depende en cierta medida de la conversión.

SEVERIDAD.

El término " severidad " comprendida entre los límites: menor, medio y alto, frecuentemente se utiliza para describir como es la reactividad que se presenta en una en una reacción, ésta normalmente es referida en función de la alimentación y de la temperatura, sujeta al "craqueo". Zdonik et al. (84) definen cuantitativamente a este factor de severidad cinético con la siguiente expresión.

$$KSF = \int_0^{\theta_B} K_1 \, d(\theta) \quad (A-60)$$

Donde : KSF = Factor de severidad cinético.
 θ = Tiempo de residencia a partir de la entrada del serpentín, (seg $^{-1}$)
 K_1 = Relación de reacción del n-pentano, (seg)

Y que a partir de las relaciones del factor de severidad y tiempo de residencia equivalente se obtiene:

$$\theta \in K_1 (\theta_B) = KSF \quad (A-61)$$

Los términos de severidad y de conversión son en realidad diferentes para algunas condiciones de la pirólisis, estos tienden a ser mayores o menores de acuerdo con la naturaleza del proceso, como por ejemplo: para una alta conversión se sugiere disponer de una alta severidad. Tomando como referencia para el n-pentano, de acuerdo

con las observaciones de Shah et al. se genera la siguiente relación que engloba a los dos parámetros :

$$\alpha = 1 - (KSF) \quad (A-62)$$

Davis & Keister (1976) y Leonard et al. (1976) también realizaron reportes referentes al uso de otras expresiones, para usarse en otros componentes, tales como : el metano, etileno y obtención de propileno, éstas relaciones del metano y propileno, etileno / propileno, así como el contenido de hidrógeno de los productos finales líquidos se realizaron con la finalidad de representar la " severidad " del " craqueo ". La aplicación de estos índices de "severidad" depende fuertemente de: las características de las alimentaciones, condiciones de operación del Horno-Reactor y de la factibilidad del análisis de los efluentes. Algunas dos o más índices de "severidad" son utilizados para representar la "severidad del craqueo".

El término " severidad máxima " frecuentemente es usado pero raramente se define. Este término únicamente presenta aplicabilidad en un reactor en particular del tipo tubular diseñado para llevar a cabo la reacción de la pirólisis, donde la alimentación debe estar bien definida.

SELECTIVIDAD.

Como en el caso de la conversión, la selectividad no es definida para todas las alimentaciones. En el caso de la pirólisis del etano, propano ó butano, la selectividad simplemente se define como, la masa ó mol producido de etileno por mol ó unidad de masa de la alimentación introducida convertida ó reaccionada. En la pirólisis, la mayor parte de la alimentación es convertida aun cuando la producción de subproductos es considerable, por lo que la selectividad para este caso no es determinante. En otros casos como por ejemplo en la producción de propileno llevada a cabo por medio de una pirólisis del propano, la producción de propileno es significativa con un carácter de interés industrial, por lo cual, aquí sí es trascendental el cuidado de la selectividad. Schutt (1959), señala, que la obtención del metano cuando se lleva a cabo la pirólisis del etano sea un buen indicador de la selectividad del etileno.

Para propósitos de diseño del horno de pirólisis, son empleadas relaciones cinéticas sencillas, tal como se apuntó anteriormente, no obstante que se cuenta con la posibilidad de utilización de modelos más sofisticados desarrollados y propuestos por A. G. Goossens et al. (1978). En la práctica, las reacciones de pirólisis son consideradas como reacciones de primer orden. Para la operación del reactor de pirólisis tubular bajo condiciones del modelo " flujo tapón ", las interrelaciones entre la velocidad de reacción constante, tiempo de residencia y conversión de la alimentación se puede representar mediante la siguiente expresión :

$$\int_0^{\theta} K d(\theta) = \ln \left(\frac{1}{1-\alpha} \right) \quad (A-63)$$

Donde: B = Tiempo de residencia total, (seg)
 K = Constante de Velocidad para reac. de primer orden, (seg^{-1})
 α = Conversión.

La constante de velocidad de reacción, K, es dependiente de la temperatura, tal como ocurre en la ecuación de Arrhenius:

$$K = A \exp \left(- E / RT \right) \quad (A-64)$$

Donde: A = Factor de frecuencia
 E = Energía de activación.

Los datos de velocidad de reacción para una gran variedad de sistemas de hidrocarburos relacionados a partir del etano se encuentran publicados en la literatura. Basándose en una cinética de primer orden, tales datos se han representados en la figura No.A-4, para el etano, naftas y gas-oil, los cuales cubren un amplio rango de " severidades del craqueo ".

Algunas correlaciones generalizadas referentes a los coeficientes de primer orden para parafinas y naftenos, han sido publicados por Nelson, Zdonik et al. (84), Murata et al. (1975), Davis et al. (1973).

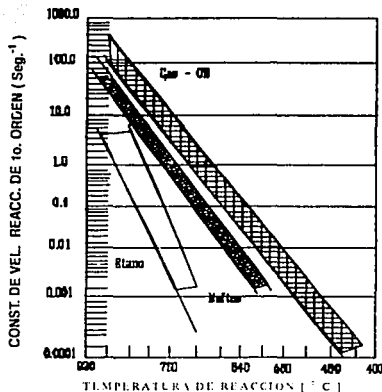


Figura No.A-4.- Gráfica de las constantes de velocidad para una reacción de primer orden para la pirólisis del etano, naftas y gas-oil.

El modelo cinético de primer orden concerniente a la desaparición del hidrocarburo analizado previamente, no considera otro tipo de reacciones tales como: secundarias, paralelas, reversibles y algunas otras que ocurran dentro del horno de pirólisis. Diversas aproximaciones se han proporcionado con la finalidad de corregir esta deficiencia. Buekens & Froment (1971) y Murata et al. (1975) desarrollan una expresión hiperbólica que considere los anteriores efectos, la relación se define como :

$$K = \left(\frac{K}{1 - \alpha_a} \right) \quad (A-65)$$

Donde: K = Constante de velocidad de reacción actualizada, (seg⁻¹)
 K = Constante de velocidad de reacción de primer orden, (seg⁻¹)
 α_a = Coeficiente de inhibición el cual depende del sistema de hidrocarburos y las temperaturas de la reacción
 α = Conversión

Otros autores proporcionan un diferente análisis para esos efectos, por medio de la siguiente expresión.

$$\frac{dC}{dt} = -K^* C^\eta \quad (A-66)$$

Donde: C = Concentración de los reactivos.
 K^* = Constante de velocidad de la pseudo - reacción
 η = Orden de la reacción
 t = Tiempo (seg).

Tanto K^* como η son determinados en forma empírica a partir de datos experimentales.

Algunos investigadores correlacionan el peso molecular promedio contra los datos de producción experimental para obtener la constante de velocidad de la pseudo - reacción, K^* .

Las relaciones cinéticas empíricas permiten una determinación de la conversión de la alimentación cuando no se suministra una adecuada información referente a la distribución de productos en algún efluente en particular de la reacción de pirólisis.

Otra expresión referente a la velocidad de reacción, es calculada utilizando la correlación de Zdonik et al., (1970).

$$K^* = \frac{1.69824 \times 10^{-14}}{RT} \cdot \exp \left[- 95440 / T \right] \quad (A-67)$$

Por otro lado , para la caída de presión a lo largo de todo el serpentín se puede determinar por medio de la expresión desarrollada por Bennett & Myers (1962).

$$\Delta P = \frac{2 f L G^2}{g_c D \rho_{av}} \cdot \frac{1}{144} \quad (A-68)$$

Donde: π = Diferencia de presión, (psia)
 f = Factor de fricción a lo largo del tubo
 L = Longitud total del serpentín, (m)
 D = Diámetro del serpentín, (mm)
 g_c = Velocidad del gas (m/seg)
 ρ = Densidad promedio.

La ecuación (A-68) supone que el número de Reynolds no varía con el cambio de presión y que el factor de fricción es constante. también se supone que no existirán grandes cambios en la velocidad del gas, los cuales no afectan el término de la energía cinética, para que éste sea relativamente pequeño.

CONCEPTOS DE DISEÑO DEL HORNO.

El calor de reacción puede ser determinado por ó a partir de entalpías de formación si la composición de la alimentación y efluentes son conocidos ó de los calores de combustión para el caso de que se trate de alimentaciones complejas. Para los cálculos de parámetros mayores de la pirólisis, así como, la determinación de los perfiles de conversión, presión parcial de los hidrocarburos, pirólisis del gas y temperatura de la pared de los tubos, por lo que el serpentín es dividido dentro de secciones de control lo suficientemente pequeñas como para que se puedan aplicar las ecuaciones que describan los mecanismos de reacción, transferencia de calor, masa y momentum, todo ésto se representa en la figura No.A-5, en la cual se ilustran los perfiles más grandes para un tipo de serpentín de " craqueo " del etano.

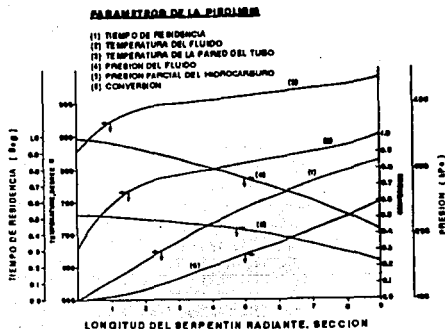


Figura No.A-5.-Perfiles Mayores para la Pirólisis del Etano

Existen varias opciones para el diseño de un serpentín de tubos para llevar a cabo la pirólisis, el mismo que se puede hacer extensivo para la mayoría de hornos industriales en operación en la actualidad.

Se tiene como por ejemplo que para el caso de contar con tiempos de residencia cortos, se considera el diseño de un serpentín corto con tubos de un diámetro pequeña, algunas veces se decide por el uso de un simple tubo de 20 a 40 mm de diámetro y de 12 a 15 m de longitud. También se ha observado que un serpentín de las anteriores características reduce su vida útil, debido a la severa deposición de coque, fenómeno que es mucho más común que ocurra en estos serpentines que en otros de mayor diámetro y de más longitud. Cuando se presenta una combinación de alta capacidad, tiempo de residencia moderado y bajas presiones parciales de los hidrocarburos y persiguiendo un mayor beneficio de recuperación, es común diseñar serpentines de pirólisis compuestos de tubos relativamente amplios de un diámetro de entre 100 y 200 mm.

Existen algunos diseños que se generan a partir de perfiles particulares tales como la temperatura del gas en función de la presión parcial del hidrocarburo, lo que origina se obtenga una configuración especial del serpentín compuesto de tubos paralelos y tubos en serie, así como una separación dentro de la sección de radiación que permitan un control independiente del calor suministrado en las diversas secciones del serpentín. Algunas sugerencias y detalles relacionados con la elección del diámetro apropiado del serpentín las proporciona Zdonik et al..

Los materiales de fabricación de los serpentines para la pirólisis del etano se hacen a base de una aleación específica compuesta básicamente de 25 % de Cromo y 20 % de Níquel, esta es denominada como HK - 40. El proceso de fabricación se efectúa por medio de una fundición "centrífuga", lo que permite que cuando la superficie expuesta al fuego sea maquinada a una uniformidad especificada se obtenga como resultado relaciones mínimas de carburación.

También se ha estado experimentando con otro tipo de aleaciones con la finalidad de que los serpentines puedan soportar mayores temperaturas, estas aleaciones se están experimentando en base a un alto contenido de Níquel, este se ha especificado como HP - 40, con un contenido de 25 % de Cromo y 35 % de Níquel, se ha podido probar que este material soporta servicios hasta de temperaturas máximas de 1100 °C lo que va a permitir a los serpentines soportar tiempos de residencia más grandes o capacidades mayores o en casos extremos, una combinación de ambas.

En la tabla No.A-V. se presenta una lista de algunas características comunes para hornos de pirólisis, características que son empleadas en muchos diseños de tipo comercial :

**Tabla No. A-V. Características Afines en los Diseños de Hornos de Pirólisis Industriales
(En Operación Actual).**

CARACTERISTICAS	RANGO
CAPACIDAD DE PRODUCCION DE ETILENO, Ton / AÑO	20.000 - 70.000
NUMERO DE SERPENTINES	2 - 20
DIAMETRO DEL TUBO, mm	50 - 200
LONGITUD DEL SERPENTIN, m	50 - 60
TEMPERATURA DEL GAS A LA SALIDA, ° C	750 - 800
TEMPERATURA DE PARED EN TUBO LIMPIO, ° C	950 - 1050
TEMPERATURA MAXIMA EN LA PARED DEL TUBO, ° C	1040 - 1100
FLUJO CALORIFICO PROMEDIO, KW / m	50 - 80
TIEMPO DE RESIDENCIA, seg	0.15 - 0.60

APENDICE B.

APENDICE B. MODELO PARA EL CONVERTIDOR DE AMONIACO

Introducción.

Los modelos matemáticos para el estudio de la simulación y optimización del convertidor de amoníaco están soportados por diversos trabajos y estudios por los siguientes autores: Annable 1952; Van Herden 1953; Kjaer 1963; Baddour, et al. (1965); Shah (1967); Mahfouz 1985 y Elnashale, et al (1988).

Para este proyecto se propone el desarrollo heterogéneo desarrollado por Elnashale, et al. para un reactor que consta de tres lechos catalíticos con un sistema de interenfriamiento entre cada etapa. Algunas otras relaciones referentes al modelo, son propuestas por diferentes investigadores, las cuales se mencionaran en conjunto.

También se emplearan expresiones tal como el factor de efectividad que es calculado por medio de la relación empírica proporcionada por Dýsón & Simon (1968) la cual se explicara con más detalle. Por otra parte, éste factor también se puede obtener a través de la solución de dos valores límite puntuales de la ecuación diferencial de la difusión y de reacción en las pastillas catalíticas. Referente a los valores puntuales de las ecuaciones diferenciales su solución se realiza mediante el método de colocación ortogonal.

Los resultados obtenidos a partir del modelo heterogéneo son comparados con los resultados obtenidos de la experimentación con un reactor industrial obtenido por Singh & Saraf (1979). Estos autores utilizaron la técnica conocida como "Shoot" para resolver los valores límite puntuales de la ecuación diferencial relacionada con el factor de efectividad, el inconveniente de ésta técnica es que utiliza un gran número de iteraciones y no llega a satisfacer las condiciones límite por la divergencia en la trayectoria de su iteración, mientras que por el método de ortogonalización evita algunas de esas dificultades.

El desarrollo del modelo heterogéneo es utilizado con la finalidad de predecir los perfiles óptimos tanto de temperatura como de concentración del amoníaco. La expresiones que lo conforman se expresan a continuación.

Desarrollo del modelo.

El reactor a modelar, es un reactor compuesto de tres secciones de lecho catalítico empacado con catalizador tipo Edison-Montecatini, el cual esta compuesto básicamente de: Hierro metálico con metales alcalinos (Potasio, aluminio y magnesio), el hierro se encuentra presente como magnetita Fe_3O_4 , como se puede observar, éste catalizador moderno es muy parecido aquel desarrollado por la Cia. BASF en los albores de la síntesis. Por otra parte también se considera que el reactor utiliza un sistema de interenfriamiento entre cada lecho y evitar que la reacción que es demasiado exotérmica tienda a elevarse considerablemente entre lecho y lecho que ocasionan los problemas descritos en el capítulo IV. El diagrama esquemático del reactor se proporciona en la figura No. B-1.

La utilización del modelo heterogéneo unidimensional necesita establecer las siguientes suposiciones:

- La operación en el reactor debe de ser a régimen permanente.
- Considerar como despreciable la resistencia de la transferencia de calor entre las pastillas catalíticas y el fluido gaseoso.
- La dispersión del tipo axial no será considerada debido a las altas velocidades con las que se maneja el flujo gaseoso.
- Los gradientes térmicos y de concentración en la dirección radial serán consideradas como despreciables (shah 1967).
- Deberá considerarse una caída de presión a lo largo del reactor como mínima.

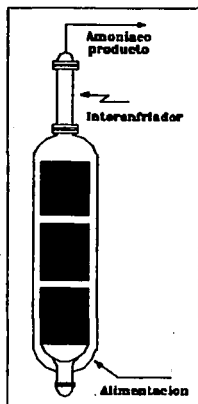


Figura No.B-1.- Esquema del convertidor de Amoníaco.

Cinética de la reacción.

El consumo de Hidrógeno en el reactor tomado como un elemento diferencial esta dado por la ecuación de Gaines (1977), la cual se define como:

$$F_{H_2} dX = r_{H_2} A_{lecho} dz \quad (B-1)$$

Donde: F = Flujo Másico de Hidrógeno en el lecho catalítico, lbmol / hr.

X = Fracción mol de hidrógeno convertido.

r_{H_2} = Velocidad de reacción, lbmol de H_2 / hr ft^3

A_{lecho} = Area de la sección transversal del reactor, ft^2

z = Longitud del lecho catalítico, ft.

Los gastos por componente en un punto cualquiera del reactor se pueden calcular a partir de los gastos de entrada. Las ecuaciones siguientes son utilizadas para efectuar los anteriores cálculos.

$$F_{H_2'} = F_{H_2} (1.0 - X) \quad (B-2)$$

$$F_{N_2'} = F_{N_2} - F_{H_2} (X / 3.0) \quad (B-3)$$

$$F_{NH_3'} = F_{NH_3} + 2.0 F_{H_2} (X / 2.0) \quad (B-4)$$

$$F_{CH_4'} = F_{CH_4} \quad (B-5)$$

$$F_{Argon'} = F_{Argon} \quad (B-6)$$

Donde : F_i' = Gasto del i-Componente en algun punto del lecho catalítico, lbmol/hr.

F_i = Gasto del i-Componente a la salida del lecho Catalítico, lbmol/hr.

Los valores de las constantes se han corregido en todos los casos para el estimado en las diferentes unidades.

Ecuaciones de fugacidad.

La fugacidad del componente i, esta dada por la relación:

$$f_i = \phi_i X_i P \quad (B-7)$$

Donde : ϕ = Coeficiente de fugacidad del componente i.

X_i = Fracción mol del componente i

P = Presión total.

Los coeficientes de fugacidad son calculados a partir de la ecuación proporcionada para tal efecto por Mahtouz 1985.

Velocidad de reacción.

La velocidad de reacción, r_{H_2} , establecido en las ecuaciones (B-1) y (B-5) se calcula a partir de la siguiente expresión propuesta por Temkin 1950.

$$r = 3K_2 \eta \left[K^2 a_{N_2} \left(\frac{a_{H_2}^3}{a_{NH_3}} \right)^\alpha - \left(\frac{a_{NH_3}^2}{a_{H_2}} \right)^{1-\alpha} \right] V \quad (B-8)$$

Donde: K_2 = Constante de velocidad para la reacción reversible, lbmol/hr-ft.

K_a = Constante de equilibrio.

η = Factor de efectividad.

a_i = Coeficiente de actividad de los componentes.

V = Actividad del catalizador.

α = Constante.

El valor de la constante α se fija entre los rangos de 0.5 y 0.75 para los estudios de simulación hechos por Nielsen (1968). Estos mismos valores fueron

utilizados por Dyson & Simon (1968) para sus trabajos en la obtención de la expresión para la constante de velocidad de reacción reversible, K_2 .

$$K_2 = 8.27898 E^{13} \text{ Exp } (- 40765.0 / RT) \quad (B-9)$$

B-

Donde: T = Temperatura referida en, °K

R = Constante del gas. 1.987 Btu/lbmol °K

Expresión para el factor de Efectividad

El factor de efectividad se define como la resistencia difusional que ocurre en la partícula catalítica del tipo industrial, la cual tiene un tamaño de 6 - 12 mm. El término Factor de efectividad se expresa como, η .

Dyson & Simon (1968), realizaron un derivación empírica de dicho factor que queda en función de: Temperatura, conversión del nitrógeno y presión. La ecuación está dada por:

$$\eta = b_0 + b_1 T + b_2 N + b_3 T^2 + b_4 N^2 + b_5 T^3 + b_6 N^3 \quad (B-10)$$

Donde: η = Factor de efectividad.

b = Constantes de Dyson & Simon.

N = Conversión del nitrógeno.

Se tiene la siguiente ecuación para la conversión del nitrógeno.

$$N = \frac{F_{NH_3}}{F_{NH_3} - 2F_{N_2}} \quad (B-11)$$

Las constantes b_0 , b_1 , b_2 , b_3 , b_4 , b_5 y b_6 de la ecuación (B-4) son proporcionadas por Dyson & Simon (1968), para diferentes presiones de operación, éstas se presentan en la Tabla No. B-1

Tabla No. B-1, Constantes de Dyson & Simon para el factor de efectividad

Constante	Presión (Atm)		
	150.0	225.0	300.0
b_0	-17.5391	8.2126	-4.8757
b_1	0.0769	0.0377	0.0235
b_2	6.9005	6.1901	4.6873
b_3	-1.082×10^{-4}	-5.3547×10^{-5}	-3.4633×10^{-5}
b_4	26.4246	-20.8696	-11.2803
b_5	4.927×10^{-8}	2.3791×10^{-8}	1.5408×10^{-8}
b_6	38.9373	27.8840	0.4663

Ecuaciones de Difusión.

Mahfouz 1985, propone las siguientes expresiones para la difusión del gas en la partícula catalítica.

$$D_{ie} = 1/2 \theta \cdot D_i \quad (B-12)$$

Donde: θ = Porosidad interpartícula.

D_i = Coeficiente total de Difusión del componente i.

Mahfouz establece que la porosidad interpartícula toma el valor de aproximadamente 0.52. El coeficiente de difusión a 0°C y 1 atm. esta dado por la siguiente expresión.

$$D_i^0 = \frac{1 - X_{ig}}{\sum_{j=1}^3 (X_j g / D_o j) - (X_{ig} / D_o i)} \quad i = 1, 3 \quad (B-13)$$

La corrección por temperatura y presión del coeficiente de difusión calculado por la ecuación (B-12), esta dado por la siguiente expresión.

$$D_i = D_i^0 \left(\frac{T}{273} \right)^{1.75} \left(\frac{1}{P} \right) \quad (B-14)$$

Donde: P = Atmosferas.

Expresión para la caída de Presión.

La caída de presión a través de la longitud total del convertidor es calculada mediante la expresión proporcionada por Peters & Timmerhaus (1968).

$$\Delta P = (L) \left(\frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right) \left(\frac{G^2}{d_p g c \rho_g} \right) \left[\frac{150 (1 - \epsilon) \mu_g}{d_p G} + 1.75 \right] \quad (B-15)$$

Donde: ΔP = Caída de presión, psia.

L = Longitud del reactor, ft.

ϵ = Espacio vacío entre partículas catalíticas.

G = Velocidad Máfica basada sobre el lecho vacío, lbm / hr ft²

d_p = Diámetro de la partícula catalítica, ft.

ρ_g = Densidad del gas, lbm / ft³

μ_g = Viscosidad del gas, lbf / ft - hr

g_c = Constante gravitacional, lbm ft / hr² lbf

Nielsen (1968), sugiere , que para tamaños de partícula de entre 2 a 5 mm se debe tomar como valor de espacio vacío entre partícula catalítica igual al valor de 0.45.

Expresión para el Tiempo de Residencia.

Temkin 1950; Adams & Conlincs 1953, mostraron que la conversión, X , pasando a través del reactor, tiende a incrementarse cuando son presentados aumentos, ya sean en la temperatura o en la presión, esto se representa en la Figura No. B-2, pero, por otro lado, ésta relación tiende a disminuir cuando se incrementa el espacio-velocidad, representado en la Figura No. B-3. El espacio-velocidad obtenido por unidad de volumen de catalizador es igual al tiempo de la conversión del espacio-velocidad, ver figura No. B-4, representado por la siguiente expresión.

$$Q = X V_s$$

Donde: Q = Cantidad obtenida de Amoníaco en función a la unidad de volumen de catalizador por unidad de tiempo.

X = Conversión pasando a través del reactor.

V_s = Espacio-velocidad en unidades de, moles por unidad de volumen de catalizador por unidades de tiempo.

El valor óptimo de V_s para un arreglo de condiciones de operación definidas, se puede determinar por datos experimentales.

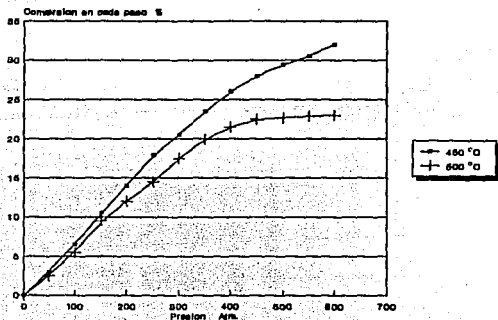


Figura No. B-2.- Efectos del espacio - velocidad sobre la efectividad del catalizador

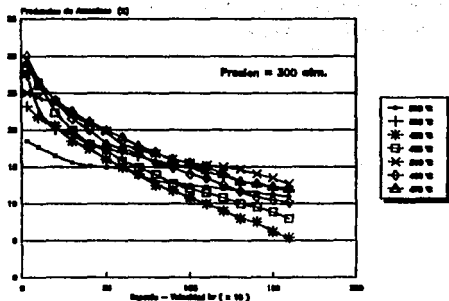


Figura No.B-3.- Efectos del espacio-velocidad sobre el contenido de amoníaco en el efluente que sale del convertidor de síntesis

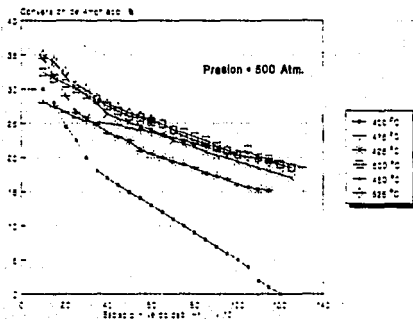


Figura No. B-4.- Efectos del espacio-velocidad sobre la conversión de amoníaco en el convertidor de síntesis

Por otro lado, Nielsen (1968) sugiere que el convertidor de amoníaco deberá ser operado a un espacio-velocidad de 15000 hr^{-1} . Definiéndose el espacio-velocidad como, el volumen de gas por unidad de tiempo bajo condiciones de temperatura y presión estándar también en función de la composición de la alimentación a la entrada dividido por la cantidad de catalizador. La cantidad de catalizador requerido se puede calcular a

partir del dato de espacio velocidad conocido así como de los flujos de entrada y a partir de este valor se puede calcular el diámetro ya que ahora todo se tiene en función de las longitudes de las secciones de los lechos catalíticos, así como en función de la cantidad de catalizador requerido para el flujo de alimentación.

La conversión, X , es determinada por la siguiente expresión:

$$X = \frac{Y - d}{1 - Y - 2d} \quad (B-16)$$

Donde: X = Moles de amoníaco producido por mol de gas que entra al convertidor.

Y = Fracción mol de amoníaco en el efluente.

d = Fracción mol de amoníaco en la alimentación del convertidor.

Expresiones para la Velocidad Intrínseca.

El espacio-Velocidad y tiempo de residencia en las ecuaciones (B-16) y (B-17), son equivalentes para la velocidad de reacción puesto que ésta usualmente se expresa en unidades de moles de nitrógeno por hora por unidad de volumen, el tiempo de residencia se puede expresar en términos de unidad de volumen de nitrógeno por segundo por unidad de volumen de catalizador a condiciones estándar, es decir, a 0°C y 1 atm. ó también como el tiempo de contacto, en términos de volumen de nitrógeno por hora por unidad de volumen de catalizador a condiciones de la reacción, en cualquier caso, éste tiempo de contacto tiene amplia relación con el tiempo de residencia de acuerdo a la expresión:

$$\text{Tiempo de Contacto} = \frac{3600}{\text{Tiempo de residencia } (Z) (T) / 273 (P)} \quad (B-17)$$

Donde: Z = Factor de compresibilidad.

T = Temperatura en $^\circ\text{K}$.

P = Presión en atm.

La expresión correspondiente para la velocidad de reacción se tomará dentro de los valores de temperatura, presión, composición del gas reaccionante y de la composición del gas en el equilibrio. Esta expresión (B-17) fué desarrollada por Temkin et al. 1940, tomándose como base para el diseño de todas las plantas de amoníaco.

La primera ecuación cinética de forma general aceptada con operaciones reales esta soportada en la suposición de que la etapa controlante de la velocidad en la reacción total es la adsorción del nitrógeno sobre la superficie irregular de la pastilla catalítica, generalmente es medida en m^2 por gramo de catalizador, o también se puede expresar en grmol del gas nitrógeno por unidad de volumen del catalizador.

La suposición anterior conduce a la siguiente ecuación que es ampliamente usada para el cálculo de la velocidad de reacción "intrínseca"

$$W = K_2 \left\{ K_p P_{N_2} \frac{P_{H_2}^3}{P_{NH_3}^2} - \frac{P_{NH_3}^2}{P_{H_2}^2} \right\}^{1/2} \quad (B-18)$$

Donde: W = Velocidad de la reacción.

K_p = Constante de equilibrio para la reacción $N_2 + 3 H_2 \longrightarrow 2 NH_3$

P = Presión parcial (o coeficiente de actividad) para el componente indicado por el subíndice.

α = Constante con valores de entre 0 y 1.

K_2 = Valor proporcionado por la siguiente ecuación

$$K_2 = K_{2(0)} \exp - \left\{ \left(\frac{\Delta E_{K_2}}{R} \right) \cdot \frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right\} \quad (B-19)$$

Donde: R = Constante universal de los gases.

T = Temperatura absoluta.

ΔE_{K_2} = Energía de activación para la reacción a 38.0 Kcal / mol

La mayoría de los convertidores industriales de amoníaco se han diseñado con la ecuación (B-19) tomando el valor de 0.5 para α tal como lo recomienda Temkin et al. Sin embargo Nielsen indica que resultados del análisis del al ecuación de Temkin tenían un mejor comportamiento tomando un valor de $\alpha = 0.75$.

Por otra parte, cuando las concentraciones del amoníaco se aproximan a cero, la ecuación (B-19) no es aplicable ya que, W , se aproximaría al infinito, para corregir esa situación de dilución del amoníaco, la velocidad, W , es determinada por la siguiente relación de Temkin et al.

$$W = K P \alpha H_2 P(1-\alpha) N_2 \quad (B-20)$$

La expresión de velocidad para la primera molécula de hidrógeno que es absorbida por el nitrógeno propuesta por Temkin et al. es la siguiente.

$$W = \frac{K^* P(1-\alpha) N_2 \left\{ 1 - \frac{P^2 NH_3}{K_p P N_2 P^3 H_2} \right\}}{\left\{ \frac{1}{P H_2} + \frac{1}{K_p} \cdot \frac{P^2 NH_3}{P N_2 P^3 H_2} \right\} \alpha \left\{ 1 + \frac{1}{P H_2} \right\}^{1-\alpha}} \quad (B-21)$$

En el cual:

$$K^* = k^*_{(0)} \exp - \left\{ \frac{\Delta E_{K^*}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right\} \quad (B-22)$$

También:

$$I = I_0 \exp - \left\{ \frac{\Delta E_I}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right\} \quad (B-23)$$

Cuando la reacción se aproxima al equilibrio la reacción (B-21) queda de la siguiente forma:

$$K_2 = \frac{K^*}{K(1-\alpha)^p} \quad (B-24)$$

y si K^* es independiente de la presión, entonces la ecuación (B-24) sugiere la dependencia de K_2 con respecto a la presión a través del factor $K(1-\alpha)^p$.

La mejor aproximación de los cálculos con valores experimentales se localizó para valores de la energía de activación ΔE_k de 26.455 Kcal / mol y valores iguales a 0.465 los cuales no difieren en mucho con los valores proporcionados por Temkin et al. que corresponden a ΔE_k de 25.0 Kcal / mol y $\alpha = 0.5$.

La energía de activación ΔE_{k2} de K_2 se puede predecir de acuerdo a la siguiente expresión.

$$\Delta E_{k2} = \Delta E_{k1} + (1 - \alpha) \Delta H_R \quad (B-25)$$

Donde : ΔH_R = Calor de reacción, siendo igual a:

$$- R T^2 \left(\frac{\delta \ln K_D}{\delta T} \right)_P = 26.5 \text{ Kcal / mol}$$

Entonces $E_{k2} = 26.5 + 13.9 = 40.0$ Kcal / mol valor que corresponde aproximadamente a los 38 Kcal / mol inicialmente reportados.

Por otra parte Lifschitz & Sidorou, 1947, determinaron experimentalmente una buena producción de amoníaco utilizando un catalizador de $Fe-Al_2O_3-K_2O$ similar al desarrollado en los inicios de la síntesis, los experimentos se desarrollaron a presiones que van desde 10 hasta 500 atm y temperaturas de 425 hasta 525 °C, utilizando valores de 0.5 para la constante.

Nielsen, Kjaer & Hansen (1964), tampoco encontraron variaciones en sus investigaciones en variaciones con respecto a la constante de velocidad realizando corridas a diferentes presiones que van desde 150 hasta 310 atm. De igual forma Nielsen et al. desarrollaron un arreglo de ecuaciones generales con la finalidad de realizar derivaciones a la constante de velocidad a partir de datos de producción reales del convertidor o por cálculos de velocidad obtenidos a partir de las constantes de velocidad tales como:

$$W = \frac{K^0_2 \{ a_{N_2} K^2_3 - a^2_{NH_3} / a^3_{H_2} \}}{N N} \quad (B-26)$$

$$\text{Con: } N N = (1 + K_3 a_{NH_3} / a_{H_2} W)^2 \alpha \quad (B-27)$$

En las anteriores ecuaciones las constantes de actividad, a_{H_2} , a_{NH_3} y a_{N_2} pueden ser sustituidas por presiones parciales. La constante de velocidad K^0_2 y la constante de equilibrio de la adsorción K_3 son funciones de la temperatura, éstas se pueden reemplazar por las siguientes expresiones.

$$K^0_2 = K_{20} \text{ Exp } (-E_2 / RT) \quad (B-28)$$

$$K_3 = K_{30} \text{ Exp } (-E_3 / RT) \quad (B-29)$$

Constante de equilibrio para la reacción de síntesis.

Los valores para la constante de equilibrio K_p en las ecuaciones (B-28) y (B-29), son proporcionadas por estudios termodinámicos. De acuerdo al principio de LeChatelier, el equilibrio de la reacción de la síntesis del amoníaco.



se podrá desplazar hacia el lado derecho de la reacción en base a un incremento de la presión y un disminución de la temperatura, ver figura No. B-5. Este principio es confirmado por los porcentajes mol de amoníaco a condiciones de equilibrio, donde las constantes son calculadas mediante la siguiente ecuación.

$$\frac{1}{K_p} = \frac{P_{\text{N}_2} \cdot P_{\text{H}_2}^3}{P_{\text{NH}_3}^2} \quad (\text{B-30})$$

Donde : K_p = Constante de equilibrio.

P = Presión atmosférica para el componente indicado.

Larsen & Dodge sugieren la siguiente correlación empírica para ajustes de la constante de equilibrio con respecto a variaciones de la temperatura.

$$\text{Log } K_p^{1/2} = -2074.8 T^{-1} + 2.4943 \text{ Log } T + \beta T - 1.9564 \times 10^{-7} T^2 + I \quad (\text{B-31})$$

Los coeficientes β e I tienen variaciones con respecto a la presión tal como se indican en la tabla No. B-II .

Tabla No. B-II , Valores de β e I para el ajuste de la constante de equilibrio.

Presión (Atm)	β	I
10	0.0000	- 1993
30	0.3400×10^{-5}	- 2021
50	1.2560×10^{-4}	- 2090
100	1.2560×10^{-4}	- 2113
300	1.2560×10^{-4}	- 2206
600	1.0850×10^{-3}	- 3059
1000	2.6830×10^{-3}	- 4473

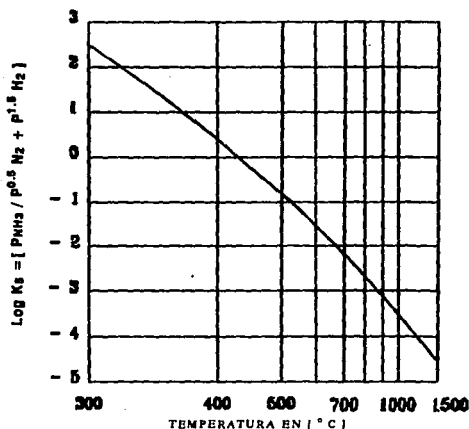


Figura No.B-5 ,Gráfica de la constante de equilibrio para la síntesis del amoníaco

Balace de masa para la alimentación gaseosa.

Un balace molar diferencial para el nitrógeno en le lecho catalítico esta dado por la siguiente expresión.

$$\frac{dz}{dV} = \frac{\eta \text{ RNH}_3 (X, P, T)}{2 F^{\circ} \text{N}_2} \quad (\text{B-32})$$

Donde: z = Conversión fraccional del nitrógeno.

V = Volumen del lecho catalítico, m^3

η = Factor de efectividad.

$F^{\circ} \text{N}_2$ = Razón de flujo molar inicial del nitrógeno en Kg/mol/hr.

La conversión fraccional del nitrógeno en cualquier sección transversal del lecho catalítico se puede definir como:

$$z = \frac{\text{Flujo molar de N}_2 \text{ a la entrada} - \text{Flujo molar de N}_2 \text{ en la secc. transv.}}{\text{Flujo molar de N}_2 \text{ a la entrada}} \quad (\text{B-33})$$

Todas las fracciones mol se pueden expresar en términos de la fracción mol del lecho catalítico y de la conversión fraccional del nitrógeno.

Balance energético.

El balance de energía para un elemento diferencial del lecho catalítico es proporcionado por la siguiente expresión.

$$\frac{dT}{dV} = \frac{(\Delta H_R) R_{NH_3}(z, T, P)}{m C_{p_{mez}}} \quad (B-34)$$

Donde: ΔH_R = Calor de reacción, J / Kmol de NH_3

m = Razón de flujo másico total, Kg / hr.

$C_{p_{mez}}$ = Calor específico de la mezcla gaseosa reaccionante J/Kg °K

Expresiones para los calores de reacción.

Nielsen et al. obtienen los siguientes valores de calores de reacción para el amoníaco a una presión de 100 atm y temperaturas de 500 °C teniéndose:



El calor generado por la reacción en cualquier elemento diferencial del reactor se puede calcular de la siguiente forma:

$$dQ = -2/3 \Delta H_R F_{H_2} dX \quad (B-36)$$

Donde: Q = Calor generado en Btu.

ΔH_R = Calor de reacción a 25 °C, Btu / lbmol de amoníaco.

El calor de reacción corregido para el calor de mezclado se calcula a partir de la ecuación desarrollada por Gaines (1977) la cual esta basada en datos presentados por Kazarnovskii (1945).

$$\Delta H_R = -23840.57 + (P - 300.0) \{ 1.08 + (P - 300.0) [0.01305 + (P - 300.0) [0.83502 \times 10^{-8} + (P - 300.0)(0.65934 \times 10^{-7})]] \} + 4.6 (1391.0 - T) \quad (B-37)$$

El calor de reacción primeramente es elevado a la temperatura de la mezcla de reacción. El incremento de temperatura puede ser calculado a partir de la siguiente expresión.

$$dQ = - m C_p dT \quad (B-38)$$

Donde : m = Moles totales de mezcla , lbmol.

C_p = Capacidad calorífica de la mezcla, Btu/lbmol.

El calor de formación ΔH_f varía con la temperatura de acuerdo con la siguiente relación.

$$\Delta H_f = - 9130 - 7.46 T + 3.69 \times 10^{-3} T^2 - 4.7 \times 10^{-7} T^3 \quad (B-39)$$

Donde : ΔH_f = Calor de formación, Cal / gmol.

T = Temperatura $^{\circ}K$

Cuando se tienen variaciones tanto en las presiones como en la temperaturas Gillespie & Beattler (1925) desarrollan el ajuste de ΔH_f quedando la siguiente expresión.

$$\Delta H = P (0.54526 + 840.609 T^{-1} + 4.5973 \times 10^{-5} T^{-3}) \\ - 5.34685 T - 2.525 \times 10^{-4} T^2 + 1.6916 \times 10^{-6} T^3 - 9157.09 \quad (B-40)$$

Donde : P = Presión en atm.

T = Temperatura en $^{\circ}K$

APENDICE C.

APENDICE C. TECNICAS DE SIMULACION Y OPTIMIZACION DE PROCESOS

Introducción.

El comportamiento de una unidad de un proceso químico que opere en un régimen en estado estable puede ser representado por medio de un arreglo matemático de ecuaciones, que implica el uso de: Balances de materia y energía, ecuaciones que relacionan el equilibrio físico y químico del proceso, ecuaciones de propiedades termodinámicas y algunas expresiones propias de la unidad, como por ejemplo, ecuaciones de velocidad cinética cuando el problema es relacionado con un reactor químico, Himmelblaw et al. (1969), Reklaitis et al. (1983).

Desde hace varios años se han realizado innumerables estudios para tratar de optimizar diversas partes del proceso, sin una integración total de este, solo se ha realizado sobre algunos módulos por separado, algunos de los trabajos son: Berneson et al 1970, simularon y optimizaron el horno de pirólisis, absorbedores y agotadores por Umeda & Ichikawa (1971) y los sistemas de destilación torre-condensador por Zelnik et al. (1962). Más reciente se ha tratado de establecer estudios de optimización de la planta en su totalidad tal como lo propuesto por Chen & Stadtherr (1985), Kontopoulos et al. (1990), J. Koninckx (1988), G. D. Martin et al. (1981) y los estudios realizados por Jinkerson & Gaddy (1979).

En la resolución del problema de la optimización se involucra un problema básico: la resolución de un problema de programación no lineal. En este punto es importante hacer una revisión de otros procesos de optimización que hayan sido simulados y optimizados resolviendo problemas de programación no lineal. En particular, se ha observado que el algoritmo de programación no lineal (SQP) desarrollado por Wilson (1963), mejorado por Han (1976 y 1977) y más recientemente implementado por Powell (1978 a,b,c) ha tenido una buena efectividad para la resolución del problema de programación, el algoritmo se expone en los siguientes incisos.

Las variables que son necesarias adicionar al bloque de las anteriores ecuaciones y que incluyen variables relacionadas con corrientes que entran ó salen de una unidad en particular (interconexiones entre unidades de proceso) son: flujos másicos de cada componente, temperatura, presión, entalpía, entropía, constantes de equilibrio, coeficientes de fugacidad, parámetros definidos del equipo, así como, algunas variables internas de la unidad (como por ejemplo, para una columna de destilación en cascada es necesario adicionar: perfiles de composición y temperatura de operación), Richard (1987), Hussain (1986).

Los grados de libertad de cada unidad son complementados mediante la especificación de condiciones de la alimentación que entra a la unidad y de ciertos parámetros de operación del equipo.

El problema de simulación de un proceso implica la resolución de todas las ecuaciones anteriormente descritas para la totalidad de unidades que comprenda el proceso químico en conjunto con las ecuaciones de corrientes de interconexión entre unidades y corrientes de recirculación, este conjunto de ecuaciones y variables se representa en forma simplificada como:

$$R \cdot (u, p, w) = 0 \quad (C-1)$$

Donde: R = Total de ecuaciones del proceso y ecuaciones de interconexión.

u = Variables de todas las corrientes de proceso.

p = Parámetros de equipo de todas las unidades que intervienen en el proceso.

w = Variables internas de las unidades incluyendo a las propiedades físicas.

Los grados de libertad para la totalidad del proceso se complementan mediante la especificación de la composición y condiciones termodinámicas de las corrientes de alimentación, así como, por algunos parámetros del equipo, quedando la expresión simplificada como:

$$\begin{aligned} p &= \text{Valor} \\ u &= \text{Valor} \end{aligned} \quad (C-2)$$

Realizando una combinación entre las ecuaciones (C-2) y (C-3), se obtiene:

$$R(u, p, w) = 0 \quad (C-3)$$

La ecuación (C-3), debe resolverse por medio de las variables de las corrientes restantes y por variables internas de las unidades.

Las anteriores expresiones complementan en forma simplificada el problema de simulación.

El problema de simulación con la totalidad de ecuaciones integradas se puede resolver por varios caminos los cuales se describen a continuación en forma breve.

Simulación Orientada a Ecuaciones.

Esta técnica emplea el método de resolución simultánea para el problema de simulación, en especial para encontrar la solución del bloque de ecuaciones (C-3) empleando algunas técnicas matemáticas eficientes para ese propósito, tales como el método de Newton-Raphson, resultando ser muy eficiente por esta característica.

Todos los simuladores que contienen esta característica y arquitectura usualmente son llamados " Simuladores Basados en Ecuaciones " ó " Simuladores Orientados a Ecuaciones ". En este caso, las ecuaciones modelo para la unidad de proceso, ecuaciones de interconexión y especificaciones son tratadas como una misma parte de un sistema bastante largo de ecuaciones no lineales, las cuales deben ser resueltas simultáneamente. Stadtherr, et al. (1982), proponen que las ecuaciones

modelo para las propiedades físicas se pueden incluir en el sistema de ecuaciones ó que se pueden manejar en forma externa en subrutinas. También se cuenta con la opción de escoger para las ecuaciones de interconexión manejarse en forma explícita ó implícita, resultando para cualquiera de los casos que se debe encontrar la solución de un muy largo sistema de ecuaciones dispersas no lineales. La ventaja más importante de los simuladores que presentan esta arquitectura y que puede resolver todo el bloque de ecuaciones en forma simultánea es la referente a que se pueden evitar la adición de circuitos de iteración anidados, teniéndose entonces que las especificaciones de diseño se transforman en simples ecuaciones situándose fuera del sistema, lo que repercute que sean fáciles de manejarse. Por otra parte las ecuaciones simultáneas pueden usarse como restricciones para un problema de programación no lineal generalizado, siendo esta aproximación de un gran potencial para un procedimiento de optimización Berna et al. (1980).

Sin embargo, esta técnica posee un gran número de problemas que lo hacen poco atractivo para llevar a cabo procedimientos de simulación a nivel industrial, algunas de las desventajas se presentan a continuación. El primer problema es el relacionado con el procedimiento de solución de las ecuaciones, ya que cuando se utilizan métodos de solución como los de Newton-Raphson es necesario introducir buenos valores como estimados iniciales de las variables que puedan garantizar la convergencia, dichos estimados muchas veces no son posibles de suministrarse, principalmente cuando se plantea la creación de un proceso nuevo, esto representa una seria desventaja para este método.

Probablemente el problema más importante con los simuladores orientados a ecuaciones es el relacionado con las ecuaciones para la simulación de procesos (C-3), debido principalmente a su estabilidad para obtener buenos resultados. Como por ejemplo, las ecuaciones para las propiedades físicas normalmente ofrecen discontinuidades cuando ocurre un cambio de fase, líquido a vapor o viceversa. Estas pueden causar serios problemas numéricos e inestabilidad en los algoritmos de solución de las ecuaciones. Este tipo de problemas limita a la técnica orientada a ecuaciones al manejo de propiedades físicas de comportamiento ideal ó del tipo correlación. Las ecuaciones de estado de rango amplio y otras relaciones de propiedades físicas no son comúnmente implementadas para trabajar con este simulador.

Un inconveniente adicional al anterior problema, es el referente al caso donde se contempla un cambio de fase, lo que puede ocasionar que la convergencia no presente una solución correcta. Por ejemplo, en una simulación de un tanque de separación súbita con cambio de fase, el algoritmo puede direccionar y seleccionar condiciones para el producto separador donde pueda ser ya sea todo vapor ó todo líquido, resultando una convergencia errónea ya que se usaron las ecuaciones para un separador súbito de una sola fase en lugar de que la búsqueda se hubiese direccionada hacia la convergencia de dos fases, siendo esto último la solución adecuada para el problema de solución.

Este caso puede incurrir en más errores cuando el problema se extiende hacia la simulación de una columna de destilación donde existe la posibilidad de que se presenten dos fases líquidas en algunos platos y en otros no, en este punto quizá sea

necesario la utilización de algunas reglas heurísticas que puedan ayudar a obtener la convergencia y lo más importante que se llegue hacia la solución correcta. Sin embargo, este tipo de reglas son muy dificultosas para adicionarse en este simulador ó también debido a que las ecuaciones para el problema de simulación tengan que resolverse en conjunto con todas las ecuaciones de simulación de un proceso resulta extremadamente dificultoso diagnosticar cuando el problema ocurre.

Esta serie de problemas obligan a ser precavidos en la selección de esta técnica cuando se requiera establecer una solución de problemas de simulación de procesos químicos, principalmente cuando se plantea un diseño a nivel industrial. Sin embargo, en la actualidad muchas investigaciones de diversas Universidades están tratando de minimizar estas dificultades. Algunos de los programas que contienen esta arquitectura son: Ascend-II, Locke et al. (1981) y Speed-Up, Gupta et al. (1984).

Simulación Modular Secuencial.

Uno de los principios fundamentales que existieron para la creación de este tipo de simulador fue la de unir toda una serie de programas o módulos que se habían realizado en su forma original para modelar piezas individuales de equipo. En base a lo anterior, este tipo de simulador tiene una estructura seccionada, Recklitis (1983), es decir que las ecuaciones (C-01), son particionadas y resueltas en subelamentos.

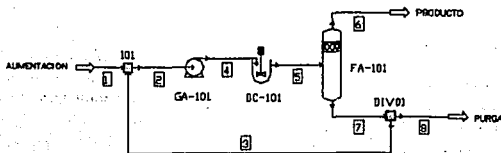


Figura No. C-01.- Esquema de un circuito de proceso

Por lo tanto, las ecuaciones para cada unidad en un proceso son resueltas separadamente, cada módulo calcula las condiciones termodinámicas y de composición de todas aquellas corrientes de salida, obteniéndose la misma información para aquellas

de entrada, así como, las condiciones de operación para una unidad en particular de un proceso químico. Esto equivale a que las corrientes de salida sean las corrientes de entrada de una unidad próxima en un diagrama de flujo de proceso. La secuencia de cálculo sigue esencialmente el flujo del balance de materia a través del proceso. Los cálculos para las ecuaciones de una unidad pueden contener diversos niveles de iteración, como por ejemplo, iteraciones para el cálculo de propiedades físicas anidadas dentro las iteraciones que resuelven las condiciones de las corrientes de salida.

En este tipo de simuladores las reglas heurísticas pueden ser utilizadas para generar las suposiciones iniciales para ayudar a la convergencia, aquí no existe mucha dificultad para poderse implementar. Por otro lado, el problema existente de discontinuidades o cambios de fase se pueden manejar con propiedad dentro de los algoritmos de solución para la unidad especificada. Con referencia al problema de los cálculos de un evaporador súbito que maneje dos fases, en esta técnica se tiene la opción de realizar cálculos para una sola fase y efectuar una regresión para llevar a cabo el cálculo en dos fases.

Otra ventaja importante presentada en esta técnica es la referente a la detección de fallas en la simulación, esto es; si un problema que se este simulando falla debido a problemas numéricos o a problemas causados por datos alimentados incorrectos o no probados, se cuenta con la posibilidad de diagnosticar la causa de la falla. Como por ejemplo, si se tienen problemas para la resolución de las ecuaciones de un separador súbito de etapa simple debido a que se alimentaron datos incorrectos de la entalpia en la especificación de uno de los componentes, el error se presentará dentro del modulo que modela a la unidad separador súbito. Los simuladores actualizados cuentan con la opción de diagnosticar la causa de la falla. Por el contrario si este mismo problema se presentará dentro de una simulador Orientado a Ecuaciones, la matriz del Jacobiano de las ecuaciones (C-1) se puede transformar en singular, ocasionando que sea muy difícil diagnosticar la causa del problema.

Un ejemplo de esta técnica se presenta en la figura No.C-01, los reactantes son alimentados dentro de una reactor agitado mecánicamente donde se produce el producto deseado y una serie de subproductos. Un separador súbito separa el producto principal de los subproductos retornando material no reaccionado a un mezclador donde se mezcla con alimentación fresca, parte de la recirculación es pulgada para prevenir excesos de subproductos.

Para resolver el anterior problema en una simulador modular secuencial, es necesario que las variables de una de las corrientes (condiciones termodinámicas y de composición) deben ser supuestas en tanto se iteran las restantes; todo este procedimiento usualmente se conoce como " convergencia de una corriente "

En esta técnica de simulación no se utiliza el método de Newton- Raphson para la resolución de las ecuaciones (C-1), tal como ocurre en los Simuladores Orientados a ecuaciones, debido a la cantidad excesiva de tiempo de computo que consume, principalmente cuando se efectúa el cálculo de las derivadas (estas deben ser

calculadas por diferencias finitas), en su lugar, se aplica el método Quasi-Newton de Broyden (Broyden and More 1977) para encontrar el problema de convergencia.

El método de Broyden se puede resumir en la siguiente fórmula:

$$Y^{k+1} = Y^k - J_h(Y^k) \quad (C-4)$$

Donde J = Matriz de convergencia.

Los Simuladores Modulares Secuenciales contienen dentro de su arquitectura métodos de aceleración para la convergencia, utilizando en particular el método de Wegstein 1958. El método Wegstein, prevé dos suposiciones y calcula los valores de las variables que serán usadas para calcular las nuevas suposiciones, las ecuaciones que describen el método son:

$$Y^{k+1} = (1.0 - q) \cdot Y^k + q \cdot G(Y^k) \quad (C-5)$$

Donde:

$$q = 1.0 / s - 1.0$$

$$s = \frac{G(Y^k) - G(Y^{k-1})}{Y^k - Y^{k-1}} \quad (C-6)$$

La simulación Modular Secuencial también tiene algunas desventajas, siendo la principal la referente a la gran cantidad de tiempo de computo que requiere para resolver los extensos problemas de simulación. Cada circuito del diagrama de flujo puede introducir nuevos niveles de iteración. No obstante que los métodos de Wegstein o los de Broyden pueden hacer la convergencia de todas las corrientes divididas en forma simultánea, muchas veces es necesario que ciertos circuitos de iteración anidados tengan que resolverse en forma separada cuando se tienen grandes recirculaciones de información en conjunto con el problema de simulación restringido.

Pero a pesar de esta desventaja, la gran mayoría de simuladores actualizados contienen una Arquitectura Modular Secuencial. Algunos simuladores tales como ASPEN PLUS (Gallier et al. 1980), DESIGN-2000, FLOWTRAN (Seader et al. 1987) y PROCESS (Brannock et al. 1979), están estructurados para el manejo y solución de grandes problemas de simulación y optimización de procesos Químicos compensando en gran medida la anterior desventaja.

Simulación Modular Simultánea.

El tercer tipo de Simulador es el llamado de doble partición o Simulador Modular Simultáneo, el cual tiene la particularidad de ser un híbrido de los simuladores Orientado a Ecuaciones y Simulador Modular Simultáneo. (Jirapongphan 1980, Pierucci 1982, Treviño-Lozano 1985. El Simulador Modular Simultáneo utiliza los módulos rigurosos de las operaciones unitarias del Simulador Modular Secuencial para la generación de parámetros que se puedan trabajar como un arreglo simplificado de

ecuaciones (modelo local), basado sobre una solución de las ecuaciones rigurosas de los valores actualizados de las variables.

Este arreglo de ecuaciones conserva un mejor comportamiento que las ecuaciones de arreglo complejo (ecuaciones rigurosas), como por ejemplo, para este caso no se tendrán discontinuidades, por lo tanto, el arreglo simple es de una magnitud menor que el arreglo de ecuaciones complejas, observándose con mejor claridad cuando se tiene el caso de columnas de separación en cascada.

Esta técnica también se mejora para el arreglo de las propiedades físicas, ya que también se emplea un sistema simplificado. Para la solución de las ecuaciones se emplea el método Orientado a Ecuaciones dentro de su circuito de iteración interno, completando la razón de por que se dice que Simulador Modular Simultáneo es un Híbrido. Los Simuladores Modulares Simultáneos, poseen una extensión del algoritmo de doble partición " Interno - Externo " propuesto por Boston And Sullivan 1974, el cual fue usado por Boston And Britt 1978 para los cálculos de un separador súbito de etapa simple y por Boston 1979, para cálculos de columnas de destilación.

El simulador posee algunas ventajas sobre los anteriores descritos en los incisos, con relación a lo siguiente: puesto que el bloque de ecuaciones se puede resolver de una forma global (dentro del circuito de iteración interno), razón por la cual el Simulador Modular Simultáneo puede ser más rápido que el Simulador Modular Secuencial. En 1985 Treviño-Lozano, demostro que la eficiencia relativa de un Simulador Modular Simultáneo con respecto al Simulador Modular Secuencial se incrementa conforme se aumenta la complejidad del proceso Químico, por otro lado, la resolución de las ecuaciones dentro del circuito de iteración interno por el método Orientado a Ecuaciones evita los problemas de la Arquitectura original del Simulador Orientado a Ecuaciones debido a la estructuración del modelo simple y los problemas de inicialización que están presentes en el modelo original se resuelven mediante la ejecución de diversos pasos por el Simulador Modular Secuencial dentro de los módulos rigurosos estructurados para las operaciones unitarias.

Este simulador promete amplia aplicabilidad en un futuro cercano, ya que se estima que tendrá más eficiencia que el Simulador Modular Secuencial, pero para esto se tiene que trabajar para corregir los problemas que son inherentes del Simulador Orientado a Ecuaciones. Treviño-Lozano (1985), proporciona una descripción completa de la forma de realizar una modificación a la estructura de un Modular Secuencial a un Modular Simultáneo, empleando la cantidad de Software ya desarrollado para el Simulador Modular Secuencial, quedando pendiente para un futuro cercano el desarrollo de modelos simples no lineales para la totalidad de las unidades existentes contenidas en un Simulador Modular Secuencial. En tanto no se corrija esto último, el Simulador Modular Simultáneo queda limitado para trabajar en forma global cualquier tipo de problema de simulación en la Ingeniería Química.

APENDICE D.

Balance de Materia y de Energía

TABLA No.D-1.- Comparación de resultados del Balance de LUMMUS CO. y resultados obtenidos por medio de Simulador General de Procesos Comercial CHEMCAD Ver. 2.4 Y 2.5 (1992) CHEMSTATION, INC. Para la planta de Etileno < < Simulación Modular Secuencial > > (Unidades de Proceso No Optimizadas Térmicamente)

SISTEMA: Sección de Reacción (Horno de Pirólisis)

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR.No.	101	1	102	8	109	7	111	9	112	10
CONDICION										
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000	520.0000	520.0000	240.1000	270.7960	1533.0000	1533.0000
PRESION (Pala)	344.7000	344.7000	130.7000	130.7000	289.70000	289.7000	85.2000	85.2000	30.0000	30.0000
ENTALPIA (MM Btu / Hr)	- - - -	81.6500	- - - -	34.4903	- - - -	- - - -	- - - -	218.3390	- - - -	594.5333
PESO MOLECULAR	30.3500	30.3485	30.0500	30.0599	18.0200	18.0200	26.1400	23.9781	19.1700	19.1714
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	2.1280	2.1810	0.6830	0.6972	0.5340	0.5848	0.3050	0.3080	0.0270	0.0270
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0107	0.0108	0.0097	0.0100	0.0194	0.0194	0.0113	0.0130	0.0288	0.0323
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	5978.8008	5978.8000	3861.5900	3861.5900	4954.5000	4954.5000	14795.9100	14795.9100	20181.7000	20181.7000
FLUJOS EN (Lbmol / Hr)										
HIPOGÉMO	119.8780	119.8800	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	8073.6783	5073.7000
METANO	5620.0720	5600.8000	3819.1128	3819.1000	0.0000	0.0000	31.0702	119.8800	1039.3575	1039.4000
ETANO	327.3880	237.3400	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	8934.1364	8319.6000	3792.1414	3792.1000
PROPANO	0.0000	119.5800	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	236.7259	237.3800	28.2543	28.2540
N - BUTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	119.5800	14.1271	14.1270

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	101	1	102	8	109	7	111	9	112	10
CONDICION										
1 - BUTENO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	12.1090	12.1090
1,3 - BUTADIENO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	84.5814	84.5810
N - PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	14.1271	14.1270
N - HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	26.2382	26.2380
MONOXIDO DE CARBONO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	84.5814	84.5810
ETILENO	0.0000	0.0000	38.6159	38.6160	0.0000	0.0000	38.4678	38.6160	5029.2798	5031.3000
PROPILENO	0.0000	0.0000	3.8815	3.8816	0.0000	0.0000	4.4388	3.8816	104.448	104.9409
DIOXIDO DE CARBONO	1.7938	1.7938	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.4798	1.7938	10.0908	10.0910
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4954.5000	4954.5000	4954.5000	4954.5000	4977.9168	4975.9000
ACETILENO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	30.2725	30.2720

SISTEMA: COLUMNA APAGADORA DE REACCION (TORRE DE QUENCH)

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	115	11	116	12	S / N	13	907	86	908	85
CONDICION										
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (° F)	600.0000	600.0000	110.0000	105.1330	175.0000	174.8400	105.0000	130.0000	130.000	105.0000
PRESION (Psla)	28.0000	28.0000	23.50000	28.0000	24.8000	28.0000	88.0000	25.0000	71.5000	28.0000
ENTALPIA (MM Btu / Hr)	- - - -	301.2680	- - -	147.5030	- - -	1516.5400	- - -	398.0880	- - -	672.2350
PESO MOLECULAR	19.1700	19.1714	19.4400	19.4678	18.0200	18.0205	18.0200	18.0200	18.0200	18.0200
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.0440	0.0438	0.0750	0.0838	61.0000	58.4900	60.9100	58.9800	61.5500	60.8300
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.03600	0.3876	0.0490	0.5168	0.6900	0.5590

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No	115	11	116	12	8 / N	13	907	86	908	85
CONDICION										
VISCOSIDAD VAP (Co)	0.0178	0.0181	0.0189	0.0187	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb M. Hr)	20181.7000	20181.7000	16185.7700	18987.8000	182788.930	183000.000	73688.9400	73688.9400	118118.200	118118.200
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
HIDROGENO	5073.7000	5073.7000	5058.0531	5072.8100	0.0000	0.8885	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METANO	1039.4000	1039.4000	1038.1284	1039.1200	0.0000	0.2782	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETANO	3792.1000	3772.1000	3792.3259	3792.0800	0.0000	0.0164	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	28.2540	28.2540	27.5158	28.1821	0.0000	0.0918	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N - BUTANO	14.1270	14.1270	12.9480	14.0843	0.0000	0.0427	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I - BUTENO	12.1090	12.1090	12.9486	12.0666	0.0000	0.0423	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I,3 - BUTADIENO	84.5810	84.5810	84.7430	84.3024	0.0000	0.2786	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N - PENTANO	14.1270	14.1270	14.5871	14.0851	0.4112	0.0418	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	26.2300	26.2300	26.8972	26.1719	6.9047	0.0641	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MONOXIDO DE CARBONO	84.5810	84.5810	84.7430	84.5707	0.0000	0.0103	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETILENO	5031.3000	5031.3000	5030.5373	5027.0700	192797.800	4.2282	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPILENO	104.9400	104.9400	105.2075	104.5820	0.0000	0.3884	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
DIOXIDO DE CARBONO	10.0810	10.0810	8.7514	10.0737	0.0000	0.0172	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	4875.9000	4875.9000	882.1244	881.8910	192797.800	192980.000	73688.9400	73688.9400	118118.200	118118.200
	30.2720	30.2720	28.1343	28.0146	0.0000	3.8534	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
NUM. ETAPAS DE COLUMNA	14.00	14.00
DIAMETRO DE COLUMNA	17.6 FT	18.6 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	5.0	5.0

SISTEMA : SECCION DE COMPRESION (1o. ETAPA)

	LUMBUS CO.	SEBUACION CHENCAD	LUMBUS CO.	SEBUACION CHENCAD	LUMBUS CO.	SEBUACION CHENCAD	LUMBUS CO.	SEBUACION CHENCAD
CORR. No.	203	14	204	16	205	18	207	22
CONDICION								
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	110.0000	109.0000	110.0000	110.0000	242.3000	240.8400	110.0000	88.7000
PRESION (Psc)	22.9000	20.0000	22.7000	21.7000	54.8000	51.7000	48.7000	46.9000
ENTALPIA (Btu / M)	- - - -	4.9568	- - - -	183.3470	- - - -	177.6370	- - - -	4.2884
PEO MOLECULAR	10.4700	20.2162	10.4700	10.4010	10.4700	10.4010	10.0200	10.0240
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.073	0.0870	0.0730	0.0894	0.1340	0.1330	0.1000	0.13200
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0170	0.7874
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0100	0.0110	0.0100	0.0100	0.0130	0.0132	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Ml / Hr)	10712.2000	536.427	10712.2000	10813.0000	10712.2000	10813.0000	483.7000	484.7000
FLUJOS EN (Lb Ml / Hr)								
HIROGENO	5130.0018	64.3000	5130.0018	5137.2000	5130.0018	5137.2000	0.0000	0.0057
METANO	1248.4013	210.7000	1248.4013	1248.8000	1248.4013	1248.8000	0.0000	0.0024
ETANO	3033.7700	40.5100	3033.7700	3032.0000	3033.7700	3032.0000	0.0000	0.1050
PROPANO	20.7300	0.0000	20.7300	20.1021	20.7300	20.1021	0.0000	0.0010
N - BUTANO	13.3007	0.0000	13.3007	14.0043	13.3007	14.0043	0.0000	0.0005
1 - BUTENO	11.0000	0.0000	11.0000	12.0000	11.0000	12.0000	0.0000	0.0004
1,3 - BUTADIENO	05.1770	0.0000	05.1770	04.3024	05.1770	04.3024	0.0000	0.0023
N - PENTANO	10.0400	0.0000	10.0400	14.0001	10.0400	14.0001	0.0000	0.0004
N - HEXANO	20.0000	0.0000	20.0000	20.1710	20.0000	20.1710	0.0000	0.0000
MONOXIDO DE CARBONO	00.0000	0.0000	00.0000	04.5707	00.0000	04.5707	0.0000	0.0000
ETILENO	0235.0322	210.7000	0235.0322	0237.0300	0235.0322	0237.0300	0.0000	0.0320
PROPILENO	100.2000	0.0000	100.2000	104.0020	100.2000	104.0020	0.0000	0.0001
DIOXIDO DE CARBONO	0.3001	0.0000	0.3001	10.0737	0.3001	10.0737	0.0000	0.0000
AGUA	002.4041	0.0000	002.4041	001.0010	002.4041	001.0010	483.7000	484.5700

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	202	14	204	16	205	18	207	22
CONDICION								
ACETILENO	30.8930	0.0000	30.8930	26.8148	30.8930	26.8148	0.0000	0.0017

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
POTENCIA DEL COMPRESOR	9 500.0 Hp	9 541.0 Hp

SECCION: SISTEMA DE COMPRESION (2o. ETAPA)

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	210	25	211	26	212	27	213	30
CONDICION								
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	110.000	88.7000	245.2000	230.2000	110.0000	110.0000	110.0000	35.0000
PRESION (Pole)	48.0000	46.0000	114.0000	114.7000	110.0000	110.7000	110.3000	109.9000
ENTALPIA (BTU/lb)	- - - -	145.3210	- - - -	188.9450	- - - -	147.3420	- - - -	- 2.2545
PESO MOLECULAR	18.8100	18.8231	18.8100	18.8231	18.8100	18.8231	18.0200	18.6092
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.1560	0.1563	0.2980	0.2851	0.3840	0.3600	61.8400	54.4000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0170	1.3134
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0111	0.0105	0.0132	0.0128	0.0208	0.0108	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	16759.5000	18059.1000	16759.5000	18059.1000	16759.5000	18059.1000	240.7700	236.3680

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	210	25	211	26	212	27	213	30
CONDICION								
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
HIDROGENO	5139.6279	5137.1900	5139.6279	5137.2000	5139.6279	5137.1900	0.0000	0.0101
METANO	1248.7298	1249.8900	1248.7298	1249.8900	1248.7298	1249.8900	0.0000	0.0058
ETANO	3833.9901	3832.5000	3833.9901	3832.5000	3833.9901	3832.5000	0.0000	0.2981
PROPANO	27.6411	28.1611	27.6411	28.1610	27.6411	28.1611	0.0000	0.0022
N - BUTANO	13.0076	14.0838	13.0076	14.0838	13.0076	14.0838	0.0000	0.0012
1 - BUTENO	9.7557	12.0682	9.7557	12.0682	9.7557	12.0682	0.0000	0.0009
1,3 - BUTADIENO	65.0380	64.2998	65.0380	64.3000	65.0380	64.2998	0.0000	0.0050
N - PENTANO	14.6335	14.0846	14.6335	14.0850	14.6335	14.0846	0.0000	0.0014
N - HEXANO	26.0152	26.1710	26.0152	26.1710	26.0152	26.1710	0.0000	0.0030
MONOXIDO DE CARBONO	68.2899	64.5708	68.2899	64.5710	68.2899	64.5708	0.0000	0.0001
ETILENO	5235.5990	5237.8000	5235.5990	5237.8000	5235.5990	5237.8000	0.0000	13.2390
PROPILENO	105.6887	104.5470	105.6887	104.5500	105.6887	104.5470	0.0000	0.0074
DIOXIDO DE CARBONO	9.7557	10.0733	9.7557	10.0730	9.7557	10.0733	0.0000	0.0412
AGUA	429.2508	237.3210	429.2508	237.3200	429.2508	237.3210	240.7700	222.6200
ACETILENO	30.8930	28.3768	30.8930	28.3770	30.8930	28.3768	0.0000	0.1344

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
POTENCIA DEL COMPRESOR	9 200.0 Hp	9 276.7 Hp

SECCION: SISTEMA DE COMPRESION (3o. ETAPA)

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	215	32	216	33	217	34	218	36
CONDICION								
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	110.0000	35.0000	244.7000	186.8100	110.0000	110.0000	110.0000	20.0000
PRESION (Psla)	110.3000	109.9000	280.8000	280.7000	285.2000	284.7000	284.3000	253.9000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - - -	134.3680	- - - -	154.3780	- - - -	144.7570	- - - -	- 0.8904
PESO MOLECULAR	18.0200	19.5832	19.5400	19.5832	19.5400	19.5832	19.4400	20.2126
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.3880	0.4182	0.6850	0.7785	0.8510	0.8470	86.3710	41.1400
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.7415	0.9320
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0111	0.0085	0.0135	0.0121	0.0156	0.0112	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	18049.1800	15854.0000	18049.1800	15854.2000	18049.1800	15854.2000	193.5300	121.3140
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
HIDROGENO	5142.1804	5140.1400	5142.1804	5140.1400	5142.1804	5140.1400	0.0000	0.0142
METANO	1224.5831	1257.4800	1224.5531	1257.4800	1224.5831	1257.4800	0.0000	0.0089
ETANO	3834.1814	3832.2000	3834.1814	3832.2000	3834.1814	3832.2000	0.0387	0.4551
PROPANO	27.2836	28.1889	27.2836	28.1889	27.2836	28.1889	0.0000	0.0039
N - BUTANO	12.8393	14.0825	12.8393	14.0825	12.8393	14.0825	0.0600	0.0026
- BUTENO	12.8393	12.0682	12.8393	12.0682	12.8393	12.0682	0.0000	0.0019
1,3 - BUTADIENO	64.1987	64.2948	64.1987	64.2948	64.1987	64.2948	0.0000	0.0093
N - PENTANO	14.4442	14.0832	14.4442	14.0832	14.4442	14.0832	0.0000	0.0034
N - HEXANO	24.0737	26.1680	24.0737	26.1680	24.0737	26.1680	0.4287	0.0086
MONOXIDO DE CARBONO	69.0115	64.5704	69.0115	64.2704	69.0115	64.5704	0.0809	0.0002
ETILENO	5259.3185	5245.4800	5259.3185	5245.4800	5259.3185	5245.4800	0.0380	28.5432
PROPILENO	80.2459	194.5400	80.2459	194.5400	80.2459	194.5400	0.0000	0.0125
DIOXIDO DE CARBONO	9.6295	10.9321	9.6295	10.9321	9.6295	10.9321	0.0000	0.9539
AGUA	187.7755	14.7694	187.7755	14.7694	187.7755	14.7694	192.9781	85.0222

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	215	32	216	33	217	34	218	36
CONDICION								
ACETILENO	30.4934	28.2424	30.4934	28.2424	30.4934	28.2424	0.0000	0.1729

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
POTENCIA DEL COMPRESOR	7 800.6 Hp	7 800.3 Hp

SECCION : COLUMNA DE LAVADO CAUSTICO

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	222	39	223	43	250	41	255	42
CONDICION								
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	120.0000	20.0000	120.0000	109.8980	115.0000	110.2030	115.0000	110.2030
PRESION (Psla)	252.000	253.0000	242.4000	243.0000	243.7000	252.3000	242.40000	252.3000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - - -	129.8370	- - - -	145.3550	- - - -	6.6370	- - - -	6.6370
PESO MOLECULAR	19.0000	19.5405	19.5800	19.5314	18.0000	18.0299	18.0000	18.0299
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.2210	1.0370	0.7860	0.8061	61.9700	60.5100	61.8800	60.5600
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.6000	0.6238	0.6000	0.6238
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0118	0.0098	0.0115	0.0111	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	15914.7800	15817.0000	15971.8500	15905.6000	820.9400	826.0300	819.8500	736.1900

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	222	39	223	43	250	41	255	42
CONDICION								
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
HI-DROGENO	5142.2481	5140.1500	5141.3385	5140.1000	0.0000	0.0000	0.1639	0.0483
METANO	1286.4268	1287.4800	1286.9848	1287.4300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0183
ETANO	3838.3318	3832.0800	3836.4383	3832.0700	0.0000	0.0000	0.0819	0.0009
PROPANO	27.1400	26.1887	27.1521	26.1498	0.0000	0.0000	0.0000	0.0089
N - BUTANO	12.7718	14.0807	12.7774	14.0778	0.0000	0.0000	0.0000	0.0028
I - BUTENO	12.7718	12.0640	12.7774	12.0813	0.0000	0.0000	0.0000	0.0028
1,3 - BUTADIENO	85.4885	84.2894	85.4845	84.2734	0.0000	0.0000	0.0000	0.0159
N - PENTANO	14.3882	14.0804	14.3746	14.0779	0.0000	0.0000	0.0000	0.0024
N - HEXANO	31.9298	26.1884	31.9437	26.1884	0.0000	0.0000	0.0000	0.0038
MONOXIDO DE CARBONO	68.6484	64.8704	68.6789	64.8698	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006
ETILENO	5263.8813	5220.0200	5264.3217	5219.8000	0.0000	0.0000	0.0819	0.2264
PROPILENO	105.3874	104.5340	105.3874	104.5080	0.0000	0.0000	0.0000	0.0280
DIOXIDO DE CARBONO	9.5788	10.0252	0.0000	10.0230	0.0000	0.0000	0.4819	0.0023
AGUA	89.4028	3.1098	105.4142	83.7744	826.9400	826.0300	819.0301	735.3860
ACETILENO	30.3330	26.2128	30.3330	25.7478	0.0000	0.0000	0.0000	0.4648

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
NUM. ETAPAS DE COLUMNA	33	33
DIAMETRO DE COLUMNA	10.0 FT	8.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA DE COMPRESION (4o. ETAPA)

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION \ CORRE. No.	233	45	236	48	237	51	239	50
CONDICION								
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Liq.- Vap.	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (° F)	282.2000	288.1610	80.0000	80.0000	80.0000	80.0000	80.0000	48.0000
PRESION (Puls)	873.6000	873.7000	888.6000	887.7000	887.20000	887.8000	887.2000	838.0000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - - -	189.2400	- - - -	131.9010	- - - -	- 0.8282	- - - -	130.2930
PESO MOLECULAR	19.8800	19.5314	19.5800	19.5314	26.0900	19.1128	19.6400	19.5313
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	1.5170	1.5040	2.2020	2.2110	81.8130	81.3100	2.1840	2.2240
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	1.0870	0.8874	1.0871	- - - -	- - - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0140	0.0138	0.0167	0.0108	- - - -	- - - -	0.0110	0.0107
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	15971.8800	15908.8000	15971.8506	15908.8000	109.0800	84.0808	15882.7500	15822.7000
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
HIPOGENO	5141.3388	5140.1000	5141.3388	5140.1000	0.1308	0.0171	5142.7035	5140.1000
METANO	1286.9846	1287.4300	1286.9846	1287.4300	0.1748	0.0070	1286.3288	1287.4000
ETANO	3836.4383	3832.0700	3836.4383	3832.0700	2.5199	0.3329	3834.0286	3831.7000
PROPANO	27.1821	28.1498	27.1821	28.1498	0.0884	0.0018	28.8888	28.1480
N - BUTANO	12.7774	14.0778	12.7774	14.0778	0.0881	0.0088	12.8982	14.0778
I - BUTENO	12.7724	12.0813	12.7724	12.0813	0.0872	0.0007	12.8982	12.0810
1,3 - BUTADIENO	88.4848	84.2734	88.4848	84.2734	0.4809	0.0039	88.0372	84.2880
N - PENTANO	14.3748	14.0778	14.3748	14.0778	0.2818	0.0007	14.3784	14.0770
N - HEXANO	31.8437	26.1884	31.8437	26.1884	0.8484	0.0011	26.3884	26.1880
MONOXIDO DE CARBONO	88.6789	84.5888	88.6789	84.5888	0.0000	0.0002	88.7981	84.2899
ETILENO	5264.3217	5219.8000	5264.3217	5219.8000	2.8145	0.0832	5266.0878	5219.7800
PROPILENO	108.3874	104.5080	108.3874	104.5080	0.2872	0.0070	104.6941	104.8000
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	10.0230	0.0000	10.0230	0.0000	0.0489	0.0000	9.8781
AGUA	108.4142	93.7744	108.4142	93.7744	98.8848	82.4324	11.1039	10.3428

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	233	45	236	48	237	51	239	50
CONDICION								
ACETILENO	30.3330	25.7478	30.3330	25.7478	0.0109	0.1431	30.1392	25.6050

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
POTENCIA DEL COMPRESOR	8 000 Hp	8 041.1 Hp

SECCION . SISTEMA PARA LA COLUMNA DEMETANIZADORA

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	319	105	321	107	323	109	338	129	349	119
CONDICION										
FASE	Líquido	Liq.- Vap	Líquido	Liq.- Vap.	Líquido	Liq.- Vap.	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	30.8000	30.5000	84.0000	84.0627	145.0000	145.0000	31.5000	30.2685	163.3000	175.4540
PRESION (Psla)	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	480.0000	482.2000	135.0000	135.0000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - -	27.6858	- - -	18.8887	- - -	3.7311	- - -	80.8668	- - -	8.0027
PESO MOLECULAR	28.9890	28.0482	27.3400	27.4787	26.2400	26.6495	29.5890	29.5258	13.1600	12.8781
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	21.2800	33.4200	29.9400	38.2800	31.8270	38.5100	24.1480	28.8800	0.8560	0.5880
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	0.0527	0.0767	0.1182	0.0943	0.1533	0.1224	0.0556	0.0590	- - -	- - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	- - -	0.0084	- - -	0.0083	- - -	0.0073	- - -	- - -	0.0074	0.0087
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	5461.8000	5024.8400	3846.53	3976.1800	887.2900	878.8870	8108.9000	9197.0000	668.7200	766.6000
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
HIDROGENO	110.9000	117.5280	82.4100	82.0100	17.3400	16.2108	1.8211	0.0000	210.9282	228.7480

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION	319	105	321	107	323	109	338	129	340	119
METANO	298.0000	186.3200	284.0000	271.0040	128.2721	107.7020	30.0484	60.0320	820.1702	406.0590
ETANO	2301.0000	2137.1700	1422.0000	1426.0000	213.5287	225.1730	3708.0072	3708.0000	1.3030	1.7449
PROPANO	24.0300	23.7874	3.6465	4.2845	0.0067	0.1040	27.3170	28.1465	0.0000	0.0000
N-BUTANO	13.1000	13.4020	0.3646	0.5021	0.0000	0.0016	13.6888	14.0770	0.0000	0.0000
I-BUTENO	12.0100	11.4447	0.3646	0.6136	0.0000	0.0020	13.6888	12.0610	0.0000	0.0000
1,3-BUTADIENO	62.2000	61.1653	2.5528	3.0918	0.0000	0.0121	64.6517	64.2891	0.0000	0.0000
N-PENTANO	14.2000	13.9324	0.3646	0.1441	0.0000	0.0000	14.5694	14.0770	0.0000	0.0000
N-HEXANO	24.5700	26.0917	0.0000	0.0033	0.0000	0.0000	24.5880	26.1850	0.0000	0.0000
MONOXIDO DE CARBONO	4.9100	3.7262	8.6344	4.6023	1.0947	1.4084	0.0000	0.0000	13.1170	9.9050
ETILENO	2000.1500	2326.7700	1901.0077	2137.3300	503.2016	521.0340	8020.0710	4940.0700	23.1940	36.0555
PROPILENO	88.4000	88.2440	10.9440	10.0520	0.0071	0.0010	104.7170	104.4000	0.0000	0.0000
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	4.0320	0.0000	4.3201	0.0000	1.1902	0.0000	9.4000	0.0000	0.0070
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ACETILENO	10.3000	10.1624	11.3041	12.7301	2.1002	1.0010	30.0484	32.0700	0.0000	0.0120

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDEN.	1,400,000.0 Btu / Hr	850,400.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REFRER.	10,000,000.0 Btu / Hr	19,630,400.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS DE COLUMNA	62	62
DIAMETRO DE LA COLUMNA	SUP: 7.5 FT, INF: 12.0 FT	SUP: 6.5 FT, INF: 12.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA PARA LA REACCION DEL METANO (METANACION)

	LUMBRUS CO.	SIMULACION CHEMICAD	LUMBRUS CO.	SIMULACION CHEMICAD	LUMBRUS CO.	SIMULACION CHEMICAD	LUMBRUS CO.	SIMULACION CHEMICAD	LUMBRUS CO.	SIMULACION CHEMICAD	LUMBRUS CO.	SIMULACION CHEMICAD
CONDICION CORREL No	378	126	379	127	380	134	381	135	382	136	385	139
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liq-Vap.	Liq-Vap	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	100.0000	100.0000	480.0000	480.0000	573.0000	570.0000	537.1000	570.0000	583.0000	220.0100	60.0000	60.0000
PRESION (Pola)	488.0000	488.2000	483.0000	481.4000	460.0000	487.0000	480.0000	460.0000	466.0000	444.0000	430.0000	430.0000
ENTALPIA (BTU/lb)	- - - -	0.8980	- - - -	0.7713	- - - -	0.8334	- - - -	0.8334	- - - -	0.6077	- - - -	0.8764
PESO MOLECULAR	3.4100	3.6036	3.4100	3.6036	3.4100	3.6036	3.4800	3.6036	3.4800	3.6036	3.6000	3.6036
DENSIDAD (lb / ft ³)	0.2590	0.2740	0.1880	0.1883	0.1400	0.1470	0.1320	0.1440	0.1600	0.2180	0.2880	0.2760
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0091	0.0107	0.0124	0.0180	0.0134	0.0164	0.0138	0.0164	0.0117	0.0122	0.0085	0.0101
FLUJO TOT. (lb Mol / Hr)	71.0300	69.0000	71.0300	69.0000	71.0300	69.0000	69.0000	69.0000	69.2742	69.0000	69.0001	69.0001
FLUJOS EN (lb Mol / Hr)												
HIPOGENIO	64.6088	62.4121	64.6088	62.4121	64.6088	62.4121	62.8004	60.4231	62.8004	60.4231	62.4131	62.4121
METANO	0.6747	0.3813	0.6747	0.3813	0.6747	0.3813	0.7778	7.0442	0.7778	7.0442	0.5117	0.3813
ETANO	0.0071	0.0092	0.0071	0.0092	0.0071	0.0092	0.0069	0.0092	0.0069	0.0092	0.0069	0.0092
MONOXIDO DE CARBONO	5.6539	0.6694	5.6539	0.6694	5.6539	0.6694	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.6694
ETILENO	0.0882	0.1277	0.0882	0.1277	0.0882	0.1277	0.0000	0.1277	0.0000	0.1277	0.0000	0.1277
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.6770	0.6631	0.6770	0.6631	0.6651	0.0000

SECCION : SISTEMA DE LA COLUMNA DEETANIZADORA

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORRE. No.	424	145	406	146	402	147	409	158	404	160
CONDICION										
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	30.000	30.0000	13.4000	14.8548	194.4000	123.0800	9.7000	9.7000	0.7000	0.7000
PRESION (Psis)	361.0000	361.0000	360.0000	360.0000	388.0000	363.0000	360.0000	360.0000	364.1000	364.0000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - - -	70.0347	- - - -	111.3500	- - - -	1.8667	- - - -	20.0105	- - - -	1.5789
PESO MOLECULAR	29.8800	29.5258	29.0000	29.9438	51.9800	48.4704	29.1300	29.1308	29.1900	29.1951
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	2.8240	2.9000	2.9520	2.9000	31.5500	32.0000	25.5790	26.0000	26.9860	26.0000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0876	0.1088	0.0896	0.0887	0.07589	0.0696
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0144	0.0102	0.0101	0.0100	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	8106.8800	8707.0800	14712.3500	14584.9000	386.7300	388.7300	5405.6500	5405.6500	460.8800	460.8800
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
METANO	1.8213	63.6300	1.4712	66.7822	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0921	0.0921
ETANO	3790.2813	3786.7000	6857.4263	6732.1500	15.1604	123.1900	2817.4247	2818.8300	249.7889	249.7570
PROPANO	27.3208	28.1470	0.0000	0.0059	42.7603	28.1410	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N - BUTANO	13.8603	14.0770	0.0000	0.0000	17.9981	14.0770	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I - BUTENO	12.7488	12.0610	0.0000	0.0000	34.1304	12.0610	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1,3 - BUTADIENO	64.6588	64.2680	0.0000	0.0000	80.1172	64.2680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N - PENTANO	14.5710	14.0770	0.0000	0.0000	21.2246	14.0770	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N - HEXANO	24.8886	28.1580	0.0000	0.0000	36.8518	28.1580	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETILENO	5026.8228	4948.1000	7781.6805	7719.8600	0.0000	0.0088	2581.1889	2582.4800	209.2856	209.2860
PROPILENO	104.7281	104.4800	17.6548	11.4847	151.6000	106.6300	11.8924	11.8984	1.7082	1.7082
OXIDO DE CARBONO	0.0000	0.4809	0.0000	0.4909	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ACETILENO	30.0827	32.8800	44.1376	45.1940	0.0000	0.1250	15.1358	12.4382	0.0000	0.0000

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDENS.	38,000,000.0 Btu / Hr	38,914,300.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REHENB.	19,980,000.0 Btu / Hr	21,591,000.0 Btu / Hr
NUM ETAPAS DE COLUMNA	54	54
DIAMETRO DE LA COLUMNA	SUP: 11.0 FT, INF: 8.0 FT	SUP: 9.80 FT, INF: 7.50 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	2.0	1.0

SECCION : SISTEMA DE HIDROGENEACION DEL ACETILENO Y COLUMNA ABSORBEDORA DE ACEITES.

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No	413	153	417	154	419	156	420	159	454	161	460	162
CONDICION												
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	250.0000	250.0000	288.0000	222.0800	39.0000	35.0000	0.7000	0.3000	- 4.3000	- 4.2000	- 0.2000	- 0.4888
PRESION (Pole)	322.4000	322.4000	311.0000	310.4000	303.0000	302.2000	300.0000	297.0000	298.0000	298.0000	303.0000	298.0000
ENTALPIA (BTU/H)	- - - -	102.5610	- - - -	99.6721	- - - -	75.1370	- - - -	1.5910	- - - -	0.4890	- - - -	80.7274
PESO MOLECULAR	28.7400	28.9636	28.9200	28.7484	28.9200	28.7484	28.1900	28.1570	28.0000	28.9998	28.9200	28.7728
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	1.2930	1.5009	1.1050	2.0000	2.0588	2.0000	20.1710	27.4000	20.3830	27.0000	2.4200	2.4500
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0739	0.0684	0.0682	0.0697	- - - -	- - - -
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0131	0.0132	0.0138	0.0127	0.0108	0.0099	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0095	0.0094
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	9376.6200	9248.4500	9316.1700	9221.1000	9316.1700	9221.1000	460.0000	460.0700	1770.9200	1770.9300	10620.280	10631.200
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)												
HIDROGENO	62.7885	62.6125	2.7048	35.1290	2.7948	35.1290	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	3.1070	35.0589
METANO	7.4980	64.4347	7.4529	64.4350	7.4529	64.4350	0.0921	0.0519	0.1770	0.1770	8.5010	63.0589

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION \ CORR. No.	413	153	417	154	419	156	420	159	454	161	460	162
ETANO	4638.6619	3936.4600	4069.3030	3936.5000	3976.1413	3936.5000	261.3121	248.0080	832.6869	832.6900	4652.1722	4821.1400
PROPANO	0.0000	0.0018	0.0000	0.0018	0.0000	0.0018	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0011
ETILENO	5228.9647	5146.4300	5230.0978	5173.7000	5230.0978	5173.7000	209.2858	210.8550	930.9728	938.0600	5956.0131	5800.9200
PROPILENO	5.6238	3.9805	5.6897	3.9907	5.8897	3.9907	1.7052	1.0826	0.0000	0.0000	0.0000	2.9081
DIOXIDO DE CARBONO	0.0000	6.7671	0.0000	6.7672	0.0000	6.7671	0.0000	0.2089	0.0000	0.0000	0.0000	6.5581
ACETILENO	29.9923	27.2834	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

CARAC. GENERAL.	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
NUM. ETAPAS EN COLUM.	10	10.0
DIAMETRO DE LA COLUM.	9.0 FT	7.50 FT
NUM. PASOS EN PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE ETILENO.

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION \ CORR. No.	467	28	454	161	461	162	483	179	452	180
FASE	Vapor	Vapor	Liquido	Liq.-Vap.	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquido	Liquido
TEMPERATURA (°F)	30.0000	110.0000	4.2000	5.2319	1.6000	0.0193	100.0000	100.0000	21.1000	21.2888
PRESION (Pasc)	113.0000	112.7000	298.0000	298.0000	298.0000	298.0000	370.0000	370.0000	270.0000	300.0000
ENTALPIA (BTU/lb)	- - - -	0.3000	- - - -	6.3000	- - - -	80.4175	- - - -	45.7838	- - - -	12.3108
PESO MOLECULAR	22.7100	22.7101	29.0000	28.0229	28.9200	28.6700	22.0500	28.0649	30.0600	30.0751

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION \ CORR. No.	447	28	454	161	461	162	483	179	452	180
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	0.5088	0.5088	26.3830	27.5888	2.3880	3.0888	2.5188	2.3888	25.0888	26.0888
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	0.0782	0.0884	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	0.0888	0.0881
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0087	0.0111	- - - -	- - - -	0.0088	0.0088	0.0114	0.0114	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	31.0088	28.0888	1770.9288	1770.9388	10828.2888	10488.0888	4882.2888	4882.3488	3881.5888	3881.6088
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)										
METANO	7.7588	8.0088	0.1770	0.8388	8.0810	87.6430	0.8824	2.4743	0.0888	0.0088
ETANO	0.0088	0.0088	832.8888	878.0888	4888.8388	4821.4088	0.0888	0.0888	3818.1828	3844.8108
PROPANO	0.0088	0.0088	0.0088	0.0088	0.0088	0.0087	0.0088	0.0088	0.0088	0.0057
ETILENO	23.2888	21.0088	838.9728	1882.38	8088.9828	8988.4888	4881.2878	4884.9888	38.6188	3.8708
PROPILENO	0.0088	0.0088	0.0088	0.0088	4.2888	2.9110	0.0088	0.0088	3.8818	2.9108
DIOXIDO DE CARBONO	0.0088	0.0088	0.0088	1.1882	0.0088	8.5570	0.0088	8.2888	0.0088	0.0088

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA EN CONDEN.	8,000,000.0 Btu / Hr	4,888,488.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA EN REHEVER.	100,000,000.0 Btu / Hr	100,488,000.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	137	137
DIAMETRO DE LA COLUMNA	18.0 FT	18.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	4.0	4.0

SECCION : SISTEMA PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA

CONDICION \ CASE	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	501	187	510	193	503	196
CONDICION	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	117.0000	104.6900	50.3000	50.8608	132.1000	182.2010
PRESION (Pala)	127.0000	127.0000	112.0000	150.0000	130.0000	130.0000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - - -	1.6998	- - - -	0.6635	- - - -	1.1046
PESO MOLECULAR	51.9900	52.6221	42.4200	42.7102	61.9400	62.9386
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	3.0530	3.5000	33.1070	35.0000	36.7290	38.0000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	0.1029	0.2523	0.1183	0.1027
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.0609	0.0093	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	388.7300	388.7260	198.2500	198.2560	190.4700	190.4700
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)						
PROPANO	269.0011	40.6410	42.6237	40.6468	0.1333	0.0001
N - BUTANO	23.3238	20.2230	0.0198	0.0518	17.9996	20.1710
I - BUTENO	18.4365	16.9980	0.0793	0.8959	34.0750	18.0989
I,3 - BUTADIENO	34.2062	98.3520	0.3766	2.4956	80.1688	93.8480
N - PENTANO	38.8730	21.7130	0.0000	0.0000	21.2183	21.7130
N - HEXANO	3.8873	36.6390	0.0000	0.0000	36.8748	36.6390
PROPILENO	42.7803	154.1600	155.1504	154.1640	0.0781	0.0000

CARACTER. GENERALES	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDE.	3,600,000.0 Btu / Hr	3,713,000.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REHER.	1,800,000.0 Btu / Hr	1,803,710.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	40	40
DIAMETRO DE LA COLUMNA	3.0 FT	3.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	1.0	1.0

SECCION : SISTEMA PARA LA COLUMNA FRACCIONADORA DE PROPILENO.

	LUNMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUNMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUNMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	511	195	556	205	549	208
CONDICION						
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	50.3000	52.2480	100.0000	89.8788	143.9000	149.1680
PRESION (Pala)	323.0000	323.0000	370.0000	350.7000	320.8000	327.3000
ENTALPIA (BTU/H)	- - - -	0.6717	- - - -	0.7210	- - - -	0.2953
PESO MOLECULAR	42.4200	42.7102	42.7102	42.1080	43.6800	44.7387
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	33.8050	35.5000	31.8810	32.5800	28.8380	28.5000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	0.1108	0.2524	0.0758	0.3355	0.0668	0.0658
VISCOSIDAD VAP (Cp)	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	198.2500	198.2520	148.1000	152.8140	52.1800	45.4355
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)						
PROPANO	42.6237	40.6480	0.7743	2.1225	44.1482	38.4703
N - BUTANO	0.0198	0.0518	0.0000	0.0000	0.0104	0.0517
I - BUTENO	0.0793	0.8959	0.0000	0.0000	0.0782	0.8959
1,3 - BUTADIENO	0.2379	2.4957	0.0000	0.0000	0.3599	2.4957
PROPILENO	155.2892	154.1800	148.3258	150.6910	7.5632	3.5218

CARACTER. GENERALES	LUNMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA EN CONDE.	14,500,000.0 Btu / Hr	14,452,400.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA EN REHEB.	15,000,000.0 Btu / Hr	15,000,000.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	184	184
DIAMETRO DE LA COLUMNA	6.0 FT	6.5 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	2.0	1.0

SECCION : SISTEMA PARA LA COLUMNA DEBUTANIZADORA.

	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD	LUMMUS CO.	SIMULACION CHEMCAD
CONDICION	571	197	584	220	572	221
FASE	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (° F)	150.2000	150.5980	100.0000	100.0000	246.1000	254.3200
PRESION (Pasc)	84.0000	84.0000	330.3000	299.7000	72.3000	84.0000
ENTALPIA (BTU/lb)	- - - -	1.1046	- - - -	0.2926	- - - -	0.8177
PEO MOLECULAR	61.8400	62.9386	55.8200	55.7381	77.6700	81.8741
DENSIDAD (Lb / Ft ³)	5.6370	6.5000	37.0390	38.3000	42.8130	46.0000
VISCOSIDAD LIQ (Cp)	- - - -	- - - -	0.1349	0.1282	0.1746	0.1558
VISCOSIDAD VAP (Cp)	0.1274	0.0094	- - - -	- - - -	- - - -	- - - -
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	2700.0000	180.4700	137.1100	138.1950	83.3600	82.2751
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)						
PROPANO	1.8900	0.0001	0.1371	0.0001	0.0000	0.0000
N - BUTANO	255.1500	20.1710	17.7958	20.1710	0.5175	0.0000
I - BUTENO	483.3000	18.0988	34.0032	18.1020	0.0800	0.0000
1,3 - BUTADIENO	1138.0800	93.8460	78.7422	93.8450	1.2219	0.0000
N - PENTANO	300.7800	21.7130	6.3619	6.0873	20.0046	15.8457
N - HEXANO	522.7200	35.6390	0.0000	0.0096	31.5357	36.8293
PROPILENO	1.0800	0.0000	0.6850	0.0000	0.0000	0.0000

CARACTER. GENERALES	LUMMUS. CO.	SIMULACION CHEMCAD
CARGA TERMICA DE CONDE.	2,000,000.0 Btu / Hr.	1,587,120.0 Btu / Hr
CARGA TERMICA DE REHEBIL.	3,500,000.0 Btu / Hr	3,776,730.0 Btu / Hr
NUM. ETAPAS EN COLUMNA	34.0	34.0
DIAMETRO DE LA COLUMNA	3.0 FT	2.0 FT
NUM. PASOS EN EL PLATO	1.0	1.0

APENDICE E.

Balance de Materia y de Energía

TABLA No.E-1.- Comparación de resultados del Balance de PULLMAN KELLOGG CO. y resultados obtenidos por medio de Simulador General de Procesos Comercial CHEMCAD Ver. 2.4 y 2.5 (1992) CHEMSTATION, INC. Para la Planta de Amoniaco <<< Simulación Modular Secuencial >>> (Unidades de Proceso No Optimizadas Térmicamente)

SECCION:SISTEMA DE PURIFICACION DE GAS NATURAL, REACCION DE METANO Y COMPRESION DE AIRE

	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	101	1	110	10	116	16	125	25
CONDICION								
FASE	Gas	Gas	Gas	Gas	Aire	Aire	Aire	Aire
TEMPERATURA (°F)	59.0000	59.0000	1599.0000	1599.0000	95.0000	95.0000	874.4000	874.4000
PRESSION (Pole)	669.2980	669.2980	484.3000	484.3000	9.9890	9.9890	484.3000	484.3000
ENTALPIA (BTU/Hr)	- - -	31.7062	- - -	476.0000	- - -	49.4622	- - -	230.6000
PESO MOLECULAR	- - -	16.4805	15.7800	13.2848	28.0000	27.9928	28.0000	21.7507
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	3626.1000	3626.10	26971.6000	22282.0000	5611.7000	5611.7000	14979.0000	14979.0000
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
HIDROGENO	0.0000	0.0000	10207.1000	9419.2716	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METANO	3516.0000	3516.0000	67.3436	801.0720	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETANO	99.7177	99.7137	0.0000	97.9088	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.4504	1.4504	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NITROGENO	0.0000	0.0000	4014.0000	35.6032	3978.6953	3986.9516	3978.6953	10641.0810
OXIGENO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1068.2230	1067.9055	1068.2230	2848.0100
MONOXIDO DE CARBONO	0.0000	0.0000	2293.7000	1575.4416	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD
CORR. No.	101	1	110	10	116	16	125	25
CONDICION								
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
DIOXIDO DE CARBONO	2.9008	2.9008	1347.5748	1148.8600	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ACIDO SULFIDRICO	4.7139	4.7139	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	10837.2370	9185.8988	505.0530	505.0141	505.0830	1349.8079
AMONIACO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ARGON	0.0000	0.0000	48.7420	0.0000	0.0000	50.5053	50.5053	134.8110

CARACTER. GENERALES	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD
POTENCIA DEL COMPRESOR 101-JA	- - - -	1360.0 Hp
POTENCIA DEL COMPRESOR 101-JB	- - - -	9334.0 Hp
POTENCIA DEL COMPRESOR 101-JC	- - - -	3896.0 Hp
POTENCIA DEL COMPRESOR 101-JD	- - - -	4120.0 Hp

SECCION: SISTEMA DE REACCION DEL MONOXIDO DE CARBONO, ABSORCION DE CO₂ Y METANACION

	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG
CORR. No.	13	113	31	131	38	138	45	145	46	146	49	149
CONDICION												
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	700.0000	699.8000	491.0000	491.0000	199.4000	259.0000	50.0000	82.2000	82.2559	82.0000	100.0000	100.0000

	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG
CORR. No.	13	113	31	131	38	138	45	145	46	146	49	149
CONDICION												
PREISION (Psia)	381.3000	448.9000	338.7000	442.5000	408.0000	422.0000	450.0000	450.0000	440.0000	440.0000	391.8200	380.0000
ENTALPIA (BTU/Hr)	928.7000	- - - -	460.7800	- - - -	216.0210	- - - -	-1628.880	- - - -	-1889.300	- - - -	180.1830	- - - -
PESO MOLECULAR	18.1544	18.1500	18.1543	18.1500	14.8849	14.8000	61.0000	61.0000	61.0000	61.0000	19.0000	19.0000
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	38481.00	38481.00	38481.00	38481.00	22920.00	20780.00	87000.00	87000.00	87000.00	80000.00	17481.30	16832.00
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)												
HIDROGENO	11921.41	13699.23	13462.98	18662.27	14139.34	12405.68	0.00	0.00	109.44	0.00	13212.38	12220.03
METANO	177.01	79.86	177.01	7.89	183.38	58.18	0.00	0.00	12.16	0.00	202.78	188.32
ETANO	98.20	0.00	98.20	0.00	103.14	0.00	0.00	0.00	97.28	0.00	0.00	0.00
PROPANO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGENO	4021.28	5387.34	4021.28	5387.34	4228.74	4010.54	0.00	0.00	0.00	0.00	3870.00	4073.34
OXIGENO	1038.98	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	48.84	0.00	0.00	0.00
MONOXIDO DE CARBONO	1539.24	3078.48	42.32	134.68	48.84	99.74	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DIOXIDO DE CARBONO	1770.12	1808.60	3270.88	4771.84	3458.62	3553.38	0.00	0.00	3283.47	0.00	0.00	0.00
ACIDO SULFIDRICO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
AGUA	17785.81	14276.48	17316.48	11348.04	698.78	585.21	0.00	0.00	218.89	0.00	41.88	302.87
AMONIACO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ARGON	50.0253	65.41	50.02	65.41	52.71	48.87	0.00	0.00	0.00	0.00	47.19	52.17
MONOETANOLAMINA	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	87000.00	87000.00	86785.38	80000.00	0.00	0.00

SECCION : SISTEMA DE COMPRESION A BAJA TEMPERATURA (CHILLER'S)

	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG
CORR. No.	54	154	14	114	60	160	64	164
CONDICION								
FASE	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
TEMPERATURA (°F)	100.4000	100.4000	258.0100	231.8000	285.4100	231.8000	213.3300	298.6000
PRESION (Pabs)	381.0000	381.0000	735.1000	735.1000	1408.0000	1407.7800	2930.0000	2828.3000
ENTALPIA (BTU/lb)	180.3880	- - - -	1.5675	- - - -	188.9000	- - - -	163.5870	- - - -
PEBO MOLECULAR	8.2467	8.2400	8.2458	8.2400	8.2385	8.2380	8.2331	8.2200
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	17495.2000	18336.2000	182.0000	151.9000	17317.0000	15984.0000	1728.4000	18984.0000
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)								
HIDROGENO	13215.0000	12039.7780	122.3700	112.2541	13092.6000	11652.3380	13093.0000	11652.3380
METANO	204.8500	183.3820	1.8950	1.8960	202.7850	175.8240	202.7800	175.8240
ETANO	12.0740	0.0000	0.1118	0.0000	11.8622	0.0000	11.8628	0.0000
NITROGENO	3872.8000	4002.3680	38.7880	37.3864	3938.1100	38.841120	3938.1000	3884.1120
AGUA	42.8580	39.2088	0.3988	0.4860	28.2212	191.8080	2.7889	191.8080
ARDON	47.7600	59.8422	0.4422	0.4860	47.3177	47.9520	47.3180	47.9520
AMONIAO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

CARACTER. GENERALES	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD
POT.DEL COMPRESOR 103-JA	- - - -	7433.0 Hp
POT.DEL COMPRESOR 103-JB	- - - -	7805.0 Hp
POT.DEL COMPRESOR 103-JC	- - - -	8376.0 Hp
POT.DEL COMPRESOR 103-JD	- - - -	738.0 Hp

SISTEMA : SECCION DE REACCION Y PRODUCCION DE AMONIACO

	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG	SIMULACION CHEMCAD	PULLMAN KELLOGG
CORR. No.	68	168	71	171	74	174	81	181	82	182	98	198
CONDICION												
FASE	Vapor	Vapor	Liq-Vap	Liq-Vap	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liq-Vap	Liq-Vap
TEMPERATURA (°F)	203.38	288.80	10.00	11.00	- 10.00	- 9.40	284.00	284.00	3500.00	3500.00	- 0.72	- 7.98
PRESSION (Pda)	2830.0	2829.8	2818.0	2818.0	2888.00	2888.00	3123.40	3121.30	2873.40	2870.00	242.00	241.94
ENTALPIA (MM BTU/Hr)	178.84	- - -	127.73	- - -	139.88	- - -	187.93	- - -	580.83	- - -	- 2.84	- - -
PESO MOLECULAR	8.78	8.78	8.78	8.78	8.78	8.78	8.35	8.30	14.78	14.80	16.89	17.00
FLUJO TOT. (Lb Mol / Hr)	18782.00	18000.00	16783.00	16500.00	17802.00	18000.00	17802.00	18000.00	10161.00	10000.00	2440.00	2300.00
FLUJOS EN (Lb Mol / Hr)												
HIDROGENO	13314.00	13122.00	11887.30	12028.50	13310.10	13122.00	13310.10	13122.00	1608.70	1600.00	13872.30	9.89
METANO	231.74	198.00	208.78	181.50	233.53	198.00	233.53	198.00	233.53	200.00	20.88	2.78
ETANO	13.85	0.00	12.37	0.00	13.17	0.00	13.17	0.00	13.17	10.00	3.08	0.00
NITROGENO	3842.30	4374.00	3522.75	4008.50	3842.31	4374.00	3839.88	4374.00	39.39	40.00	1.38	5.08
AGUA	2.82	216.00	2.60	198.00	2.81	216.00	0.00	216.00	0.00	0.00	0.95	0.00
ARGON	54.78	54.00	48.95	49.50	54.78	54.00	54.58	54.00	54.58	80.00	3.95	0.89
AMONIACO	1229.60	1177.20	1098.74	1078.10	1229.60	1177.20	350.70	1177.20	8181.67	8090.00	2398.88	2279.30