

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

APROVECHAMIENTO DEL CALOR ASOCIADO AL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO PARA LA GENERACIÓN DE POTENCIA

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por los Brs. Corra B., Alexander A.
Lira Q., Javier E.
para optar al título
de ingeniero mecánico

Caracas, 2002

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

APROVECHAMIENTO DEL CALOR ASOCIADO AL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO PARA LA GENERACIÓN DE POTENCIA

TUTOR ACADÉMICO: Ing. Juan Ruilova

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Pedro Rodriguez

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por los Brs. Corra B., Alexander A.
Lira Q., Javier E.
para optar al título
de ingeniero mecánico

Caracas, 2002

Caracas, Mayo de 2002

Los abajo firmantes, miembros de Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Mecánica, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por los Bachilleres Corra B., Alexander A. Lira Q., Javier E., titulado:

**“APROVECHAMIENTO DEL CALOR ASOCIADO AL PROCESO DE
DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO PARA LA GENERACIÓN DE
POTENCIA”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Mecánico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO.

Prof. (Francisco Pimentel)

Jurado

Prof. (Julio Rodriguez)

Jurado

Prof. (Juan Ruilova)

Tutor

Ing. (Pedro Rodriguez)

Tutor

Agradecimientos.-

Este trabajo se realizó gracias a:

Nuestros Tutores, Juan Ruilova y Pedro Rodríguez;

Nuestros Profesores, José Luis Perera, Francisco Pimentel, Francisco García y Franklin Baduy;

Nuestros Amigos y Colaboradores, Nelson Benitez, Andrés Aguerrevere, Juan Pérez, Humberto Peña, Juan Luzon, Inés Morales, Paolo Maragno, nuestros Padres y Erika García;

Y a todas aquellas personas que de una u otra manera estuvieron presentes en la realización de este trabajo.

RESUMEN

Corrá, Alexander y Lira, Javier.

“Aprovechamiento del calor asociado al proceso de deshidratación del crudo para la generación de potencia.”

Tutor Académico: Ing. Juan Ruilova. Tutor Industrial: Ing. Pedro Rodríguez. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica, 2002, 209 Pag.

Aprovechamiento Energético, Ciclos Orgánicos Rankine, Generación de Potencia.

Este trabajo especial de grado, surgió de la problemática energética y ambiental en que están envueltas las operaciones de producción del Distrito Sur de PDVSA. Por un lado, una importante fuente de energía térmica asociada al agua efluente de producción es desechada al ambiente, y por el otro lado, una creciente demanda de energía eléctrica, altos costos de producción y una baja confiabilidad del sistema, se combinaron para dar entrada a este proyecto, basado en el concepto de aprovechamiento total de la energía y teniendo como objetivo evaluar distintas alternativas de conversión de la energía térmica a eléctrica.

En la primera fase del proyecto se realizó una ingeniería de Visualización, apoyados en estudios de explotación de fuentes geotérmicas, se obtuvo como resultado que para el caso en estudio la opción más conveniente es la implantación de un **ORC** (Organic Rankine Cycle). Resaltando como beneficios la obtención de estabilidad eléctrica a bajos costos, solventar la problemática de las altas temperaturas de los efluentes, un aprovechamiento total de la energía del proceso, reducción en el consumo de combustibles fósiles y la generación de energía eléctrica de una manera limpia y duradera con la utilización de tecnología de punta.

En una segunda fase, se realizó la ingeniería conceptual de la opción seleccionada, a modo de estudio de factibilidad técnico-económica de clase IV, dimensionando los equipos mayores y reportando la combinación de éstos de mayor atractivo. Obteniendo como resultado principal la factibilidad y gran oportunidad que representa la instalación de este ciclo para la generación de 2.5 MW sustituyendo energía eléctrica proveniente de los módulos de generación propia que posee la empresa.

Índice

	Pág.
AGRADECIMIENTOS	i
RESUMEN	ii
ÍNDICE	iii
LISTA DE TABLAS	ix
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE GRÁFICAS	xii
LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS	xii
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO I. APROVECHAMIENTO TOTAL DE LA ENERGÍA.	
1.1.- Aprovechamiento total de la energía	4
1.1.1.- Generalidades	4
1.1.2.- Análisis de sistemas integrados	5
1.1.3.- Empleo y conservación de la energía	6
1.1.4.- Conservación de la energía térmica	6
1.2.- Exergía	9
1.2.1.- Generalidades	9
1.2.2.- Exergía	10
1.2.3.- Pérdidas de exergía	11
1.2.4.- Economía y exergía	11
1.2.5.- Comentario final	12
CAPITULO II.- DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA Y SUS PROCESOS.	
2.1.- Descripción general de la empresa	14
2.1.1.- Estructura básica de PDVSA	14
2.1.2.- PDVSA Sur	15
2.1.3.- Reseña Histórica de PDVSA Sur	17
	iii

2.1.4.- Descripción y ubicación geográfica de los campos	20
2.1.5.- Unidad de Explotación de Barinas (U.E.B)	22
2.1.6.- Unidad de Explotación de Apure (U.E.A)	23
2.2.- Características y condiciones de los efluentes	24
2.2.1.- Generalidades	24
2.2.2.- Descripción de las estaciones de flujo	25
2.2.3.- Descripción del proceso de deshidratación y clarificación	25
2.2.4.- Diagrama del proceso	27
2.2.5.- Especificación de los equipos	28
2.2.5.1.- Tanque de lavado	28
2.2.5.2.- Tanque de almacenamiento	32
2.2.5.3.- Separadores o tanquillas A.P.I	33
2.2.5.4.- Fosas de decantación	34
2.2.5.5.- Sistema de enfriamiento	35
2.2.5.6.- Inyección de química	37
2.2.6.- Características y análisis del agua	38
2.3.- Medio ambiente	39
2.4.- Normativas ambientales	40
2.5.- Aprovechamiento energético de los efluentes	43
2.5.1.- Necesidad de optimización de los procesos	43
2.5.2.- Visión y oportunidad de los recursos energéticos	43

CAPITULO III.- LA ENERGÍA GEOTÉRMICA.

3.1.- Energía geotérmica	46
3.1.1.- Generalidades	46
3.1.2.- Conceptos generales	46
3.1.3.- Explotación de los recursos geotérmicos	48
3.1.4.- Localización de la energía geotérmica	49
3.1.5.- Sistemas hidrotermales	51
3.2.- Aprovechamiento de la energía geotérmica	52
3.2.1.- Tipos de sistemas geotérmicos	52

3.2.2.- Conversión de energía de los campos geotérmicos	53
---	----

CAPITULO IV.- DOCUMENTO DE SOPORTE DE DESICIÓN (DSD) - FASE DE VISUALIZACIÓN.

4.1.- Generalidades	60
4.2.- Descripción y alcance de la fase	60
4.3.- Estrategias consideradas	61
4.4.- Opciones planteadas	62
4.4.1.- Ciclos Rankine	63
4.4.2.- Potencia hidráulica	67
4.4.3.- Ciclos Rankine Orgánicos (ORC)	68
4.5.- Matriz de comparación	72
4.6.- Descripción al detalle de la configuración seleccionada	73
4.7.- Recomendación para la siguiente fase	76
4.8.- Lista de riesgos mayores	77
4.9.- Recursos requeridos para ejecutar la siguiente fase	77
4.10.- Plan para ejecutar la próxima fase	78

CAPITULO V. DOCUMENTO DE SOPORTE DE DESICIÓN (DSD), FASE DE CONCEPTUALIZACIÓN.

5.1.- Generalidades	80
5.2.- Objetivos de la fase	80
5.3.- Estrategias consideradas	80
5.4.- Dimensionamiento y selección de los equipos	87
5.4.1.- Generalidades y antecedentes	87
5.4.2.- Bomba	97
5.4.3.- Turbinas de vapor	102
5.4.4.- Intercambiadores de calor	104
5.4.5.- Torres de enfriamiento	112
5.4.6.- Selección del fluido de trabajo	113

5.4.6.1.- Generalidades	113
5.4.6.2.- Condiciones y parámetros del ciclo	114
5.4.6.3.- Clasificación de los fluidos de trabajo	115
5.4.6.4.- Propiedades de los fluidos	119
5.4.6.5.- Criterio de selección	122
5.4.7.- Tuberías	129
5.4.8.- Lista de equipos eléctricos	131
5.4.9.- Sistema de control	134
5.4.10.- Eficiencia del ciclo	135
5.4.11.- Simuladores	136
5.5.- Escenarios planteados	139
5.6.- Estudio económico	141
5.6.1.- Estrategia de evaluación	141
5.6.2.- Bases para estimado de costos de instalación	145
5.6.2.1.- Ubicación de la planta	145
5.6.2.2.- Plan de ejecución del proyecto. Estrategia de ejecución/contratación	145
5.6.2.3.- Estrategia de procura	146
5.6.2.4.- Cronograma de ejecución de proyecto	146
5.6.2.5.- Bases y criterios de diseño para el proceso mecánico	147
5.6.2.6.- Instrumentación	150
5.6.2.7.- Electricidad	152
5.6.2.8.- Civil	156
5.6.2.9.- Clasificación de las áreas	157
5.6.2.10.- Alcance de estimado de costos	158
5.6.2.11.- Resultados del estimado de costos de instalación	159
5.6.3.- Estimado de costos de operación, mantenimiento y ahorros	164

RESULTADOS.

RESULTADOS ANÁLISIS TÉCNICO

190 F – 1 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	169
190 F – 1 MW – ISOBUTANO – PR – SE	170
190 F – 1 MW – MEZCLA – SRK – SE	171
190 F – 1 MW – MEZCLA – PR – SE	172
190 F – 1.5 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	173
190 F – 1.5 MW – ISOBUTANO – PR – SE	174
190 F – 1.5 MW – MEZCLA – SRK – SE	175
190 F – 1.5 MW – MEZCLA – PR – SE	176
220 F – 1 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	177
220 F – 1 MW – ISOBUTANO – PR – SE	178
220 F – 1 MW – MEZCLA – SRK – SE	179
220 F – 1 MW – MEZCLA – PR – SE	180
220 F – 2.5 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	181
220 F – 2.5 MW – ISOBUTANO – PR – SE	182
220 F – 2.5 MW – MEZCLA – SRK – SE	183
220 F – 2.5 MW – MEZCLA – PR – SE	184
190 F – 1 MW – ISOBUTANO – SRK – SI	185
190 F – 1 MW – ISOBUTANO – PR – SI	186
190 F – 1 MW – MEZCLA – SRK – SI	187
190 F – 1 MW – MEZCLA – PR – SI	188
190 F – 1.5 MW – ISOBUTANO – SRK – SI	189
190 F – 1.5 MW – ISOBUTANO – PR – SI	190
190 F – 1.5 MW – MEZCLA – SRK – SI	191
190 F – 1.5 MW – MEZCLA – PR – SI	192
220 F – 1 MW – ISOBUTANO – SRK – SI	193
220 F – 1 MW – ISOBUTANO – PR – SI	194
220 F – 1 MW – MEZCLA – SRK – SI	195
220 F – 1 MW – MEZCLA – PR – SI	196

220 F – 2.5 MW – ISOBUTANO – SRK – SI	197
220 F – 2.5 MW – ISOBUTANO – PR – SI	198
220 F – 2.5 MW – MEZCLA – SRK – SI	199
220 F – 2.5 MW – MEZCLA – PR – SI	200

RESULTADOS ANÁLISIS ECONÓMICO

Opción 1A	202
Opción 1B	202
Opción 2A	203
Opción 2B	203
ANALISIS DE RESULTADOS.	204
CONCLUSIONES.	209
RECOMENDACIONES.	211
BIBLIOGRAFÍA.	213

ANEXOS.

REPORTES SIMULADORES.

Volumen 2

190 F – 1 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	A1
190 F – 1 MW – ISOBUTANO – PR – SE	A2
190 F – 1 MW – MEZCLA – SRK – SE	A3
190 F – 1 MW – MEZCLA – PR – SE	A4
190 F – 1.5 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	A5
190 F – 1.5 MW – ISOBUTANO – PR – SE	A6
190 F – 1.5 MW – MEZCLA – SRK – SE	A7
190 F – 1.5 MW – MEZCLA – PR – SE	A8
200 F – 1 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	A9
220 F – 1 MW – ISOBUTANO – PR – SE	A10
220 F – 1 MW – MEZCLA – SRK – SE	A11

220 F – 1 MW – MEZCLA – PR – SE	A12
220 F – 2.5 MW – ISOBUTANO – SRK – SE	A13
220 F – 2.5 MW – ISOBUTANO – PR – SE	A14
220 F – 2.5 MW – MEZCLA – SRK – SE	A15
220 F – 2.5 MW – MEZCLA – PR – SE	A16

LISTA DE TABLAS.-

	Pág.
Tabla 1.1. <i>Conservación de la energía térmica</i>	8
Tabla 1.2. <i>Energía vs. Exergía</i>	10
Tabla 2.1. <i>Características promedio general de los yacimientos</i>	21
Tabla 2.3. <i>Producción de Barinas para el año 2001</i>	23
Tabla 2.4. <i>Regulaciones según el Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales Renovables (M.A.R.N.R)</i>	41
Tabla 4.1. <i>Características del ciclo Rankine-Salida de vapor</i>	64
Tabla 4.2. <i>Características del ciclo Rankine-Salida de condensado</i>	65
Tabla 4.3. <i>Características del ciclo Rankine-Regeneración</i>	67
Tabla 4.4. <i>Características de la potencia hidráulica</i>	68
Tabla 4.5. <i>Características de los ciclos ORC</i>	69
Tabla 4.6. <i>Características de los ciclos ORC híbrido</i>	71
Tabla 4.7. <i>Matriz de comparación de los ciclos estudiados</i>	72
Tabla 4.8. <i>Cálculo de potencia para los niveles de energía existentes</i>	74
Tabla 5.1. <i>Caracterización de las aguas de Sinco-D</i>	85
Tabla 5.2. <i>Pronósticos de producción estación Sinco-D</i>	86
Tabla 5.3. <i>Reducción de emisiones toxicas</i>	89
Tabla 5.4. <i>Nomenclatura de los intercambiadores de calor según las normas TEMA</i>	107
Tabla 5.5 <i>Propiedades de los Fluidos de Trabajo</i>	120
Tabla 5.6. <i>Características y propiedades del Isobutano</i>	124
Tabla 5.7. <i>Velocidades recomendadas para líquidos</i>	130
Tabla 5.8. <i>Velocidades recomendadas para gases</i>	131
Tabla 5.9. <i>Cronograma de ejecución del proyecto</i>	147
Tabla 5.10. <i>Inversión para la instalación de los ORC por opción</i>	161

Tabla 5.11. <i>Cantidad y capacidad de los equipos por opción</i>	162
Tabla 5.12. <i>Capacidad de enfriamiento de los ciclos ORC por opción</i>	165
Tabla 5.13. <i>Resumen de la capacidad de enfriamiento de los ciclos ORC por opción</i>	166
Tabla 5.14. <i>Costos y ahorros vinculados al enfriamiento del agua de proceso</i>	166
Tabla 5.15. <i>Tarifas eléctricas de los principales proveedores del Distrito Sur para el año 2001</i>	167

LISTA DE FIGURAS.-

	Pág.
Figura 2.1. <i>Sistema de transporte de crudo hasta la estación de refinación El Palito</i>	16
Figura 2.2. <i>Ubicación geográfica de la Sub-cuenca Barinas y de los campos petrolíferos</i>	21
Figura 2.3. <i>Ubicación geográfica de la Sub-cuenca Apure</i>	22
Figura 2.4. <i>Diagrama simplificado del proceso de deshidratación del crudo</i>	27
Figura 2.5. <i>Estructura detallada del tanque de Lavado</i>	31
Figura 2.6. <i>Fotos de tanques de almacenamiento en la Estación Mayor</i>	33
Figura 2.7. <i>Fotos de torres de enfriamiento</i>	36
Figura 2.8. <i>Sistema de aspersores en las lagunas de enfriamiento</i>	37
Figura 2.9. <i>Diagrama de flujo del proceso de deshidratación del crudo</i>	44
Figura 3.1. <i>Ubicación geográfica de las zonas geotérmicas</i>	50
Figura 3.2. <i>Zonas geotérmicas de Venezuela</i>	50
Figura 3.3. <i>Sistemas hidrotermales</i>	51
Figura 3.4. <i>Diversas configuraciones de plantas geotérmicas</i>	55
Figura 3.5. <i>Diversas configuraciones de ciclos geotérmicos (continuación)</i>	56
Figura 3.6. <i>Híbrido ORC-Combustible fósil</i>	58
Figura 4.1. <i>Ciclo Rankine-Salida de vapor</i>	63
Figura 4.2. <i>Ciclo Rankine-Salida de condensado</i>	65
Figura 4.3. <i>Ciclo Rankine-Recalentamiento</i>	66
Figura 4.4. <i>Potencia hidráulica</i>	67
Figura 4.5. <i>Ciclo ORC</i>	69
Figura 4.6. <i>Ciclo ORC híbrido</i>	70

Figura 5.1. <i>Ubicación del campo Sinco</i>	82
Figura 5.2. <i>Esquema y distribución de la estación Sinco-D.</i>	
<i>Puntos de muestreo en la estación</i>	83
Figura 5.3. <i>Distribución y esquema del ciclo ORC</i>	88
Figura 5.4. <i>Esquema de un ciclo ORC por ORMAT</i>	89
Figura 5.5. <i>Diagrama planta Ngawha</i>	90
Figura 5.6. <i>Intercambiadores de calor planta Ngawha</i>	91
Figura 5.7. <i>Construcción planta Ngawha</i>	91
Figura 5.8. <i>Vista de la planta Admont</i>	92
Figura 5.9. <i>Esquema del ciclo de la planta Admont-Austria</i>	93
Figura 5.10. <i>Entrega de ciclo ORC. Mano izquierda evaporador, mano derecha regenerador, centro adelante turbina (blanca) y generador (verde), centro atrás condensador</i>	94
Figura 5.11. <i>Detalle constructivo de ciclo ORC</i>	95
Figura 5.12. <i>Ciclo planta Birdsville</i>	
Figura 5.13. <i>Nótese la variedad de tamaños de los ciclos ORC, así como sus diseños modulares y compactos</i>	96
Figura 5.14. <i>Diseño y eficiencia del impulsor según la velocidad específica</i>	100
Figura 5.15. <i>Gráfico de eficiencia en función de la velocidad específica</i>	100
Figura 5.16. <i>Detalle de una turbina de vapor de un ciclo orgánico Rankine, Planta Admont, Austria</i>	103
Figura 5.17. <i>Estructura de evaporador Marmita o tipo K</i>	108
Figura 5.18. <i>Corte intercambiadores carcasa y tubo (precalentadores y condensadores)</i>	111
Figura 5.19. <i>Diagrama propiedades termodinámicas del isobutano</i>	128
Figura 5.20. <i>Conexión de la planta a la barra de 13.8 KV</i>	132
Figura 5.21. <i>Detalle conexión de los servicios auxiliares</i>	133
Figura 5.22. <i>Lazo de control en los intercambiadores</i>	134
Figura 5.23. <i>Principales lazos de control en el ciclo</i>	135
Figura 5.24. <i>Ambiente de trabajo PRO/II</i>	137
Figura 5.25. <i>Nótese la tabla de selección de fluidos</i>	137
Figura 5.26. <i>Nótese las ecuaciones para el cálculo de las</i>	

<i>propiedades termodinámicas y de transferencia de calor</i>	138
Figura 5.27. <i>Ecuaciones y graficas para el cálculo de las propiedades</i>	138
Figura 5.28. <i>Opción actual vs. opción propuesta en la evaluación económica</i>	143

LISTA DE GRÁFICAS.-

	Pág.
Grafica 5.1. <i>Data temperatura Sinco-D vs. hora del día</i>	84
Grafica 5.2. <i>Proyecto de volumetría de Sinco-D</i>	86

LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS.-

AE	Aprovechamiento Energético.
API	American Petroleum Institute.
ASME	American Standard of Mechanical Engineers.
ASTM	American Society for Testing and Materials.
BAD	Barriles de Agua Diarios.
BNPPD	Barriles Netos de Petróleo Por Día.
BPPD	Barriles de Petróleo Por Día.
C	Grados Centígrados.
CADELA	Compañía Anónima De Electrificación de Los Andes.
CCE	Consumo de Combustible y Energía.
CCM	Centro de Control de Motores.
CDP	Centro de Distribución de Potencia.
CFC	Clorofluorcarbonados.
CIED	Centro Internacional de Educación y Desarrollo.
CVP	Corporación Venezolana de Petróleo.
DFP	Diagrama de Flujo del Proceso.
DSD	Documento de Soporte de Decisión.
DSE	Documento de Solicitud de Estimado.

EIM	Escuela de Ingeniería Mecánica – UCV.
ELECENRO	Electricidad del Centro.
EP	Enfriamiento agua de Proceso.
EQ	Separadores bifasicos.
F	Grados Fahrenheit.
GPM	Galones Por Minuto.
H	Altura manométrica.
HALONES	Hidrobromofluorocarbonados.
HCFC	Hidroclorofluorocarbonados.
HFC	Hidrofluorocarbonados.
HR	Heat Rate.
ICR	Nivel de Incrustaciones.
ISA	Instrument Society of America.
KVA	Kilo Voltio Amper.
KW	Kilo Watts.
L	Línea.
LMTD	Temperatura media logarítmica.
M\$US	Miles de Dólares Americanos.
MAEP	Modelo de Análisis Económico de Proyectos.
MBAD	Miles de Barriles de Agua Diarios.
MBAPD	Miles de Barriles de Agua Por Día.
MBFPD	Miles de Barriles de Fluido de Por Día.
MBPPD	Miles de Barriles de Petróleo Por Día.
MBS.	Miles de Bolívares.
MMBs.	Millones de Bolívares.
MMBTU	Millones de BTU.
MW	Mega Watts.
n	Eficiencia.
NPSH	Net Positive Suction Height.
ORC	Organic Rankine Cycle.
ORCH	Organic Rankine Cycle Híbrido.
PDVSA	Petróleos De Venezuela Sociedad Anónima.

PDVSA INTEVEP	Centro de investigaciones de PDVSA.
Pe	Potencia en el Eje.
PFC	Perfluorocarbonados.
PH	Ciclo de Potencia Hidráulica.
Ph	Potencia Hidráulica.
PLC	Programmer Logical Control.
POT	Potencia.
PR	Peng-Robinsón.
PTS	Patio de Tanques Silvestre.
Q	Caudal.
RAP	Relación Agua Petróleo.
RC	Ciclo Rankine salida de Condensado.
RR	Ciclo Rankine con Recalentamiento.
RV	Ciclo Rankine salida de Vapor.
SE	Sistema Inglés.
SI	Sistema Internacional.
SRK	Soave-Redlich-Kwong.
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association.
TQ	Tanque.
TR	Torre de enfriamiento.
UCV	Universidad Central de Venezuela.
UEA	Unidad de Explotación Apure.
UEB	Unidad de Explotación Barinas.
VENEQUIP	Venezolana de Equipos.
VPN	Valor Presente Neto.
VPN _A	Valor Presente Neto Actual.
VPN _P	Valor Presente Neto Propuesto.

Introducción.

Motivados por la conservación del ecosistema y el aprovechamiento energético derivado de la existencia de una fuente de energía latente, nace la posibilidad de utilizar la energía térmica proveniente del agua efluente a altas temperaturas de la explotación petrolera de los yacimientos del Distrito Sur en el estado Barinas, Venezuela. Actualmente, (año 2002) el agua es desechada al ambiente en condiciones físico-químicas inadecuadas desde el punto de vista ecológico (con una alta diferencia de temperatura entre ésta y la existente en la cuenca hidrológica local), esto además conlleva a que la empresa presente problemas legales con el Estado, referidos a las normativas de Ministerio del Ambiente y Recursos Naturales Renovables. Cabe destacar, que el déficit de suministro eléctrico de la zona, nos impulsa a buscar soluciones que nos permitan transformar el calor latente del agua en energía eléctrica, por medio de la implantación de un **ORC** (Organic Rankine Cycle) y basados en la tecnología de recuperación de calor a baja temperatura en el aprovechamiento geotérmico y de procesos.

Una vez identificado el problema, se realizará la ingeniería de visualización para estudiar la factibilidad de la idea generada, mediante el estudio de distintas configuraciones de ciclos de potencia, se elaborará una matriz de selección bajo los parámetros de factibilidad técnica, potencia obtenida, enfriamiento del agua de proceso, nivel de incrustaciones, aprovechamiento energético, consumo de combustibles y energía de cada opción, para luego desarrollar la configuración óptima (ORC) a modo de Documento de Soporte de Decisión (DSD) para llevar el proyecto a una segunda fase, la conceptualización.

En esta segunda etapa, se dimensionarán los equipos mayores y se afinarán los datos técnicos, partiendo de esto, se realizará un estudio de factibilidad técnico-económica determinando la oportunidad de negocio de la empresa en el desarrollo de este proyecto y resumiéndolo en un segundo Documento de Soporte de Decisión (DSD), asentando todas las bases para que el estudio avance a la tercera fase, la ingeniería básica.

Un punto adicional a nuestra motivación en el desarrollo del tema, es que este estudio sobre implantación de micro centrales energéticas de recuperación de calor residual, sirve como antecedente a nuevas propuestas tecnológicas aplicables a diversos sectores del país, contribuyendo al crecimiento de nuestra industria hacia un norte de aprovechamiento total de la energía y los recursos, reduciendo los costos y aumentando la eficiencia de este indispensable sector de la economía, así como presentando nuevas alternativas de generación de energía eléctrica con conceptos ecológicamente más amigables que los tradicionales.

1.1 Aprovechamiento total de la energía.-

1.1.1 Generalidades.-

La tendencia actual en el tema de la energía es la concientización del uso, aprovechamiento y disponibilidad de ésta, siendo cada vez más aceptado que las actuales fuentes empleadas de este recurso son finitas, y que debemos utilizarlas con sabiduría mientras que no existan otras alternativas técnicamente viables para su sustitución. Por otra parte y no menos importante es la estrecha relación que se ha planteado entre el consumo energético y el medio ambiente, donde existe el compromiso de minimizar el impacto ambiental al implantar los procesos de producción que mueven al mundo.

El objetivo del diseño básico de todo sistema de procesamiento integrado es la producción confiable con bajos costos iniciales y de operación, así como el cumplimiento de las normas en materia ambiental. Este objetivo introduce la necesidad de minimizar el consumo de energía, dando cabida al concepto de aprovechamiento total de la energía.

En la actualidad existen muchas plantas que desaprovechan grandes cantidades de energía, en su mayor parte en forma de calor y electricidad. En el pasado estos desperdicios no eran notorios debido a los bajos costos de los combustibles y a la falta de leyes que rigieran las normas ambientales, hoy en día gracias a la búsqueda de la competitividad se ha descubierto que el ahorro de la energía aumenta la eficiencia de los procesos, haciéndolos más rentables económicamente y minimizando el impacto ecológico producido.

La aplicación del concepto de ahorro de la energía comienza con una evaluación de las posibles fuentes que se estén desperdiciando en una planta, seguido de una gran imaginación para incorporar éstas al abastecimiento energético del sistema estudiado, de modo tal, que al utilizar la energía aprovechada se reduzca la dependencia y el consumo externo de esta. A esto le sigue el estudio de los métodos para la conservación de energía disponibles a fin de lograr el objetivo planteado.

1.1.2 Análisis de sistemas integrados.-

En primer lugar se deben determinar los parámetros económicos que han de convertirse en las bases para las subsecuentes evaluaciones; estos pueden incluir:

- Costos actuales y futuros del combustible utilizado.
- Valor en dinero, de la energía desaprovechada en la planta.
- Valor ecológico de los procesos de la planta.
- Bases para la estimación de costos, metodología para la evaluación de alternativas.
- Posibles ahorros y costos debidos a la reestructuración de los procesos para lograr la reincorporación de las fuentes de energía desaprovechadas.

Una vez establecidos estos parámetros se procede a planear los diagramas de flujo de los procesos (DFP) que puedan ser modificados, de modo tal de agrupar, espacial y tecnológicamente, el mayor grupo de opciones con factibilidad de ser reestructuradas.

Estos planteamientos deben ser hechos con las siguientes preguntas: 1) ¿La planta debe ser autosuficiente?; 2) ¿El suministro eléctrico y de combustible externo es confiable?; 3) ¿Permiten las normas ambientales las modificaciones planeadas?; 4) ¿A futuro será necesaria la energía que se planea aprovechar?; 5) ¿Las fuentes de energía desperdiciadas no sufrirán modificaciones en la vida útil de la planta?

Por otro lado deben tomarse en cuenta puntos tales como: ¿Entre que unidades puede intercambiarse calor?; ¿Hay disponibilidad de espacio?; ¿Son justificados estos arreglos o existen esquemas prediseñados más económicos?

1.1.3 Empleo y conservación de la energía.-

Para una planta, este punto puede subdividirse en:

- 1) Conservación de la energía térmica.
- 2) Conservación de la energía eléctrica.
- 3) Conservación del combustible.
- 4) Conservación de la energía del proceso.
- 5) Otros sistemas de ahorro de energía.

Acompañando esta subdivisión con una evaluación económica y ecológica de los posibles métodos de conservación de energía propuestos.

Para el caso particular de este trabajo de grado, se estudiará la posibilidad de maximizar el primer punto para un proceso dado, afectando indirectamente los puntos (2) y (3).

1.1.4 Conservación de la energía térmica.-

Grandes pérdidas en las plantas, son las debidas a las fugas de calor, ya sea por los aislantes o por el desecho de fluidos de trabajo a altas temperaturas. Este calor de alguna u otra manera implicó un gasto para obtenerlo y operarlo. Esta situación hace que las eficiencias térmicas de los procesos disminuyan, motivando la búsqueda de darle utilidad a estas fuentes de energía antes de devolverlas al medio ambiente. Esta elección es muy particular al diseño de cada caso. A continuación se presentan ejemplos de arreglos típicos de conservación de la energía térmica:

Generación de vapor mediante calor residual: Para los procesos que involucren el uso de vapor, los mayores consumidores de energía son los calentadores y calderas. Algunos autores, hablan de que el 35% al 50% del calor generado en un calentador puede recuperarse como calor residual, pudiéndose aprovechar éste con el uso de un

intercambiador de calor o por la instalación de serpentines economizadores. La cantidad real de calor recuperable depende de parámetros como: La temperatura de alimentación al dispositivo de recuperación; la tasa de calor que se desea extraer; la temperatura del fluido a ser calentado.

Otro arreglo de estos generadores es, por ejemplo, el planteado en este trabajo, donde se incorpora su utilización a un proceso en el cual no se usa vapor, obteniendo una fuente de energía a partir de un fluido de desecho a altas temperaturas antes de desincorporarlo, la cual puede utilizarse para la generación eléctrica con aplicación de ciclos Rankine o sistemas de refrigeración por absorción entre otros.

Pre calentamiento del aire de combustión: Pueden ahorrarse cantidades considerables de combustible si se precalienta el aire de combustión, ésto puede lograrse perfectamente intercambiando calor de alguna fuente de desecho a altas temperaturas.

Todos estos arreglos presentan ciertas desventajas, como los son la mayor complejidad del equipo y por tanto mayores costos de repuestos y mantenimiento y la potencialidad de desajuste del sistema si el ensamble de precalentamiento y recuperación de calor falla.

A continuación se presenta una tabla (*tabla 1.1*) donde se mencionan los sistemas de aprovechamiento de energía más comunes, incluyendo algunos que no guardan una estrecha relación con este estudio, pero deben mantenerse latentes por su participación indirecta en la eficiencia de la planta.



Tabla 1.1

<i>Conservación de la energía térmica</i>	
Aumentar la eficiencia de los calentadores a llama.	Precalentar el aire de combustión.
	Generar vapor.
	Menor exceso de aire
	Implementar analizadores de combustión.
Reducir las pérdidas de calor por el equipo	Incrementar el grosor de los aislamientos
	Mejorar la calidad de los aislantes.
	Optimizar el recorrido del vapor.
Incrementar la eficiencia del generador de vapor.	Usar ciclos de recalentamiento.
	Generar vapor a niveles de presión más altos.
Recuperar calor residual extra.	Generar vapor.
	Aplicar sistemas de refrigeración por absorción de calor.
	Anexar más grupos al tren de calor.
	Aplicar intercambiadores de calor más eficientes.

1.2 Exergía

1.2.1 Generalidades.-

Dos leyes fundamentales de la termodinámica nos enuncian que nada desaparece y todo se disipa. Este último principio ha sido descuidado por la sociedad, olvidando que cada proceso tiene su consecuencia y que a corto, mediano o largo plazo ésta saldrá a flote.

La sociedad actual esta construyendo su propia autodestrucción, impactando de manera fatal al medio ambiente y mal utilizando los recursos energéticos, que aunque hoy en día pueden considerarse suficientes, éstos no son infinitos. Ya empiezan a verse los resultados, la naturaleza sigue con su evolución y sus elementos se adaptan a ella; pero ¿será capaz el ser humano de evolucionar?, o ¿a que norte estamos obligando a avanzar a la naturaleza?

La ciencia está consiente de esto desde hace mucho tiempo, pero está más ocupada en definir la magnitud de la catástrofe que en evitarla. La ciencia gobernada por los intereses económicos busca solamente la manera de justificar el impacto ambiental de nuestros procesos, perdiendo la voluntad del cambio radical hacia un rumbo más idóneo para el futuro del planeta.

La energía, según la primera ley termodinámica, está limitada por un reservorio natural. Esto puede compararse con el comportamiento de un banco, ¿qué pasaría si extraemos el dinero de las cajas del banco de una manera descontrolada y sin devolverle los resultados de las inversiones?; es obvio que el banco colapsaría. La ingeniería actual basada en la optimización económica y en los intereses políticos, esta justificando la extinción humana. Necesitamos una mejor perspectiva de nosotros mismos y de nuestras descendencias; empezar por definir la moral es un buen comienzo, pero luego una adecuada planificación y organización de la energía y exergía es inminente.

1.2.2 Exergía.-

La primera ley trabaja con el análisis de energía, ésta peca por no identificar las pérdidas de trabajo y el efectivo uso de los recursos. La segunda ley dice que sólo una parte de la energía utilizada es convertible en trabajo, siendo esta la exergía. Por este motivo un proyecto energético no debería considerarse factible sólo por los parámetros técnico-económicos, sino también por su eficiencia exergética, donde viene incluido el respeto de dicho proyecto a la utilización de los recursos naturales.

La exergía indica que existe calor que es más útil que otro para producir trabajo, dependiendo del proceso esta capacidad se utiliza plenamente o no. Identificar ésto, es de vital importancia en el diseño y optimización de un proceso. La exergía es un indicador del máximo trabajo reversible que podemos obtener; si comparamos el mismo con el trabajo producido por nuestro proceso, podemos tener un indicador de la eficiencia de éste. A continuación, en la *tabla 1.2* se representan las diferencias entre energía y exergía.

TABLA 1.2
Energía vs. Exergía

<i>Energía</i>	<i>Exergía</i>
La primera ley de la termodinámica.	La segunda ley de la termodinámica.
Nada desaparece.	Todo se disipa.
Energía es la habilidad de producir movimiento.	Exergía es la posibilidad de producir trabajo.
La energía siempre se conserva.	La exergía solo se conserva en procesos reversibles, en los procesos reales siempre se pierde una cantidad por las irreversibilidades.
La energía es una medida de la cantidad.	La exergía es una medida de la calidad y la cantidad.

1.2.3 Pérdidas de exergía.-

Para un proceso real la exergía de entrada siempre supera a la de salida, este desbalance es debido a las irreversibilidades del proceso, esta variación es el diferencial de exergía.

La exergía de salida se divide en la utilizada y la no utilizada, esta última es denominada como el gasto de exergía, es importante diferenciar entre la exergía gastada por las irreversibilidades y la exergía gastada debido a su no-uso (por ejemplo; la exergía disipada al medio ambiente). Ambas representan las pérdidas de exergía, pero las irreversibilidades, por definición no representan un impacto para el medio ambiente.

1.2.4 Economía y exergía.-

Existen dos tipos de visiones de la economía relacionadas con este tema; la primera considera el medio ambiente como cualquier otro factor de la producción y éste debe ser explotado de manera tal que la maximice y minimice los costos. La otra siente que los recursos naturales deben considerarse con un valor económico especial.

Para los primeros, el consumismo es considerado siempre y cuando favorezca la producción; para los segundos el estudio de la exergía es vital, se minimiza el impacto ambiental representando esto una ganancia económica en naturaleza, calidad de la producción y del estilo de vida de su gente, siendo este punto de considerable valor en el capital de la empresa.

1.2.5 Comentario final.-

Los conceptos de aprovechamiento total de la energía y el de exergía, deben madurarse e incluirse en los proyectos de diseño y optimización por su gran aporte termodinámico, gerencial y moral que conllevan tácitos en sus enunciados. Por este motivo hemos comenzado este trabajo con dichos elementos como norte; eficiencia, productividad exergética-económica y respeto al medio ambiente.

2.1 Descripción general de la empresa.-

2.1.1 Estructura básica de PDVSA.-

Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA), es la empresa matriz, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica, carbonífera y gas. Tiene la función de planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades de sus empresas operadoras y filiales, tanto en Venezuela como en el exterior. PDVSA lleva adelante actividades en materia de exploración y producción para el desarrollo de petróleo y gas, Bitumen y crudo pesado de la faja del Orinoco, producción y manufactura de Orimulsión, y explotación de los yacimientos de carbón.

Las actividades en exploración están dirigidas hacia la búsqueda de nuevas reservas de crudo liviano y mediano para sustentar los planes de crecimiento de la capacidad de producción, así como para profundizar el conocimiento de áreas respectivas. Las reservas probadas de crudo se ubican en 72 millardos de barriles y la capacidad de crudo, y condensado en 3,4 millones de barriles diarios. Asimismo, las reservas de gas natural alcanzan los 143 billones de pies cúbicos, lo cual ratifica la posición de Venezuela como líder en reservas gasíferas en Latinoamérica y como quinta en el ámbito Internacional.

PDVSA, posee uno de los planteles refinadores más grandes del mundo con una capacidad total instalada de 3,4 millones de barriles diarios, incluyendo las refinerías que posee en Venezuela, el Caribe, Estados Unidos y Europa.

La Corporación también realiza actividades de Manufactura y Mercadeo nacional e internacional a través de empresas propias o en asociaciones en el exterior.

Las actividades de comercialización en el mercado nacional son llevadas a cabo a través de la marca PDV, con el mercadeo de productos, tales como Gasolina de motor y aviación, Diesel automotor, Combustible Jet A-1, fuel-oil para plantas eléctricas e

industriales, lubricantes y grasas, aditivos para motores de inyección, liga de frenos, asfalto para pavimentación, búnkers para los barcos mercantes y petroleros, entre muchos otros; en una amplia red de distribuidores y puntos de venta.

En el mercado internacional a través de su filial CITGO Petroleum Corporation, PDVSA realiza el mercadeo y transporte de gasolina, "jet turbine fuel", diesel, lubricantes, aceites, ceras refinadas, petroquímicos, asfaltos y otros productos industriales derivados del petróleo.

PDVSA cuenta con su propia flota de tanqueros para el transporte marítimo Nacional e Internacional. Posee oficinas de mercado e inteligencia en varias ciudades de Estados Unidos y Europa.

Para mantenerse al día en materia tecnológica, la Corporación cuenta con la filial INTEVEP, centro de investigación que presta servicios a toda la Corporación. La filial CIED, Centro Internacional de Educación y Desarrollo, está dedicado a la formación del recurso humano del sector petrolero nacional e internacional.

2.1.2 PDVSA SUR.-

PDVSA SUR, realiza actividades de perforación, explotación, manejo y almacenamiento en los yacimientos petrolíferos de crudos livianos y medianos, ubicados en los llanos occidentales, en los estados Barinas y Apure, abarcando una superficie aproximada de 280 Km². El transporte hasta la Refinería El Palito ubicada en el estado Carabobo se realiza por el Oleoducto de 20 pulgadas (*ver figura 2.1*), atravesando los estados Apure, Barinas, Portuguesa, Lara, Yaracuy y Carabobo (643 Km). Esta actividad genera agua de formación que es tratada antes de verterla a los cuerpos de agua y gas que es quemado en el sitio, como desecho en la generación eléctrica.

El Distrito Sur representa el cuatro por ciento (4%) del potencial de producción de la unidad de negocios de la empresa, ésta es de 130.000 barriles de petróleo por día, de los cuales aproximadamente 30.000 pertenecen a la Unidad de Explotación Barinas y el resto es generado en la Unidad de Explotación Apure en sus dos Estaciones de Flujo: La Victoria y Guafita.

La empresa opera en el estado Barinas y cuenta con un personal fijo y contratado que oscila entre las 1.165 personas. Las actividades se realizan de manera continua durante los 365 días del año laborándose las 24 horas al día.



Figura 2.1. Sistema de transporte de crudo hasta la estación de refinación El Palito.

2.1.3 Reseña histórica de PDVSA SUR.-

Las actividades petroleras en el distrito sur, se originaron en junio de 1.930, con la perforación del pozo Uzcátegui-1, a cargo de la Zamora Venezuela Petroleum Company; ubicada en las inmediaciones del entonces caserío Quebrada Seca, a unos 14 kilómetros al noroeste de la ciudad de Barinas.

En marzo de 1.934 los trabajos en el pozo Uzcátegui-1 fueron abandonados. Fue hasta el año 1.942, cuando la Socony Vacuum Oil Company, reinicia la perforación con resultados satisfactorios. En agosto de 1.947, se une la explotación del pozo Silvestre-2 en el municipio Torunos, con una producción para la época de 2.800 barriles diarios de petróleo.

En 1.953 la Sinclair Venezuela Oil Company, perforó con éxito el pozo Sinco-1 y logra una producción diaria de 1.000 barriles, en 1.953 se desarrollan los campos San Silvestre-2 y Sinco-1, con 35 pozos perforados, todos productores, de los cuales 18 correspondieron a Campo Silvestre y 17 a Campo Sinco.

En 1.960 la misma empresa perforó el pozo Nutria-2, en el campo Nutrias, descubriéndose hidrocarburos con una gravedad de 11°API y un alto porcentaje de agua, hallazgo que para la época no era comercial por lo que es abandonado al poco tiempo. En 1.961 la Mobil Oil Company perfora el pozo Hato-1 a unos 38 kilómetros al sur de la ciudad de Barinas y vecino de campo Sinco. Un año más tarde la Corporación Venezolana de Petróleo (CVP), perfora los pozos Maporal, Silván y Palmita. En 1.965 la Venezuelan Atlantic Refining Company, perfora el pozo Paez-4, con una producción inicial de 300 barriles por día.

En 1.977 con la nacionalización petrolera, las 14 empresas operadoras que existían para ese momento pasan a ser propiedad de la República. Entre su nueva estructura destaca

Llanoven que en ese año se fusiona con la CVP, absorbiendo a Palmaven, Bariven y Deltaven para formar CVP-Llanoven.

En 1.978, se firma el registro mercantil de Corpoven filial de Petróleos de Venezuela y al año siguiente la casa matriz le asigna a la nueva empresa las áreas operacionales integradas, entre la que se encuentra la de Barinas donde seguiría la extracción de crudos en campos ya existentes como Sinco, Silvestre, Mingo, Maporal, Silván, Hato y Páez.

A finales de 1.997, la Corporación Energética Venezolana creó la empresa PDVSA Petróleo y Gas fusionando las tres filiales principales existentes para el momento (Corpoven, Maraven y Lagoven). Esta empresa está constituida por tres grandes divisiones, dedicadas a las actividades medulares del negocio: PDVSA Exploración y Producción, PDVSA Manufactura y Mercadeo, y PDVSA Servicios. Cada una de estas divisiones a su vez está integrada por diversas empresas y unidades de negocio, ubicadas tanto en Venezuela como en el exterior, y el sector petroquímico es desarrollado por Pequiven y sus empresas mixtas.

Con esta reestructuración organizativa las áreas operacionales de Barinas y Apure quedaron ubicadas dentro del organigrama en las divisiones correspondientes a exploración y producción bajo la denominación de Distrito Sur al mismo nivel de las otras dos divisiones a nivel nacional: División Oriente y División Occidente.

De esta manera queda conformada PDVSA SUR con operaciones de producción en dos entidades federales: Barinas y Apure, y cuya producción oscila en los 134.500 BPPD con proyecciones a corto plazo de aumento en los niveles de producción hasta de 150.000 BPPD.

Asimismo, existen otras empresas filiales de PDVSA: CIED, Intevep, Palmaven, SOFIP, las cuales tienen como función principal: adiestramiento y capacitación, investigación y desarrollo, apoyo al sector agroindustrial venezolano, y promoción de

nuevas modalidades de inversión y ahorro dentro del proceso de apertura petrolera, respectivamente.

PDVSA Exploración y Producción: La división PDVSA Exploración y Producción es responsable por el desarrollo de petróleo, gas, carbón y la manufactura de Orimulsión®. Esta división está compuesta por las siguientes unidades de negocio: PDVSA Exploración, PDVSA Producción, PDVSA Faja, Bitor-Carbozulia y CVP.

PDVSA Manufactura y Mercadeo: Esta división está a cargo de las actividades de refinación de crudos, así como de la manufactura de productos y su comercialización y suministro para el mercado nacional e internacional. Además, se encarga de la comercialización del gas natural y cumple funciones de transporte marítimo. Esta organización está constituida por: PDVSA Refinación y Comercio, Deltaven, PDVSA Marina, Intevep y PDVSA Gas.

PDVSA Servicios: Esta división es responsable del suministro de servicios integrados, especializados y competitivos, a toda la Corporación. Su área de gestión incluye una amplia gama de especialidades, entre las cuales se destacan: suministro de bienes y materiales, servicios técnicos, consultoría y asesoría profesional, informática e ingeniería, entre otras. Esta organización está compuesta por: Barivén, PDVSA Ingeniería y Proyectos, PDVSA Administración y Servicios, Consultoría Jurídica, Recursos Humanos, Finanzas y Asuntos Públicos.

Basándonos en lo anterior se plantea que PDVSA–Sur forma parte y es derivada del Programa Nacional de PDVSA Exploración y Producción; y a su vez la Gerencia de Finanzas forma parte de PDVSA Servicios.

2.1.4 Descripción y ubicación geográfica de los campos.-

Dentro de la cuenca Barinas y Apure, se han descubierto hasta la fecha quince campos petrolíferos para Barinas y dos para la sub-cuenca de Apure. Los campos de Barinas comprenden: Mingo, Sinco, Hato, Silvestre, Palmita, Silvan, Maporal, Caipe, Borburata, Obispo, Torunos, Las Lomas, Bejucal, Estereo, Páez. Para Apure los campos La Victoria y Guafita.

Todos los campos anteriormente mencionados están situados en un alto estructural conocido como el arco de Mérida, ubicado en el flanco Sur de la sub-cuenca de Barinas-Apure.

En estos campos las acumulaciones de hidrocarburos están controladas principalmente por factores estructurales, donde las características generales de los yacimientos se pueden observar en la *tabla 2.1*.

Inicialmente en todos los yacimientos del área el mecanismo fundamental de producción lo constituirá un empuje hidráulico, lo cual implica que el principal contribuyente al empuje del crudo fuera de los yacimientos, es el agua.

Características promedio general de los yacimientos:	
Tipo de roca	Arenisca
Porosidad promedio:	19.8%
Saturación promedio de agua inicial:	71.6%
Saturación promedio del petróleo inicial:	28.4%
Permeabilidad:	214 md
Gravedad A.P.I:	28

Tabla 2.1. Características promedio general de los yacimientos.

La ubicación geográfica de los campos de producción tanto para el estado Barinas como el estado Apure se observan en las *figuras 2.2 y 2.3* respectivamente.

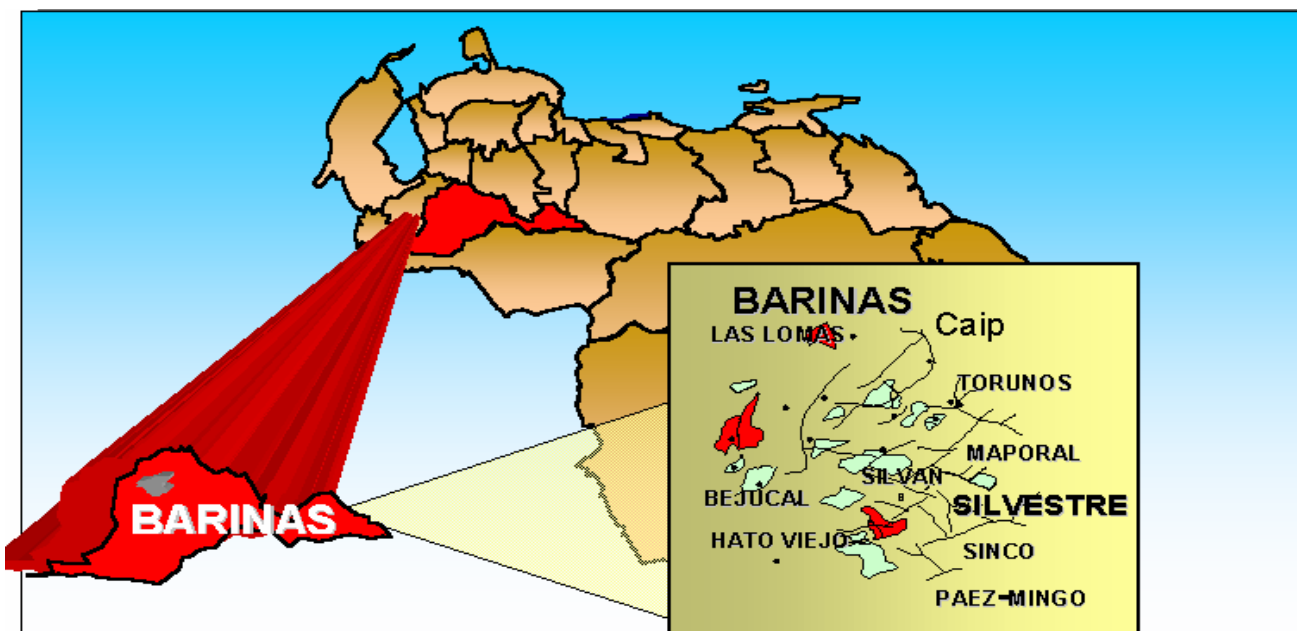


Figura 2.2. Ubicación geográfica de la Sub-cuenca Barinas y de los campos petrolíferos.



Figura 2.3. Ubicación geográfica de la Sub-cuenca Apure.

2.1.5 Unidad de Explotación de Barinas (U.E.B).-

La Unidad de Explotación de Barinas (U.E.B) posee un total de 5 estaciones de flujo y 2 sub-estaciones de flujo las cuales manejan la producción proveniente de los 115 pozos activos que existen en la zona (66 de bombeo electro sumergible y 49 de bombeo mecánico). Para ello cuentan con un total de 120 Km de líneas recolectoras y 40 Km de líneas de bombeo hacia el Patio de Tanques Silvestre (P.T.S).

La producción manejada por cada una de las estaciones para el año 2001 según el informe del desarrollo de Barinas, se distribuye según muestra la *tabla 2.3*.

<u>AREA</u>	<u>MBFPD</u>	<u>BNPPD</u>
MINGO	64,22	3380
SINCO D	84,61	9800
SILVESTRE	12,95	3730
SILVAN	34,91	19350
PALMITA	22,21	4600
TOTAL	218,9	40860

MBFPD: Miles de Barriles de Fluido por Día
BNPPD: Barriles Netos de Petróleo por Día

Tabla 2.3. Producción de Barinas para el año 2001.

2.1.6 Unidad de Explotación de Apure (U.E.A.)-

La Unidad de Explotación de Apure (U.E.A) posee un total de 2 estaciones de flujo, las cuales manejan la producción proveniente de los 176 pozos existentes de los cuales 150 son pozos activos que existen en la zona, todos ellos provenientes de 29 yacimientos (17 activos).

Apure cuenta con los campos La Victoria y Guafita que contribuyen con la mayor parte de la producción del Distrito Sur, con un total de barriles de producción netos de petróleo de 100.000 BPPD.

2.2 Características y condiciones de los efluentes.-

2.2.1 Generalidades-

Debido a que el mecanismo de producción es por empuje hidráulico, los campos petrolíferos ubicados dentro de la cuenca Barinas-Apure del Distrito Sur, se han caracterizado por ser yacimientos con alta tendencia a producir grandes cantidades de agua asociada al crudo, por lo cual se agudizó la problemática del manejo superficial de la misma.

Dependiendo de las características geofísicas de los pozos y del tiempo de operación y explotación de éstos, han permitido que cambien las variables de volumen y caudal de estos efluentes, donde la producción de crudo se ha visto afectada por el continuo incremento del contenido de agua dentro del fluido de extracción. Esto se debe principalmente al agotamiento del contenido de petróleo de los pozos, a la falta de control de los procesos de extracción del petróleo que perjudica las condiciones óptimas tanto de presión como de recuperación del yacimiento, y/o por la necesidad de aumentar la producción diaria por cuestiones económicas, repercutiendo en la mayoría de los casos en la capacidad de aportación del pozo, acelerando la irrupción de agua en la producción de crudo.

Esta condición propia de cada yacimiento, conlleva a la necesidad de enfatizar, estudiar y mejorar los procesos de producción de cada una de las estaciones de flujo, enfocando cada vez más la problemática del manejo del agua superficial así como el tratamiento necesario que ésta necesita para devolverla en condiciones óptimas al medio ambiente.

2.2.2 Descripción de las estaciones de flujo.-

Las estaciones de flujo de producción representan la interfase entre la explotación de los campos y la estación mayor de bombeo. Dentro de ella se llevan a cabo actividades de control y manejo de los fluidos de producción, por ende desempeña un papel importante para el completo y correcto desenvolvimiento de las actividades del manto operacional del Distrito Sur.

Todos los pasos que siguen las estaciones para el proceso de deshidratación del crudo y tratamiento de las aguas se realiza en forma continua, usando tanques de lavado, separadores A.P.I y fosas de asentamiento y enfriamiento. Para cada estación existe un tratamiento específico que depende de los requerimientos que se tengan; por último las aguas son descargadas al medio ambiente (caños, ríos, etc.).

Se debe destacar que para cada estación también existe inyección de productos químicos que actúan como desmulsificantes, anticrustantes y clarificantes del fluido de producción, dependiendo de las características del crudo y del agua, y que son manejados para obtener una mejor separación agua-petróleo.

2.2.3 Descripción del proceso de deshidratación y clarificación.-

El proceso de explotación del petróleo comprende múltiples etapas, que ocurren desde que se extrae de los yacimientos hasta su separación en las estaciones de producción, para luego ser bombeado a las plantas de distribución.

La separación del agua del crudo se efectúa en dos tipos de operaciones. La primera y la de nuestro interés, es la llamada deshidratación la cual se realiza directamente en las estaciones de flujo y dependiendo de las características operacionales de cada estación tanto por el manejo de la cantidad de caudal ó por la composición del fluido, el proceso se hace

de forma más o menos compleja. La segunda operación, llamada desalación, se realiza en una refinería y consiste en lavar el crudo con agua pura y separar esta última del mismo. Ambas operaciones son esencialmente semejantes aunque el propósito es distinto.

La deshidratación del crudo consiste básicamente en separar el agua del petróleo y reducir el contenido de agua dispersa en el crudo a un valor aceptable para cumplir con las especificaciones de los compradores y refinerías, en general el contenido de agua por muestra de crudo debe ser inferior al 1%. La clarificación del agua es el proceso consecuente a la deshidratación del crudo que se encarga de limpiar y reducir la cantidad de crudo remanente de la separación anterior.

El proceso de deshidratación y clarificación cuenta con las siguientes etapas:

- Recolección del fluido hasta las diferentes estaciones de producción.
- Inyección de química.
- Separación del fluido en los tanques de lavado.
- Recuperación del petróleo y el agua en la tanquillas A.P.I.
- Separación petróleo-agua en las fosas de decantación.
- Enfriamiento a través de las lagunas y los sistemas de aspersion.
- Enfriamiento por medio de las torres de enfriamiento.
- Expulsión del agua al medio ambiente.

2.2.4 Diagrama del proceso.-

Los procesos de tratamiento y manejo superficial de la producción de la estación (deshidratación y clarificación) se pueden apreciar en forma general en el diagrama de la figura 2.4.

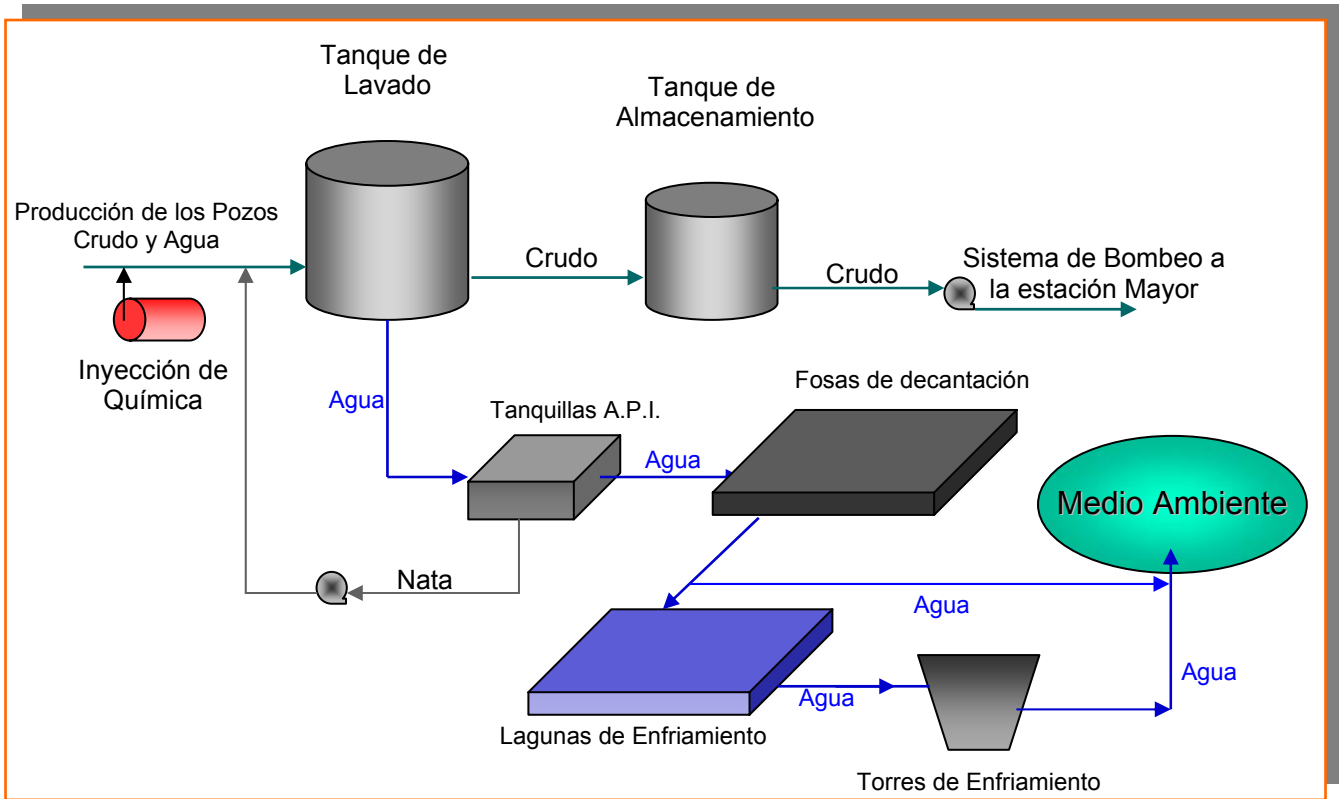


Figura 2.4. Diagrama simplificado del proceso de deshidratación del crudo.

2.2.5 Especificación de los equipos.-

Los equipos utilizados en la separación del petróleo y del agua cambian sus características, tanto de dimensionamiento, capacidad y diseño, dependiendo de los parámetros operacionales del proceso de producción de cada estación, por lo tanto existe un tratamiento específico para cada una, que garantiza el manejo adecuado de estos efluentes.

Los principales equipos utilizados dentro del proceso de tratamiento del fluido son los siguientes:

- Tanque de Lavado
- Tanques de almacenamiento
- Separadores o Tanquillas A.P.I
- Fosas de decantación
- Sistemas de enfriamiento
- Inyección de química

2.2.5.1 Tanque de Lavado.-

En estos equipos se separa el petróleo del agua y se trata mecánicamente la emulsión, mediante una simple decantación. Se deja a la fuerza de gravedad actuar entre ambos fluidos en virtud de su diferencia de densidades, ya que siendo el agua más pesada que el petróleo, se asienta en el fondo del tanque.

Para que el asentamiento o separación por gravedad sea efectivo, la emulsión debe haber sido dividida con ayuda de calor, inyección de productos químicos solubles en petróleo y auxiliares mecánicos dentro del tanque, necesarios para facilitar la separación.

Un aspecto importante del funcionamiento de estos tanques de lavado es el tiempo total de residencia necesario para acelerar la separación eficaz de ambos fluidos. Este dependerá de algunas variables como: viscosidad del petróleo, densidad tanto del petróleo como del agua, cantidad de agitación en el equipo, tasa de fluido que entra en el equipo y el porcentaje de agua contenida en el fluido de producción. Normalmente el tiempo de residencia en los tanques es entre 6 y 10 horas aproximadamente para garantizar una óptima separación.

El tanque de lavado tiene las siguientes funciones:

- Separar el agua del fluido de producción que proviene de los pozos.
- Posee una función de asentamiento, la cual se realiza en la capa emulsionada debido al proceso mecánico aplicado en el recorrido dentro del tanque.

Por regla general los tanques de lavado se componen de cinco (5) partes principales:

1. Línea de entrada o tubería que conduce la emulsión de petróleo-agua al desgasificador o tubo conductor.
2. Desgasificador o tubo conductor por el que fluye la emulsión antes de entrar en el tanque y tiene tres propósitos:
 - a) Separar el gas de la emulsión, disminuyendo así la turbulencia dentro del tanque.
 - b) Sirve como tanque de compensación para evitar que las emulsiones se introduzcan al tanque por las bocas a baja presión.
 - c) Distribuye la emulsión a la sección del agua por medio de un arreglo espaciador.

3. Cuerpo del tanque; que contiene un arreglo estructural para incrementar el tiempo de residencia de la mezcla de petróleo y agua dentro del tanque, ayudando así a la separación.
4. Válvulas de descarga, que controlan la cantidad de agua en la sección de lavado.
5. La línea de descarga, que conduce el petróleo limpio desde el tanque de lavado hasta los tanques de almacenamiento.
6. La línea de descarga del agua de lavado, que la transporta hasta a las tanquillas A.P.I.

La estructura principal del tanque de lavado se observa en la *figura 2.5*.

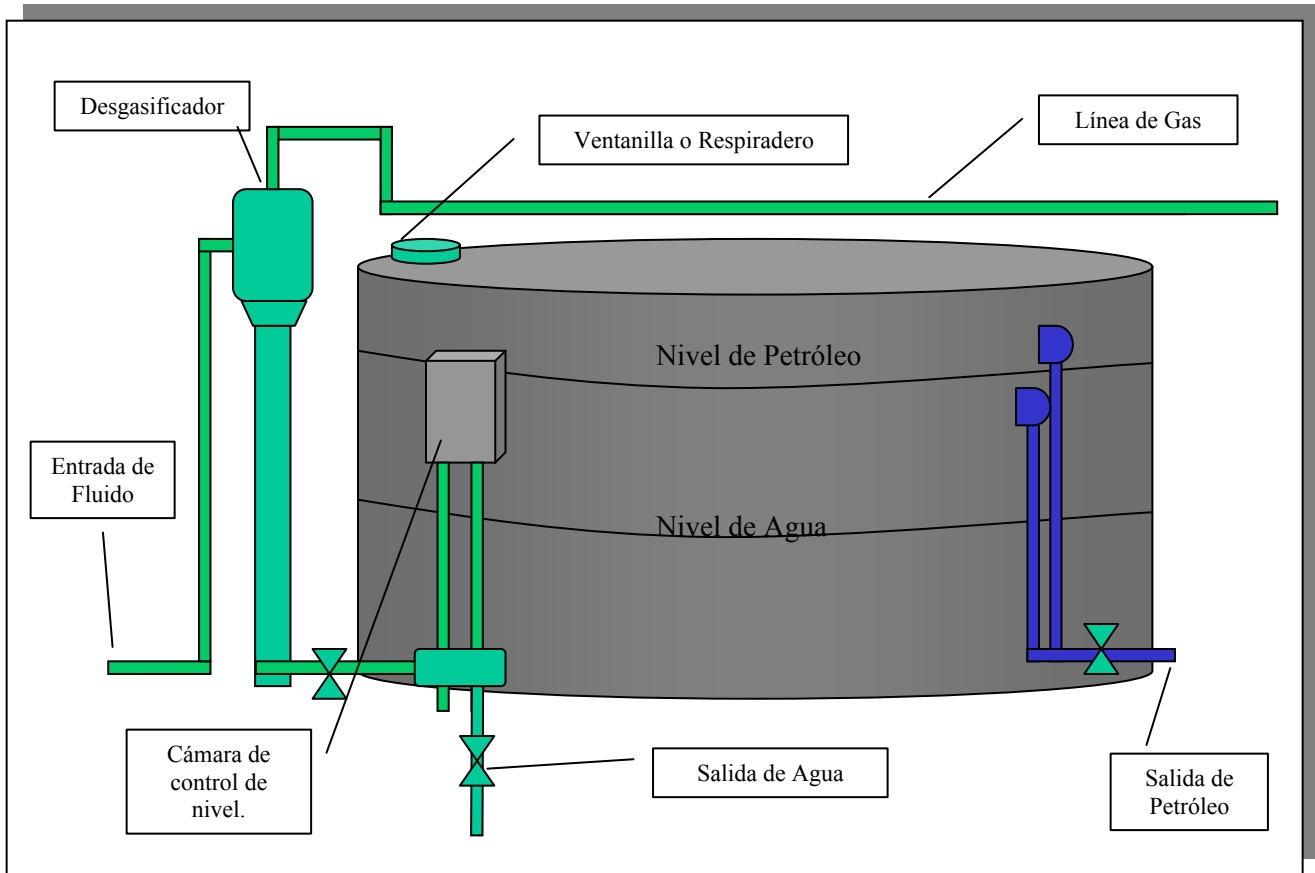


Figura 2.5. Estructura detallada del Tanque de lavado.

Funcionamiento de un tanque de lavado:

El crudo emulsionado que viene del múltiple de producción entra en el desgasificador donde se separa la fase líquida de la gaseosa. Esta fase gaseosa pasa al sistema de venteo mientras que la fase líquida descende por el tubo desgasificador y entra en la zona interna del tanque de lavado a través del distribuidor.

La emulsión fluye a través del tanque de lavado siguiendo una trayectoria inclinada ascendente y en forma de zig-zag debido al arreglo de los “baffles¹” lo que permite incrementar el tiempo de residencia de la emulsión dentro del tanque. Luego penetra en la zona de la emulsión donde el agua remanente se asienta.

2.2.5.2 Tanque de almacenamiento.-

Este equipo es el encargado de almacenar el crudo proveniente del tanque de lavado y pasarlo a la estación de bombeo, para luego ser transportado por el oleoducto hasta las plantas de refinación.

Se entiende que las condiciones del crudo, en lo que se refiere a los porcentajes de agua presente, tienen que cumplir con los requerimientos y por las especificaciones de los compradores y refinadoras, por lo general menor al 1 % de contenido en el crudo, de lo contrario puede haber sanciones por parte de estos.

La capacidad de almacenamiento de estos tanques es menor a los tanques de lavado, ya que sólo almacenan crudo y con la cantidad necesaria para satisfacer la producción de la estación.

La finalidad y propósito de los tanques de almacenamiento es mantener un nivel o colchón de crudo que permite garantizar el flujo apropiado entre el tanque de lavado y la estación de bombeo.

Este tanque al igual que el tanque de lavado cuenta con un arreglo de válvulas y tuberías que permitan controlar el caudal según las necesidades de producción. (Ver *figura 2.6*)

¹ Baffles: Arreglo estructural en forma de láminas que direccionan el flujo de corriente.



Figura 2.6. Fotos de Tanques de Almacenamiento en la Estación Mayor.

2.2.5.3 Separadores o Tanquillas A.P.I.-

Estos equipos diseñados según normas del Instituto Americano del Petróleo (A.P.I), basan su principio de funcionamiento en la diferencia de densidades del agua y petróleo.

Su propósito es efectuar la recuperación del petróleo, donde se separan por diferencia de gravedad. Este equipo recibe el agua proveniente del tanque de lavado, la cual lleva consigo cierta cantidad de petróleo en suspensión por lo que debe ser tratada antes de su disposición final al medio ambiente.

Las Tanquillas están precedidas de una cámara de separación donde llega la tubería de entrada del agua descargada por los equipos de tratamiento de crudo. En esta cámara el petróleo sobrenadante se desborda hacia un segundo compartimiento donde se ofrece un mayor tiempo de retención al fluido, y éste es recolectado por un tubo desnatador, horizontal y orientable, al que se ha cortado un segmento de 90° en toda la longitud.

Se debe tener cuidado en la orientación manual del desnatador de manera de recoger la menor cantidad posible de agua junto con el petróleo, el cual pasa a una cámara pequeña donde es bombeado de nuevo a la entrada de los tanques de lavado. Seguidamente a la segunda cámara, existe un compartimiento final al cual debe llegar sólo agua, por desbordamiento y por la parte inferior de la pared divisora. Por medio de sifones de descarga, el agua es enviada a las fosas de decantación.

2.2.5.4 Fosas de decantación.-

Estas fosas tienen como propósito la separación petróleo-agua por el principio de gravedad diferencial. Permiten a su vez decantar, airear y enfriar el agua. En ellas se recibe el agua separada del tanque de lavado y de las tanquillas A.P.I., que a pesar del tratamiento anterior cuenta con cierta cantidad de suspensión de petróleo.

Las características que deben presentar estas fosas y su número en cada estación dependen de la temperatura y contenido de crudo del efluente a manejar además de la masa de agua del fluido de producción.

Estas instalaciones cumplen óptimamente su función de decantación y al ofrecer tiempos de retención suficientes, permiten que pueda recogerse de su superficie el petróleo sobrenadante separado por diferencia de gravedad.

El equipo auxiliar que utilizan estas fosas son los sistemas de recolección de crudo, que por lo general es una “mopa oleofílica¹” que se tiene sobre la superficie de la fosa, impregnándose de petróleo y devolviendo a un rodillo giratorio que lo exprime. El petróleo así recuperado es enviado dependiendo de su calidad, de nuevo al equipo de tratamiento de crudo o al tanque de bombeo. De tal manera que el agua por diferencia de densidad está a

¹ Mopa Oleofílica: Fibras absorbentes en la que se usan materiales plásticos oleofílicos capaces de adherir el petróleo.

un nivel más bajo que el petróleo en la fosa, pasa a la fosa siguiente mediante sifones, colocados a profundidades tales que no permitan el paso de petróleo a la fosa siguiente. De esta manera en ella se cumplen funciones de aireación, enfriamiento y decantación del agua.

2.2.5.5 Sistemas de Enfriamiento.-

Son los equipos utilizados para enfriar y airear el agua para reducir las temperaturas de deposición al medio ambiente, además de ofrecer las condiciones óptimas para un tratamiento secundario.

Todo lo que se requiere para enfriar el agua es exponer su superficie al aire. Algunos de estos procesos son lentos, como el enfriamiento del agua de la superficie de una laguna, mientras otros son más rápidos como cuando se rocía agua al aire.

La remoción de calor contenido en el agua depende en gran parte de la evaporación al aire de una parte de la misma y la transmisión de algún calor sensible por la diferencia de temperaturas entre ambos.

Torres de Enfriamiento: Las torres de enfriamiento de tiro natural o mecánico son los equipos para enfriar el agua de procesos industriales y donde la disponibilidad de espacio sea crítica, o cuando no se disponga de un medio externo auxiliar para el enfriamiento de los equipos de un determinado proceso industrial.

El dimensionamiento y construcción de estos equipos se justifica principalmente a la capacidad de transferencia de calor que se requiera para enfriar el fluido a condiciones deseables de deposición. (*Ver figura 2.7*)

La instalación de estos equipos se ha hecho necesaria para contrarrestar el alto grado de temperatura con la cual es devuelta el agua de producción al medio ambiente, ya sea por problemas operacionales de los equipos anteriores de tratamiento de los efluentes o también por el incremento de la producción de agua proveniente de los pozos.



Figura 2.7. Fotos de Torres de Enfriamiento.

Sistema de Aspersión: Este método consiste en usar aspersores por medio de los cuales el agua se pulveriza en la atmósfera, hasta formar una neblina o gotas pequeñas.

Este sistema por aspersión está conformado por un arreglo de tuberías colocadas dentro de la laguna construida para este fin y está dotado de boquillas que rocían el agua impulsada por una bomba, sobre la superficie de la laguna, ver *figura 2.8*.

La instalación de las boquillas preverá que las nubes de rociado de una de ellas no estorben a la procedente de la otra. Esto permitirá que el aire húmedo se desprenda del estanque y tome su lugar, aire seco.

Las tuberías están soportadas a cierta altura por encima del nivel del agua y la propia laguna tendrá la profundidad y el tamaño adecuado para tener en cuenta los desvíos del viento y evitando así que se mojen las áreas adyacentes al sistema.



Figura 2.8. Sistema de Aspersores en las Lagunas de Enfriamiento.

2.2.5.6 Inyección de química.-

La inyección de química al fluido se efectúa antes de que entre en el tanque de lavado. Esta operación hace que la separación agua-petróleo se logre con mayor eficiencia y facilidad, ayudando a disminuir el tiempo de residencia del fluido en los tanques, lo cual permite que la suspensión de crudo en el agua sea mínima, donde ésta puede ser retirada en los tratamientos posteriores, ya sea en las tanquillas A.P.I o en las fosas de decantación.

Las sustancias químicas inyectadas actúan como desmulsificante, clarificante y anticrustante, esto permite separar la emulsión formada en el proceso de explotación de los pozos por el agua, petróleo y en algunos casos por gas disuelto, siendo de interés para la empresa el crudo como producto de comercialización. El agua es desechada al medio ambiente y el gas quemado en mechurrios, aunque en algunas estaciones de producción, dependiendo de la calidad y la cantidad del gas, se utiliza el mismo para fines de generación eléctrica y de obtención de condensado.

Cabe recalcar que la emulsión del fluido, compuesta por petróleo, agua y gas, sólo se produce por consecuencia de la explotación de los pozos. Estos se encuentran separados en los yacimientos formando estratos de acuerdo a la diferencia de densidades entre ellos, y depende de las características de cada pozo las proporciones de cada fluido y del tiempo de explotación.

La selección de las sustancias químicas se hace a través de análisis de laboratorio, sobre muestras de crudo en estado de emulsión, y se determina así, para las condiciones de temperatura y volumen de operación de las estaciones, la química más eficiente.

2.2.6 Características y análisis del agua.-

Dentro del proceso de explotación del petróleo, específicamente, en el manejo del agua contenida en el fluido de extracción, se debe conocer las características fundamentales de composición y propiedades que presenta el agua, para determinar el tratamiento adecuado tanto para la separación como deposición en el proceso final hacia el medio ambiente.

Los grandes caudales y el incremento del contenido de agua dentro del fluido de extracción, crean la necesidad de optimizar el manejo y control de esta fuente natural, sobre todo por la particularidad de poseer dentro de su composición sales inorgánicas tales como cloruros, sulfatos y carbonatos de sodio, calcio o magnesio, susceptibles de provocar corrosión en las instalaciones de transporte (oleoductos), así como también las incrustaciones en las mismas, consecuencia de los depósitos de sales.

Otro aspecto muy importante y de problemática actual para la empresa es la deposición del agua a temperaturas por encima de la temperatura normal de los ríos y cauces en donde se vierte, causando un impacto ambiental contaminante. Esto amerita el control y tratamiento de ésta para mantenerse dentro de los márgenes de aceptación de las normativas ambientales.

2.3 Medio ambiente.-

“La crisis ambiental es una manifestación externa de una crisis de la mente y el espíritu. No podría haber una interpretación más errónea de su significado, que creer que solamente está relacionada con la vida silvestre en peligro, la fealdad hecha por el hombre y la contaminación. Estas son parte de ella, pero en forma más importante la crisis está relacionada con la clase de criaturas que somos y lo que debemos llegar a ser para sobrevivir.”

Lynton K. Caldwell

Cuando hablamos del medio ambiente nos referimos al conjunto de componentes o factores climáticos, físicos, químicos y biológicos que involucra al hombre, su cultura, su entorno social y económico, donde la interacción entre estos componentes crea unas condiciones que lo caracterizan.

El medio ambiente es un factor que abarca respeto, entendimiento y comprensión por parte de cualquier ente laboral que de alguna manera son capaces de alterar y modificar su ámbito natural. Entiéndase por impacto ambiental, cualquier alteración positiva o

negativa que ocurre en un medio o ambiente, o en cualquiera de sus componentes, como consecuencia de una actividad, acción o agentes externos diferentes a aquellos que forman parte de su proceso dinámico normal, no deben incluirse cataclismos, por ser estos mecanismos reguladores del equilibrio de la naturaleza.

Para nuestro proyecto en cuestión, el proceso de deshidratación del crudo afecta de alguna manera al medio ambiente; la continua quema del gas asociado a la producción de crudo, liberado éste al ambiente y el vertido del agua de separación en condiciones no aptas a los efluentes naturales cercanos a la zona de las estaciones, hace que sea necesario la evaluación y supervisión tanto por parte de la empresa, para mantenerse dentro de los márgenes y parámetros de las normativas ambientales, así como también la inspección y supervisión de los organismos competentes representantes del ministerio de ambiente para velar por el cumplimiento de estas normas y la preservación de nuestro medio natural.

El tratamiento que se le hace al agua luego del proceso de separación es específicamente para devolver el agua en condiciones óptimas y necesarias para que el impacto ambiental sea insignificante.

2.4 Normativas ambientales.-

El Ministerio de Ambiente y de los Recursos Naturales Renovables es el ente gubernamental encargado de velar por el cumplimiento de las normas ambientales por parte de las diferentes empresas que dentro de su actividad pueda producir algún impacto al medio ambiente, perjudicial para su condición natural. Para nuestro caso en particular las normas de interés son para la clasificación y control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos, estipuladas según gaceta oficial de la República de Venezuela, decreto 883.

A continuación se presenta en la tabla 2.4 los rangos y límites máximos de la calidad de los vertidos líquidos que sean o vayan a ser descargados directa o indirectamente a ríos, lagos, embalses, etc.

Parámetros Físico-Químicos	Límites máximos a rangos	
Aceites minerales e hidrocarburos	20	mg/L
Aldehidos	2	mg/L
Aluminio total	5	mg/L
Arsénico total	0,5	mg/L
Bario total	5	mg/L
Boro	5,00	mg/L
Cadmio total	0,20	mg/L
Cianuro total	0,20	mg/L
Cloruros	1000,00	mg/L
Cobalto total	0,50	mg/L
Cobre total	1,00	mg/L
Cromo total	2,00	mg/L
Crudo total	20,00	mg/L
Demanda Bioquímica de Oxígeno	60,00	mg/L
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	350,00	mg/L
Fenoles	0,50	mg/L
Fluoruros	5,00	mg/L
Hierro total	10,00	mg/L
Magnesio total	2,00	mg/L
Mercurio total	0,01	mg/L
Nitrógeno total	40,00	mg/L
pH	6~9	mg/L
Plata total	0,10	mg/L
Plomo total	0,50	mg/L
Selenio	0,05	mg/L
Sólidos suspendidos	80,00	mg/L
Sólidos sedimentados	1,00	mg/L
Sulfatos	1000,00	mg/L
Sulfitos	2,00	mg/L
Sulfuros	0,50	mg/L
Temperatura	+/- 3	°C
Zinc	5,00	mg/L

Tabla 2.4. Regulaciones según el Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales Renovables (M.A.R.N.R).

Los aportes más significativos de contaminación de la industria petrolera se pueden observar de la tabla 2.4, de los cuales para nuestro estudio en cuestión algunos como la temperatura, crudos totales, pH, sólidos disueltos y otros, representan una pauta importante porque es el punto de partida para el dimensionamiento y diseño de nuestros equipos; además, representan las condiciones y parámetros de operación del ciclo de potencia.

A continuación se presentan las principales características indeseables de las aguas de los efluentes en la industria petrolera:

1. **Crudos:** Aceites y líquidos inmiscibles con el agua. La cantidad de estos compuestos en los efluentes está restringida por las leyes y regulaciones ambientales. El término crudo se la ha aplicado a sustancias que presentan cierto peso molecular de hidrocarburos de origen mineral. Estos pueden ser muy resistentes a la biodegradación.
2. **Temperatura:** La adición de calor a aguas superficiales puede causar serios daños. Un incremento en la temperatura puede causar un decrecimiento en la habilidad asimilativa de los residuos. También se debe saber que la descarga de agua caliente afecta los tratamientos biológicos.
3. **pH:** Es un factor predominante e importante, debido que al hacer un cambio de éste parámetro en aguas superficiales pueden causar serios daños al hábitat de todo el sistema.
4. **Sólidos disueltos:** Algunas de las fuentes industriales presentan altas concentraciones de sólidos disueltos y en suspensión, por lo cual no pueden ser descargadas en aguas superficiales sin un tratamiento previo; por otro lado el funcionamiento de los tratamientos biológicos es vulnerable en presencia concentraciones de sal cercanas a los 10.000 mg/L.

2.5 Aprovechamiento energético de los efluentes.-

“Los recursos son limitados y no deben ser desperdiciados; no hay siempre más de todo. La humana es la única especie viva que desperdicia recursos deliberadamente.”

Principio de los desechos como recursos potenciales.

2.5.1 Necesidad de optimización de los procesos.-

En la actualidad y en los diferentes sectores de producción industrial, existe la necesidad de optimizar la utilización y manejo de la energía disponible y la energía utilizada. Debido a los problemas ambientales ocasionados por la constante emisión de sustancias perjudiciales para nuestro ecosistema, la reducción de la capa de ozono y el calentamiento global del planeta, hace que se busque la manera de reutilizar y aprovechar al máximo toda fuente de energía, que de alguna forma pueda ser útil para sacarle el mayor provecho, reduciendo así la pérdida de estos recursos.

Una empresa que se considere cien por ciento productiva es aquella capaz de transformar todo lo que consume en producto, es decir que no produce pérdida alguna; algo muy difícil de lograr, conociendo que realmente los procesos presentan infinidad de escapes de energía de forma que la eficiencia energética de la planta se mide como la capacidad de utilizar toda la energía disponible con la menor pérdida posible.

2.5.2 Visión y oportunidad de los recursos energéticos.-

Cuando se quiere mejorar o incrementar la eficiencia energética de la planta es importante conocer el proceso completo de producción, de forma de tener una visión

amplia de todos los recursos con que cuenta y se desenvuelve; así se puede determinar las fuentes energéticas disponibles y la manera a la cual pueden ser utilizadas para aumentar la eficiencia de la planta. En la figura 2.9 se puede observar un diagrama de flujo particular de uno de los procesos de deshidratación de crudo existente en PDVSA Sur, donde se identifican dos fuentes de energía térmica que se desechan pudiéndose reincorporar. En los capítulos siguientes se realizará la evaluación de las posibilidades de aprovechar estos recursos residuales del proceso.

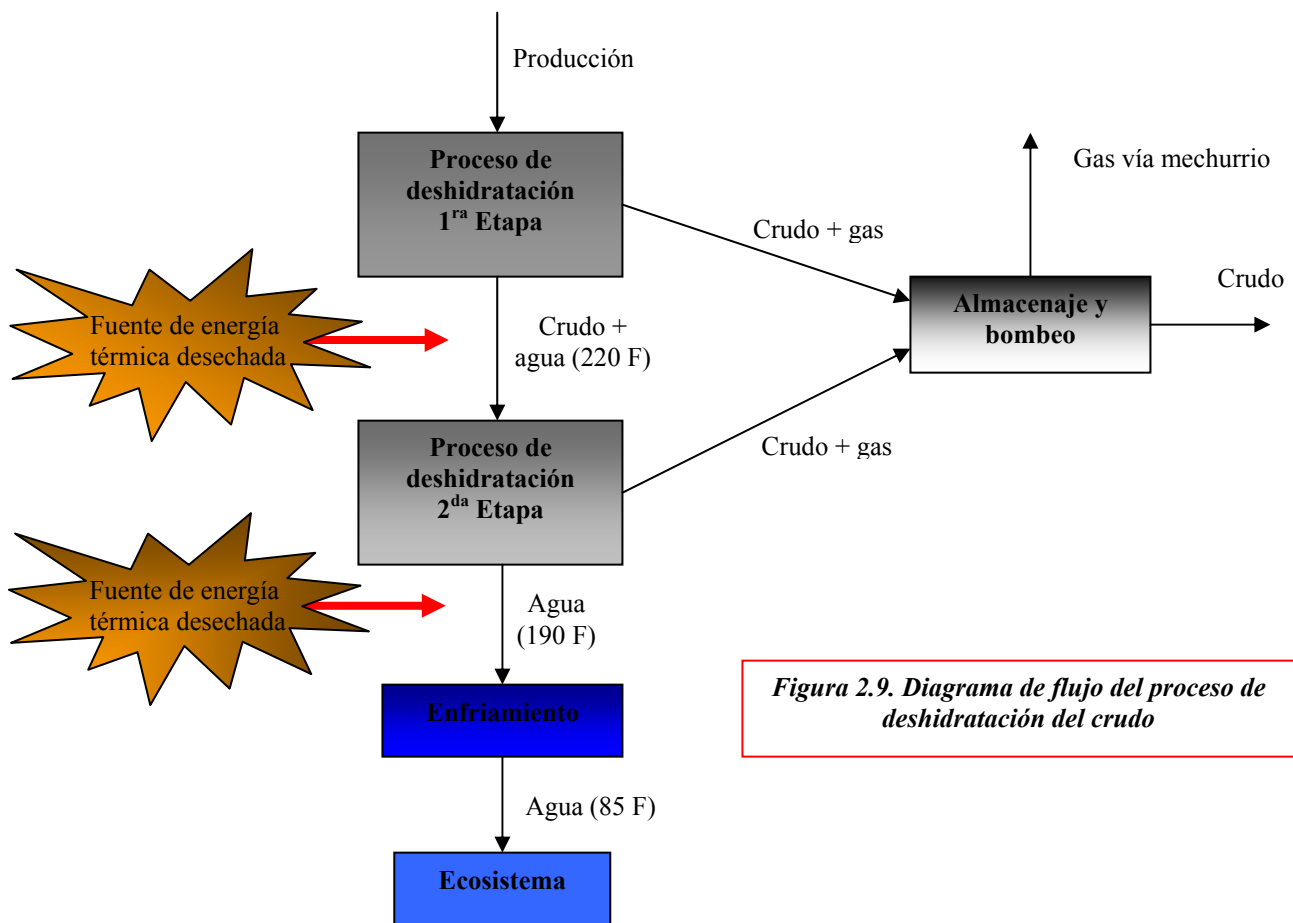


Figura 2.9. Diagrama de flujo del proceso de deshidratación del crudo

Además de contabilizar los recursos energéticos que pueden ser aprovechados, es necesario evaluar la posibilidad de utilizarlos, tanto en el aspecto económico para determinar si es rentable; como en el aspecto ambiental donde la obligación de conservarlo ameriten la optimización de estos procesos.

El agua efluente proveniente de la deshidratación del crudo de producción del Distrito Sur, es una fuente aprovechable de energía térmica, ya que ésta se encuentra a temperaturas elevadas dentro de los yacimientos de explotación, siendo de consideración el uso de esta energía para la generación eléctrica, punto principal del desarrollo de nuestro proyecto.

Los diferentes arreglos que se puedan implantar para la generación de potencia dependerán de los parámetros operacionales de estas aguas, la factibilidad de implantación dependerá de cada caso en específico de las condiciones y magnitudes de este recurso. Se debe evaluar diferentes fases para determinar esta oportunidad energética, aunque se haga evidente que si se aprovecha esta fuente de energía se aumenta la eficiencia del proceso de producción y por ende el rendimiento de la planta.

3.1 Energía geotérmica.-

3.1.1 Generalidades.-

La energía geotérmica es considerada como un tipo de energía no convencional, ésta es un factor importante para el desarrollo energético futuro. Ya sea a mediano o a largo plazo, esta opción nos permitirá situarnos en un punto avanzado de autoabastecimiento energético y autonomía respecto a las fuentes de energía no renovables.

El término geotermia se refiere a la energía térmica producida en el interior de la tierra, el calor telúrico es conducido a través del manto hacia la superficie terrestre que asciende con un flujo promedio haciéndose difuso para las aplicaciones prácticas, dado que existen zonas anómalas en las cuales la variación de la temperatura es mayor (por ejemplo las zonas volcánicas o el contacto entre placas corticales). Los sistemas convectivos de agua subterránea captan dicho calor, alcanzando la superficie a través de rocas porosas o fallas geológicas.

Existen lugares que son importantes fuentes de calor, en donde se manifiesta lo que llamamos energía geotérmica, ya sea en forma de agua caliente o vapor de agua a altas temperaturas, las cuales pueden ser aprovechadas para la producción de energía eléctrica o para otros usos.

3.1.2 Conceptos generales.-

A continuación se definen una serie de conceptos básicos para el entendimiento del tema sobre el origen y funcionamiento de las fuentes de energía geotérmica.

Campos geotérmicos: Son zonas limitadas de la corteza terrestre, en donde existen flujos anormales de calor que producen el calentamiento de las aguas contenidas en los estratos de las rocas permeables.

Están cubiertos por una capa rocosa que impide el escape del fluido caliente y contenidos por rocas porosas y acuíferos. Estos pueden o no escapar hacia la superficie por la presencia de fallas geológicas.

Fuentes de calor: Estas son la base de la energía geotérmica, están constituidas por una masa de magma a altas temperaturas, éstas provienen del manto y ascienden a la corteza para constituir la cámara magmática de un volcán central o sistemas volcánicos, aunque puede depositarse en la corteza sin producir volcanismo. Esta masa magmática constituye la fuente principal de calor para un campo geotérmico.

Reservorio: Está compuesto por una capa de roca de alta permeabilidad y volumen suficiente para mantener una contención de fluido que permita una explotación prolongada sin afectar los niveles de flujo y temperatura en el tiempo.

Capa rocosa: Está situada por encima del reservorio y posee una baja permeabilidad, en algunos casos la impermeabilidad se debe a la alteración hidrotermal de la roca, a causa de la deposición de minerales, fundamentalmente de sílice.

Manifestaciones superficiales: El fluido alcanza la superficie a través de las fallas en la capa rocosa dando origen a fuentes termales, geiser y fumarolas.

Su composición depende de las temperaturas, las fuentes termales son emanaciones de agua, vapor de agua y dióxido de carbono. Los geiser son grietas, que se llenan de agua freática que entran en ebullición y son expulsadas al exterior, el proceso es intermitente, ya que una vez expulsada el agua de las columnas, esta se llena reiniciando el proceso de nuevo.

Las fumarolas son emanaciones gaseosas, desde grietas, en zonas cercanas a volcanes activos. Estos gases incluyen vapor de agua, cloruros volátiles, ácido clorhídrico, anhídrido carbónico y compuestos sulfurados.

La existencia de estas manifestaciones es un indicio de un reservorio geotérmico, no obstante, pueden encontrarse campos geotérmicos en donde no hay ninguna manifestación terrenal.

3.1.3 Explotación de los recursos geotérmicos.-

A continuación se enumeran las fases para la ejecución de un proyecto de explotación de energía geotérmica:

- I) *Estudio de reconocimiento:* Se lleva a cabo por zonas con el objeto de evaluar las posibilidades geotérmicas, este estudio obtiene como resultados:
 - Recopilación de datos: Geológicos, topográficos, fotografías aéreas y satelitales, geofísicos, meteorológicos, hidrológicos y manifestaciones termales de la región.
 - Reconocimiento del campo: Tomas de muestras de rocas y aguas para análisis previos al estudio.

- II) *Estudio de prefactibilidad:* Abarca un área determinada. Esta fase evalúa de una manera preliminar el recurso. Ubica los sitios de perforación de pozos exploratorios con el fin de ubicar anomalías térmicas.

- III) *Estudio de factibilidad:* Tiene como objeto la delimitación del campo geotérmico, la estimación de las reservas explotables, los fluidos geotérmicos y sus posible usos. Se incluyen estudios económicos y diseño de plantas pilotos.

- IV) *Explotación:* Una vez demostrada la factibilidad del proyecto, se ejecuta su explotación.

Para el caso de este proyecto, que no es de explotación geotérmica directamente, sino de aprovechamiento de un calor de origen geotérmico pero que se encuentra en superficie directamente, el estudio tiene ciertas variantes, pero mantiene los objetivos de sus respectivas fases con el fin de evaluar la factibilidad del proyecto.

3.1.4 Localización de la energía geotérmica.-

La calidad y utilidad de un reservorio de energía geotérmica depende de factores como la conductividad de las rocas del subsuelo y la constancia del flujo de calor. En regiones estables tectónicamente el flujo de calor o el gradiente geotérmico no varía con la profundidad apreciablemente, en contra partida, las regiones con actividades tectónicas presentan atractivas variaciones del gradiente geotérmico, que puede ser tanto caliente como frío, representando el primero fuentes de energía geotérmica explotables. Uno de estos tipos de actividades tectónicas que genera interesantes valores de tasas de calor, se encuentra a lo largo de los bordes de las placas tectónicas. Zonas con actividades volcánicas jóvenes y crecientes montañas están localizadas a lo largo de estos bordes, las fracturas geológicas generadas por estas actividades pueden hacer que el calor generado y el magma presente sea transportado a profundidades cercanas a la superficie terrestre.

En la *figura 3.1* se puede observar la distribución de estas zonas favorecidas para la explotación de energía geotérmica. Cabe destacar que Venezuela se encuentra dentro de estas zonas (*figura 3.2*).

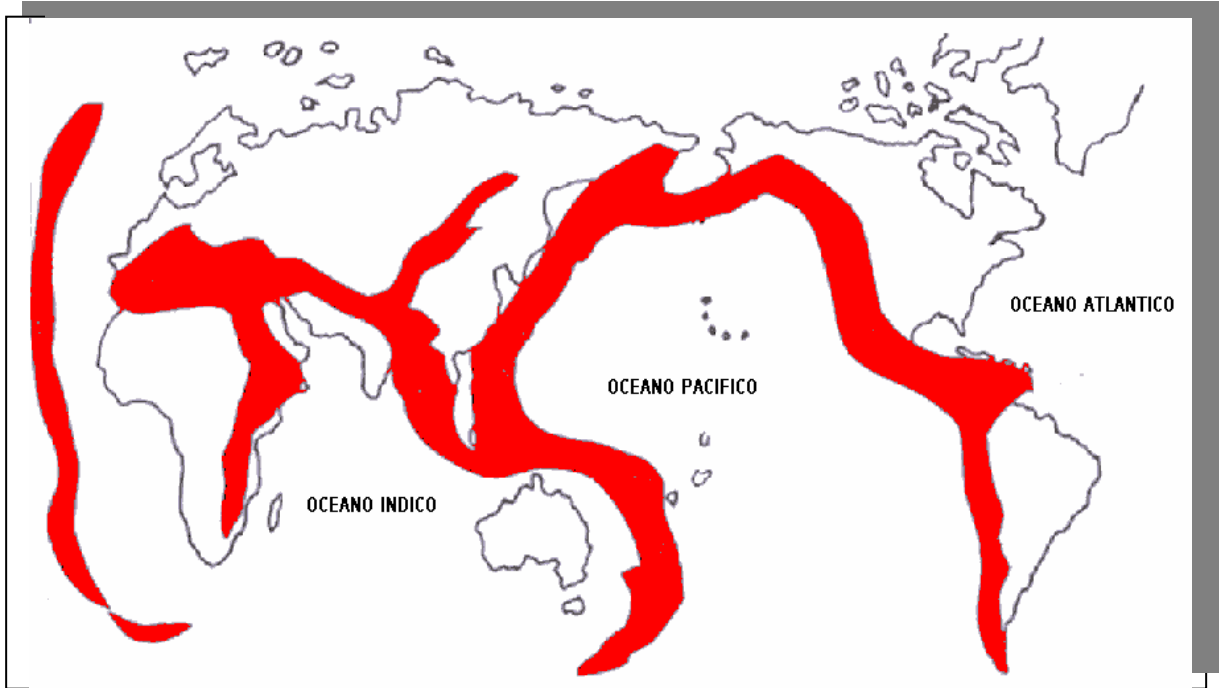


Figura 3.1. Ubicación geográfica de las zonas



Figura 3.2. Zonas geotérmicas de Venezuela

3.1.5 Sistemas hidrotermales.-

Estos sistemas consisten en agua y/o vapor a altas temperaturas, que están almacenados en reservorios de rocas porosas y permeables. Son el resultado de la circulación convectiva de agua y/o vapor, que a través de fallas y fracturas, transportan el calor a las proximidades de la corteza terrestre. La gravedad es la fuerza que mantiene la circulación, debido a la diferencia entre las densidades del agua caliente y la fría que entra en el sistema debido a las corrientes subterráneas y a las provenientes del drenaje de las aguas superficiales. El calor existente en el reservorio es llevado hacia la superficie por el agua caliente y/o el vapor (Figura 3.3).

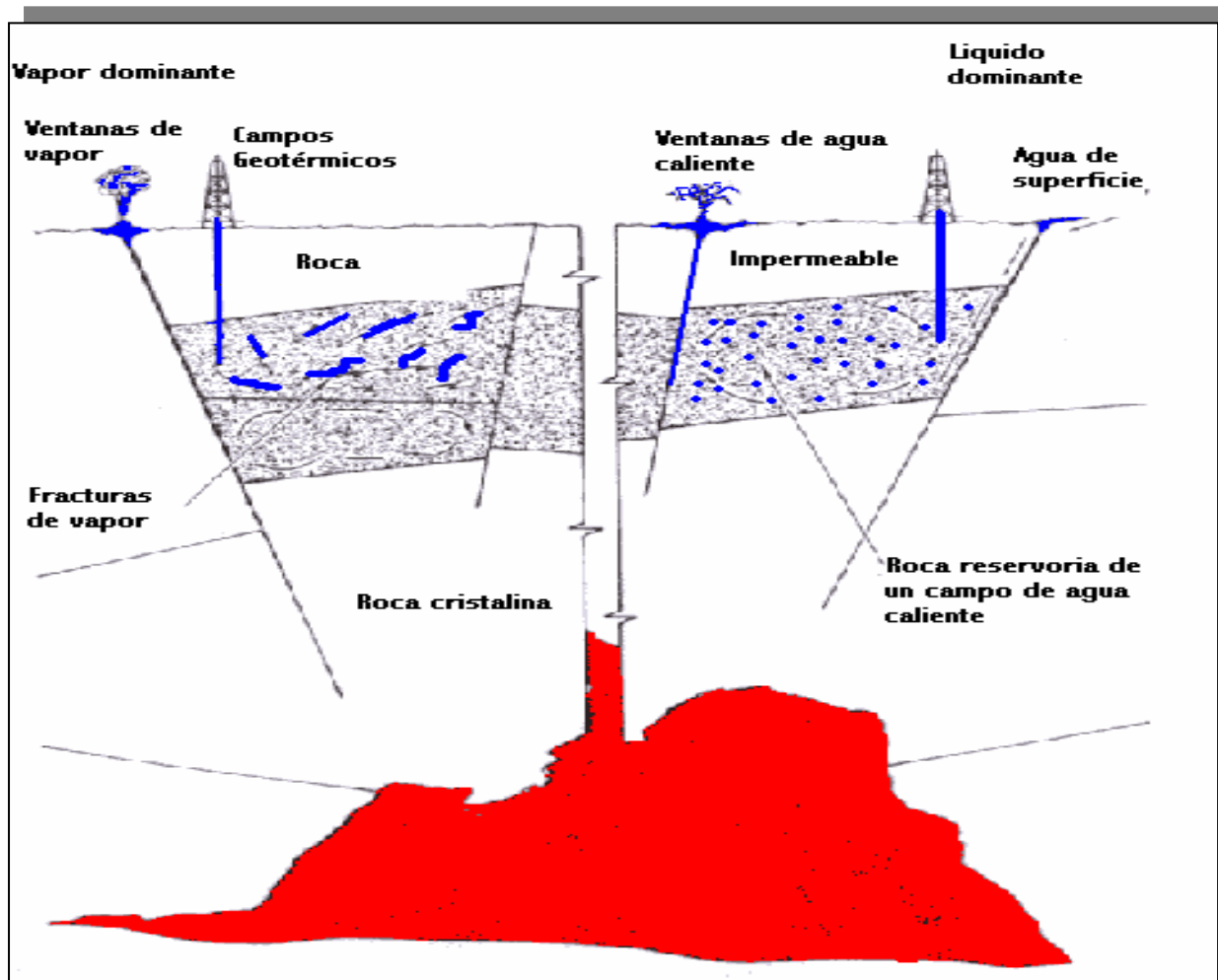


Figura 3.3. Sistemas Hidrotermales

En el caso de este proyecto, el calor acumulado por los acuíferos subterráneos proveniente del gradiente geotérmico, sale a la superficie en forma de una emulsión con el petróleo extraído y a través de las perforaciones artificiales producto de la explotación de este hidrocarburo. Luego de la deshidratación del crudo se tiene como producto agua a altas temperaturas en la superficie.

3.2 Aprovechamiento de la energía geotérmica.-

3.2.1 Tipos de sistemas geotérmicos.-

Los sistemas geotérmicos pueden ser clasificados en cuatro tipos: vapor dominante (dry steam), líquido dominante (hot water), acumulaciones geopresurizadas (hot accumulations), y formaciones secas (hot rock). Aunque cada uno de estos sistemas tiene potencial para la explotación, los sistemas de vapor dominante y líquido dominante ofrecen las condiciones óptimas para la generación de electricidad.

Sistemas de vapor dominante: Estos sistemas son los más raros y deseados de la naturaleza, porque ellos producen una limpia y fácil producción de electricidad. Existen pocos campos por el estilo, los más importantes son el Campo Larderello en Italia y The Geysers en California, USA, estos producen vapor seco y sobrecalentado sin líquidos asociados. Por esto se denominan comúnmente como “*sistemas de vapor seco*”. De todos modos se ha concluido, que el agua líquida y el vapor coexisten en el reservorio, solo que el papel del vapor es controlar la presión, de modo tal que es expulsado a la superficie.

Los sistemas de vapor dominantes, contienen menos rata de calor que lo que agua caliente, pero con la ventaja de que tienen menos problemas para su explotación (como la falta de presencia de sales disueltas). La extracción de estos campos se asimila mucho a la del gas natural.

Mucho del calor de estos sistemas está acumulado en la roca reservorio, el proceso de salida del vapor es isotérmico para la roca. Es común la reinyección de agua para sustraer este calor y enfriar la misma.

Sistemas de agua caliente: En estos sistemas, el agua es el fluido continuo de control de presión. Muchos sistemas pueden contener algo de vapor, que se encuentra en forma discreta de burbujas en las zonas de baja presión. Estos sistemas son más comunes que los de vapor seco, también como se mencionó antes contienen una tasa de energía aprovechable mayor.

El agua de estos reservorios es una solución acuosa diluida que contiene sodio, potasio, litio, calcio, clorhídricos, bicarbonato, sulfatos, boro y un alto porcentaje de sílice. Los campos más importantes hasta ahora encontrados son el Imperial Valley en California, USA, el Wairakei en Nueva Zelanda y el Cerro Prieto en México.

Sistemas de acumulaciones geopresurizadas y de formaciones secas: Estos son sistemas en los que el subsuelo tiene gradientes geotérmicos llamativos, pero no pasa agua como fluido de transporte de esta energía térmica. Pueden existir fluidos de gases-vapor disueltos en cierta cantidad de agua, pero no suficiente como para utilizarla para medio de transporte. Estos sistemas contienen una cantidad de energía llamativa, pero habrá que esperar nuevas tecnologías que hagan rentables económicamente su explotación.

3.2.2 Conversión de energía de campos geotérmicos.-

El diseño de sistemas de conversión de energía para campos geotérmicos es muy particular, ya que estas fuentes de energía tienen las características de ser específicas para cada situación, teniendo variantes de reservorio a reservorio obliga a los ingenieros a desarrollar soluciones específicas para cada caso.

Por otro lado, los campos geotérmicos de bajas temperaturas, la energía solar y los gradientes térmicos de los océanos, son nuevas fuentes de aprovechamiento energético que representan retos para los ingenieros encargados de sus diseños por sus bajas eficiencias debido a la restringida diferencia de temperatura, lo que obliga a complementar este defecto con altas tecnologías e innovadores diseños.

Configuración de los ciclos de conversión:

Por lo personalizado de cada diseño, existe una gamma variada de configuraciones de ciclos de conversión. En las *figuras 3.4 A y B, y 3.5 A, B y C* se ilustran algunas alternativas.

El ciclo Rankine es el común denominador entre todos los modelos, utilizando vapor seco o saturado, agua caliente o ciclos binarios. Bajo la suposición inicial de que todas las impurezas del fluido geotérmico serán retiradas se pueden hacer buenas aproximaciones de equipos y materiales convencionales.

En general, la aplicación de cada ciclo depende de factores como la calidad del vapor, las impurezas contenidas, los niveles de temperatura y presión y los gases disueltos no extraíbles del fluido geotérmico.

Para el caso en estudio, interesan más las configuraciones de ciclos para bajas diferencias de temperaturas entre el fluido orgánico y temperatura de la fuente fría.

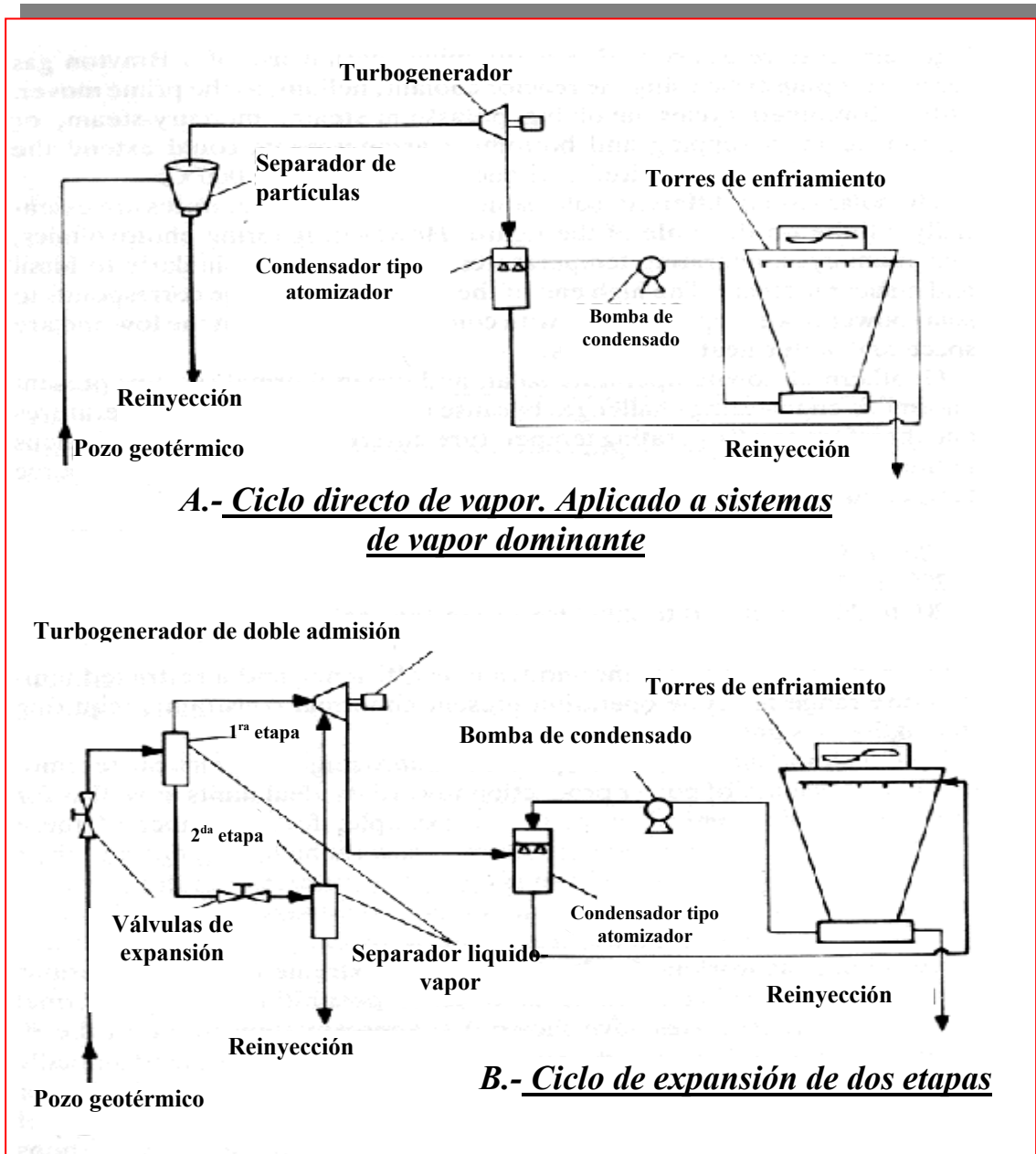


Figura 3.4. Diversas configuraciones de plantas geotérmicas

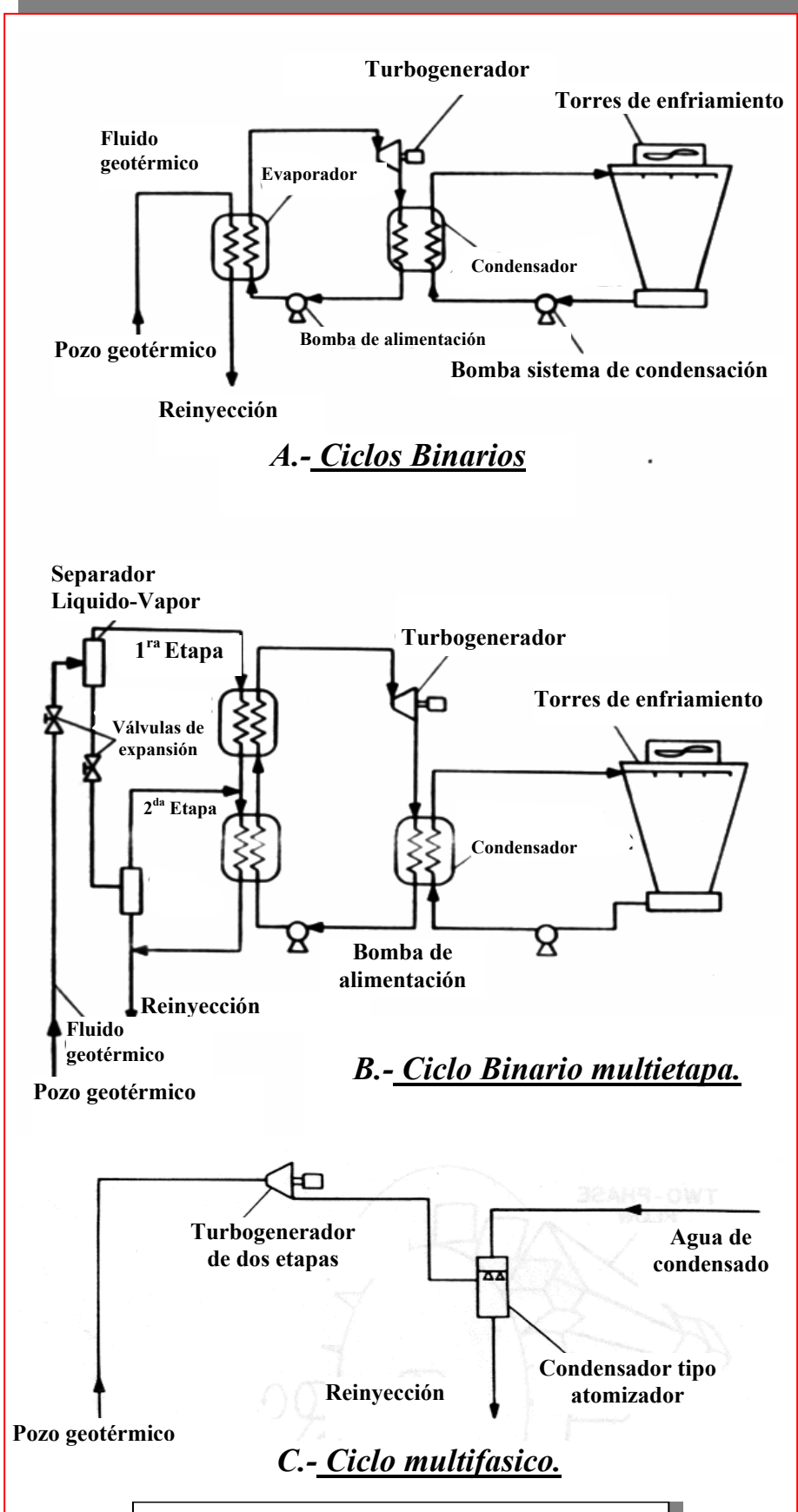


Figura 3.5. Diversas configuraciones de ciclos geotérmicos

Este es el caso de los ciclos binarios o ORC (Organic Rankine Cycle) *Figura 3.5 A*, que son configuraciones de ciclos Rankine cerrados, que involucran un intercambiador de calor primario de alta temperatura que transfiere calor desde el fluido geotérmico hacia un segundo fluido de trabajo, el cual es expandido en un turbogenerador y es condensado con un segundo intercambiador de calor de baja temperatura, el cual disipa el calor remanente del fluido de trabajo con un tercer fluido (generalmente agua o aire) al ambiente mediante torres de enfriamiento u otro sistema. El ciclo es cerrado bombeando el fluido de trabajo a su máxima presión de operación hacia el intercambiador de alta. Los fluidos de trabajo considerados para estas aplicaciones incluyen los hidrocarburos de bajo peso molecular, como lo son el Isobutano (i-butano) y el propano, al igual que sus derivados halogenados (fluorocarbonos como el CH_2F_2 , CHCl_2F , C_2ClF_5) y el amoníaco (NH_3).

La ventaja de estos ciclos es su inmunidad a la calidad y condición del fluido geotérmico, más aun, ya que su fluido de trabajo tiene bajas temperaturas de ebullición y bajas densidades respecto al vapor de agua, mucho más pequeñas y económicas turbinas son necesarias para realizar la misma potencia de salida requerida. Por otro lado las principales desventajas son la complejidad respecto a los ciclos Rankine simples y los costos asociados a sus componentes extras.

En los últimos años ha crecido el interés en estas configuraciones por su poder de aprovechar pequeñas fuentes de energía, incluso no sólo para aplicaciones geotérmicas, si no otros sistemas de bajas temperaturas, como lo son los derivados de la energía solar, gradiente de los océanos y aprovechamiento de calores residuales. Algunos autores (Holt and Ghormley (1976) y Eskesen (1977)) describieron los ORC como estados del arte tecnológico, por su alto nivel de tecnología en sus componentes y por su versatilidad en el aprovechamiento energético.

Existe otro híbrido de interés que se muestra en la *figura 3.6*, éste involucra un ciclo ORC combinado a un quemador de combustible fósil o generador de vapor, donde el calor de combustión proporciona el déficit de energía proveniente de la fuente geotérmica para

alcanzar los niveles de potencia deseados. También puede darse el caso contrario, donde el fluido geotérmico se encarga de precalentar el flujo de entrada a la caldera de un ciclo Rankine simple.

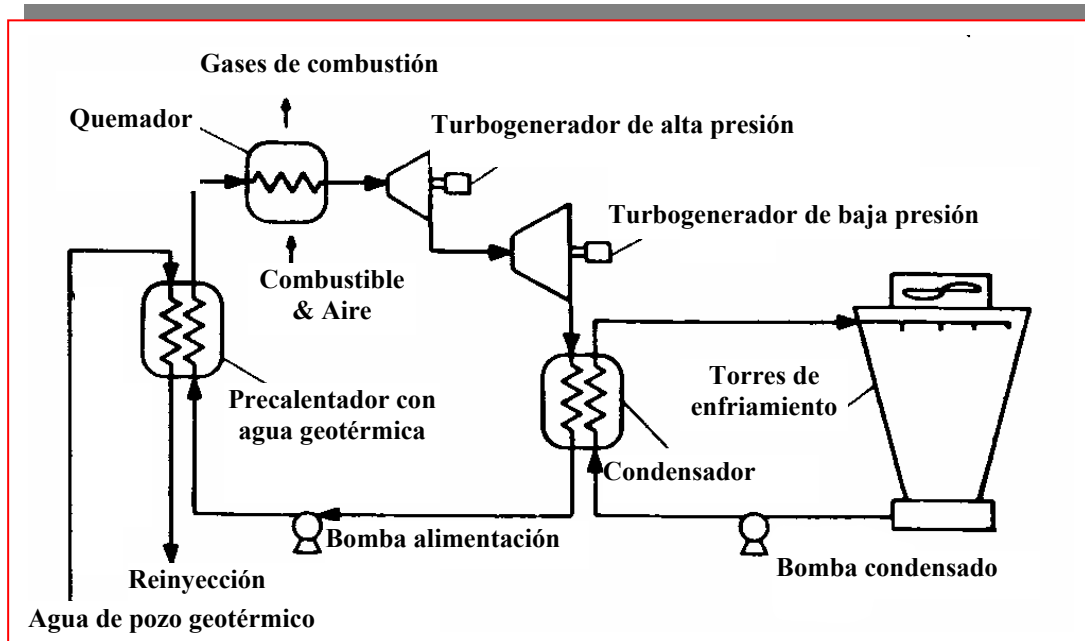


Figura 3.6. Híbrido ORC-Combustible fósil.

Fuera de los intereses eléctricos de la energía geotérmica, existen otras configuraciones donde aprovechan el calor en sus procesos, tal como la cogeneración, aires acondicionados por absorción, vapor, calefacción, acuicultura, agricultura, etc.

Un punto adicional y a favor del proyecto es la capacidad de estas plantas de funcionar lejos de los campos geotérmicos. Se han hecho estudios (Hausz (1976), Meyer and Hausz (1977) y Kakheck (1978)) donde se determinó la viabilidad de instalar plantas geotérmicas hasta más de 100 Km de distancia de los campos geotérmicos sin afectar notoriamente su efectividad.

4.1 Generalidades.-

Una vez conocido en detalle el proceso y los posibles antecedentes de aprovechamiento energético, se comienza la fase de generación de ideas específicas a nuestro caso, a modo de estudiar opciones que generen un criterio firme para la selección de la metodología más conveniente para resolver el problema planteado. El objetivo no es realizar estudios profundos de cada opción, en cambio se busca sólo la evaluación de la tecnología disponible a modo de poder comparar cualitativamente las alternativas planteadas, conociendo las virtudes y desventajas de cada proceso, pudiendo así establecer una respuesta con bases sólidas sobre el inicio de una segunda fase para una opción en específico.

El objetivo principal de esta fase del proyecto es evaluar la factibilidad técnica en el aprovechamiento del calor latente en el agua producto de la deshidratación del crudo, mediante la comparación de distintas opciones de generación de potencia para la producción de energía eléctrica.

Para dicha evaluación, se suministra en este documento la información necesaria para la primera fase (visualización), donde a groso modo se presenta la descripción y alcances del proyecto, el plan de ejecución clase V y sus respectivos estudios.

4.2 Descripción y Alcance de la Fase.-

El alcance de esta fase, contempla el estudio y la evaluación técnica hasta un estimado clase V, para su elaboración.

Este proyecto está basado en el aprovechamiento de una fuente de energía térmica proveniente de las altas temperaturas presentes en el agua producto del proceso de deshidratación del crudo, utilizando está para la generación de energía eléctrica.

Motivados por la tendencia actual del aprovechamiento total de la energía en la operación de una planta o dentro de un proceso determinado, y basándonos en los estudios de factibilidad, se busca, como propósito y meta, aumentar la eficiencia térmica de la planta, generar estabilidad eléctrica en el sistema de producción y contribuir en el proceso de enfriamiento de estos efluentes. Para ello se seleccionará la tecnología más adecuada, la alternativa de mayor factibilidad que justifique la inversión de capital.

La elaboración de esta fase abarca la descripción de los ciclos evaluados, así como la del ciclo seleccionado en detalle, los parámetros de operación del proceso, las condiciones y composición de los efluentes, la potencia generada, así como cualquier otro aspecto referido al mismo.

4.3 Estrategias consideradas.-

Basándonos en las diferentes formas de aprovechamiento de fuentes de energía térmica que son aplicados y desarrollados en diferentes partes del mundo, hacemos referencia a ellos, sirviéndonos de apoyo e información en la elaboración de nuestro proyecto.

Una de estas fuentes es la energía geotérmica, que aprovecha el calor proveniente de fuentes de vapor subterráneo o de yacimientos de agua a altas temperaturas y lo transforma en energía eléctrica, ya sea por la utilización directa del agua en forma de vapor o a través de un intercambio de calor con un ciclo ORC. Otra forma de generación, también utilizada, son los llamados estanques solares, que por medio del aprovechamiento de la radiación infrarroja del sol crea un pequeño gradiente de temperatura dentro de los estanques permitiendo el aprovechamiento de este para la generación eléctrica.

La selección del ciclo de generación de potencia más eficiente, los equipos necesarios que actúen dentro del sistema, y sobre todo las limitaciones de costos de cada uno de ellos, hace necesario el estudio y la evaluación de diferentes alternativas para la

implantación y ejecución del proyecto, de manera de garantizar que el proceso seleccionado sea el más adecuado y el de mayor rendimiento.

Para nuestro caso en particular se cuenta con una fuente de energía térmica que es desaprovechada y liberada al medio ambiente, motivo por el cual nos enfoca hacia un principal objetivo y de interés común para la empresa, buscar la manera de utilizar ésta para la generación de energía eléctrica. Esto nos lleva a estudiar las diferentes formas y alternativas de aprovechamiento energético existentes en la actualidad comparando y evaluando la eficiencia de los diferentes ciclos de potencia que puedan ser utilizados para la conversión de esta energía.

4.4 Opciones planteadas.-

Con una volumetría actual de aproximadamente 600 MBAD a un promedio de 180 °F se evaluaron las siguientes configuraciones de ciclos de potencia:

- Ciclo Rankine:
 - Salida de vapor.
 - Salida de condensado.
 - Con recalentamiento.
- Potencia Hidráulica.
- Ciclos ORC:
 - Simple.
 - Híbridos.

Cabe destacar que la evaluación de estos ciclos para esta fase del proyecto es netamente cualitativa, buscando generar ideas diversas de aprovechamiento de energía. La selección de la configuración óptima estará vinculada a los intereses de la empresa netamente y no a la opción que de primera vista luzca como la ideal.

4.4.1 Ciclos Rankine.-

Se evaluó la opción de elevar la temperatura del agua para obtener vapor, aprovechando la alta temperatura inicial de ésta, y utilizar dicho vapor en configuraciones de ciclos Rankine abiertos:

Ciclo Rankine-Salida de vapor:

Se eleva la presión del agua, producto de la deshidratación del crudo proveniente de los tanques de lavado, a través de una bomba de alimentación. Esta es convertida en vapor en un generador de vapor de combustible fósil, para luego ser expandido en una turbina contra la presión atmosférica y ser liberado al ambiente en forma de vapor, aprovechando la potencia generada por la turbina en un generador de energía eléctrica. En la *figura 4.1* se muestra la configuración del esquema planteado:

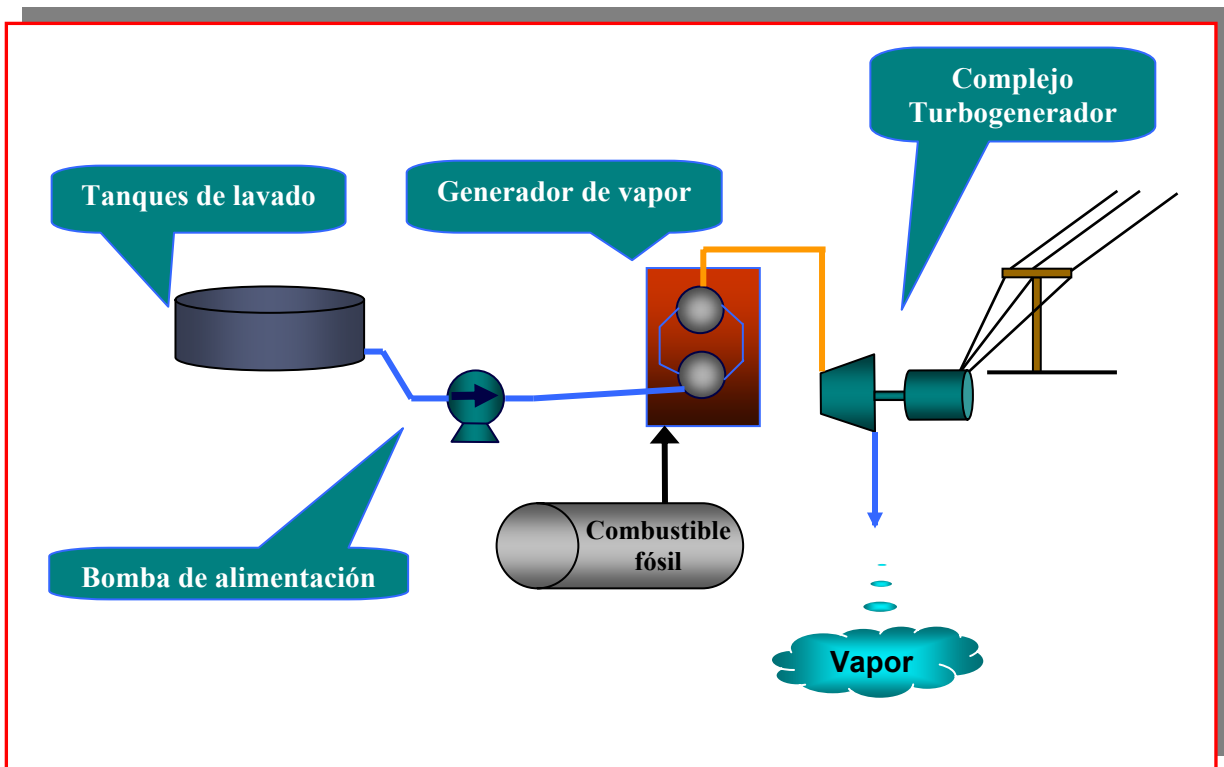


Figura 4.1. Ciclo Rankine-Salida de vapor.

En la *tabla 4.1* se resumen las características de esta configuración:

<i>Ventajas</i>	<i>Desventajas</i>
Potencias medias respecto a las demás opciones evaluadas	Problemas ambientales con los desechos de vapor
Baja complejidad	Consumo de combustible
	Incrustaciones debido a la calidad del agua
	Mayor consumo energético respecto a las demás opciones.
	Altos costos de operación y mantenimiento.

Tabla 4.1. Características del ciclo Rankine-Salida de vapor.

Ciclo Rankine-Salida de condensado:

En esta configuración se modifica el ciclo Rankine con salida de vapor, a modo de condensar el fluido después de la expansión, con el objeto de tener una mayor caída de presión y a su vez una mayor potencia. Por otro lado, en esta configuración el residuo es agua líquida a temperaturas superiores a la temperatura ambiente.

En la figura 4.2 se muestra el esquema del ciclo.

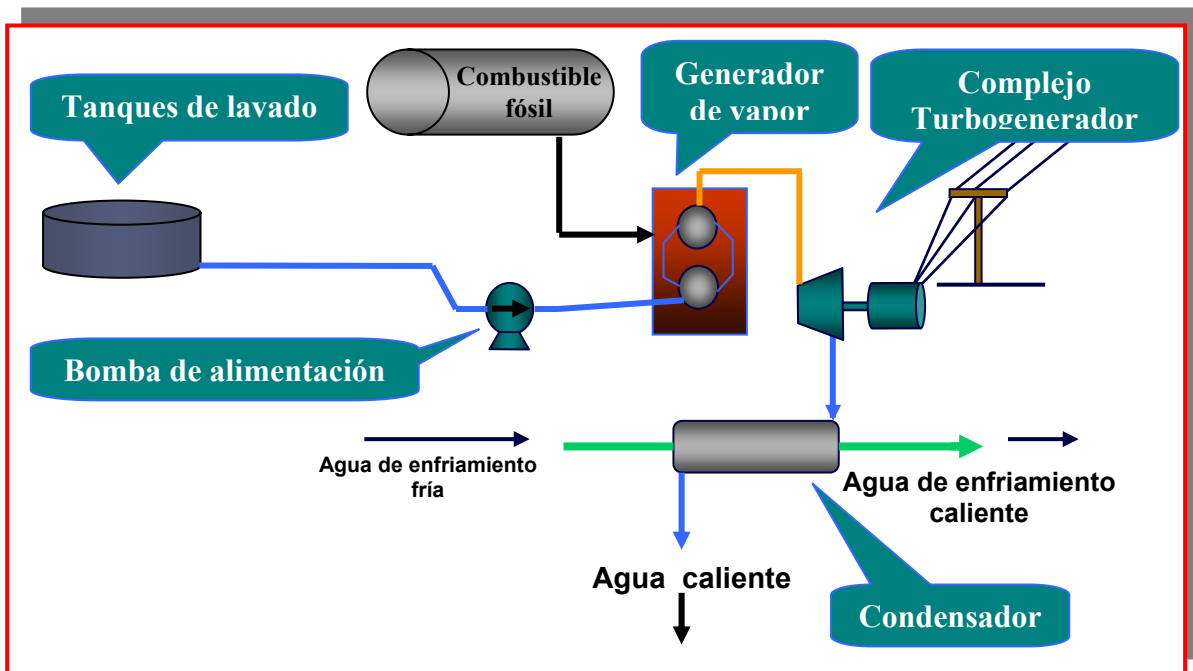


Figura 4.2. Ciclo Rankine-Salida de condensado.

La evaluación de este ciclo se resume en la Tabla 4.2:

<i>Ventajas</i>	<i>Desventajas</i>
Potencias medias-altas respecto a las demás opciones evaluadas	Necesidad de una fuente de agua fría abundante para la condensación
Complejidad media	Consumo de combustible
	Incrustaciones debido a la calidad del agua de proceso
	Mayor consumo energético respecto a las demás opciones.
	Residuos de agua caliente.
	Altos costos de operación y mantenimiento.

Tabla 4.2. Características del ciclo Rankine-Salida de condensado.

Ciclo Rankine con recalentamiento:

Como muestra la figura 4.3, esta configuración busca aumentar la potencia del ciclo expandiendo el vapor en varias etapas, con la posibilidad de recalentadores entre etapa y etapa. De esta manera se busca un punto de equilibrio entre inversión de capital y potencia obtenida, revisando las distintas opciones que brinda la configuración de ciclo Rankine.

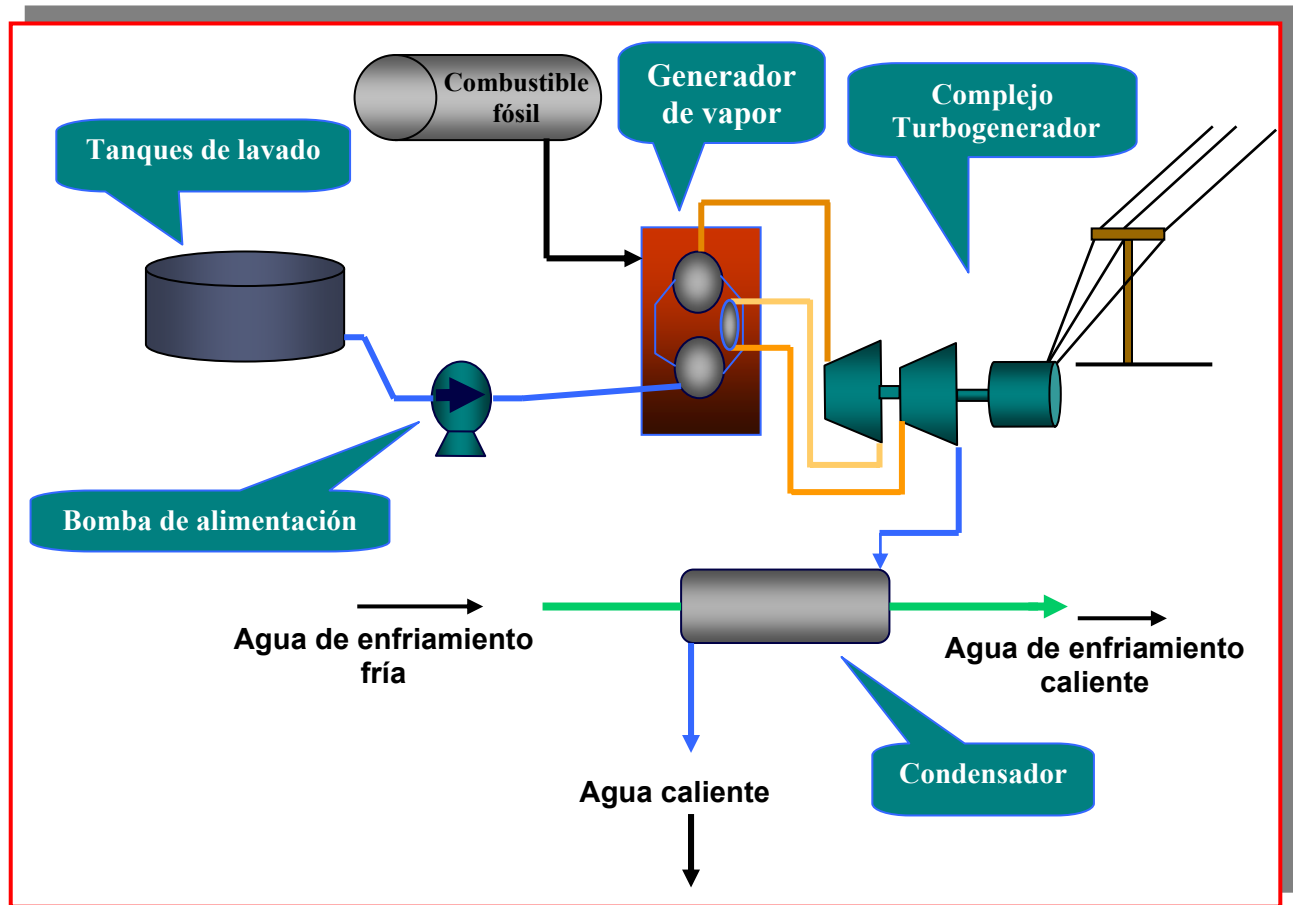


Figura 4.3. Ciclo Rankine-Recalentamiento.

<i>Ventajas</i>	<i>Desventajas</i>
Potencias altas respecto a las demás opciones evaluadas	Necesidad de una fuente de agua fría abundante para la condensación
	Alto consumo de combustible
	Incrustaciones debido a la calidad del agua de proceso
	Mayor consumo energético respecto a las demás opciones.
	Residuos de agua caliente.
	Altos costos de operación y mantenimiento.
	Mayor complejidad.

Tabla 4.3. Características del ciclo Rankine-Recalentamiento.

4.4.2 Potencia hidráulica.-

Esta configuración busca el aprovechamiento del caudal de agua y la diferencia de altura entre los tanques de lavado y las tanquetas A.P.I, como potencia hidráulica para la generación de energía eléctrica. En la figura 4.3 se muestra un esquema de la opción.

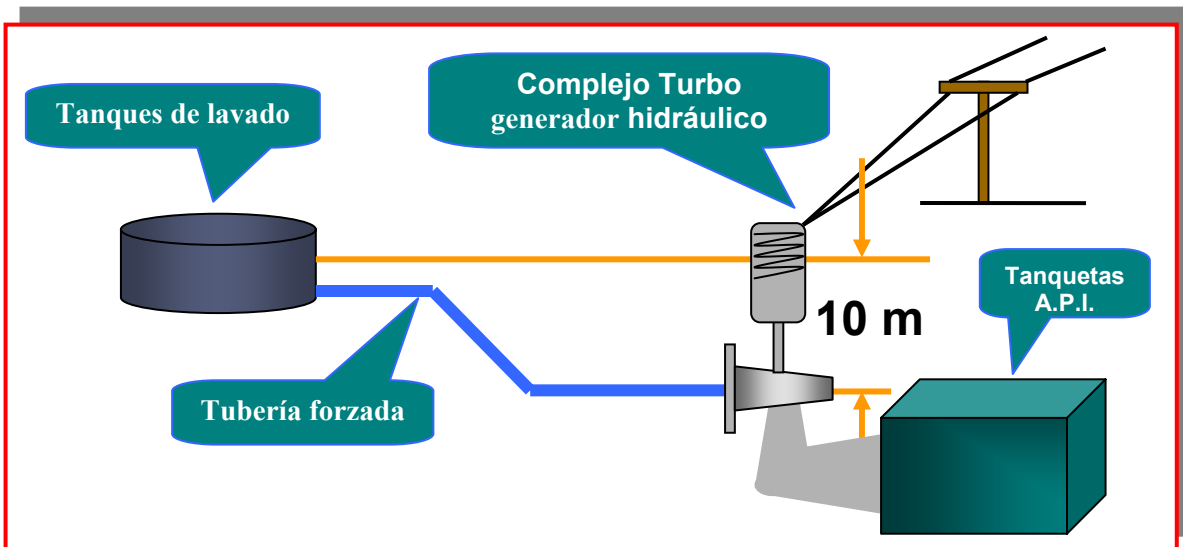


Figura 4.3. Potencia Hidráulica.

4.4.2.1 Ventajas	Desventajas
Baja complejidad.	Baja potencia.
Bajos costos de operación y mantenimiento.	No altera la temperatura del agua.
No consume combustibles	Sensible a la calidad del agua.
Bajo consumo energético.	

Tabla 4.4. Características de la potencia hidráulica.

4.4.3 Ciclos Rankine Orgánicos (ORC).-

Ciclos ORC Simples:

En la *figura 4.5* se muestra el esquema de esta configuración que fue descrita en el *Capítulo III*:

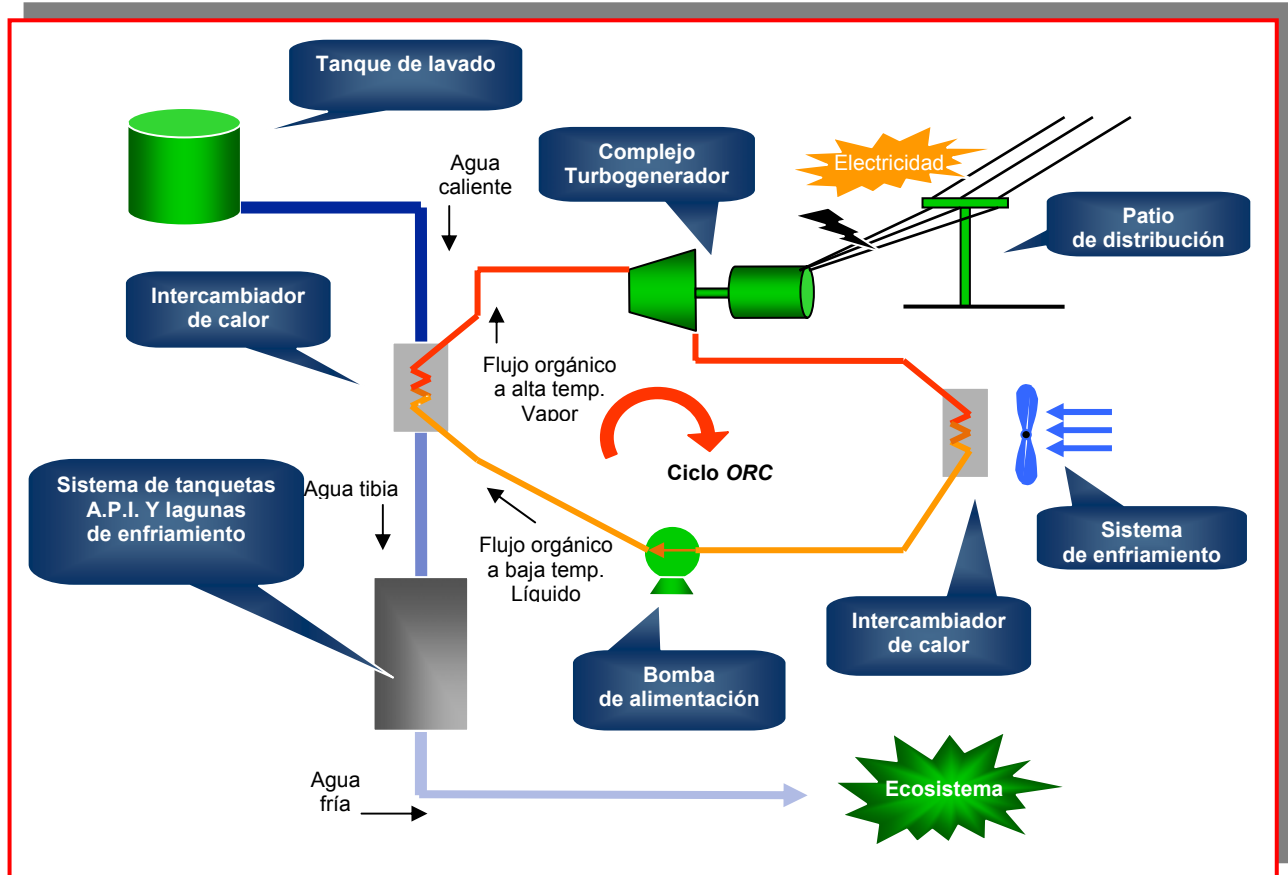


Figura 4.5. Ciclo ORC

4.4.3.1 Ventajas	Desventajas
Máximo aprovechamiento energético.	Estricta dependencia de la temperatura del agua de proceso
Potencias medias.	
Bajos costos de operación y mantenimiento.	
Enfría el agua del proceso	
Complejidad media	
Bajo consumo energético	
No consume combustibles	

Tabla 4.5. Características de los ciclos ORC.

Ciclos ORC híbridos:

A un ciclo ORC simple, se le agrega un tercer intercambiador que absorbe el calor (éste puede ser residual o no) de los gases de escape de alguna combustión. Dicho calor es usado para terminar de sobrecalentar el vapor del fluido de trabajo como se muestra en la *figura 4.6*. Igualmente se anexa una tabla de comparación (*tabla 4.6*):

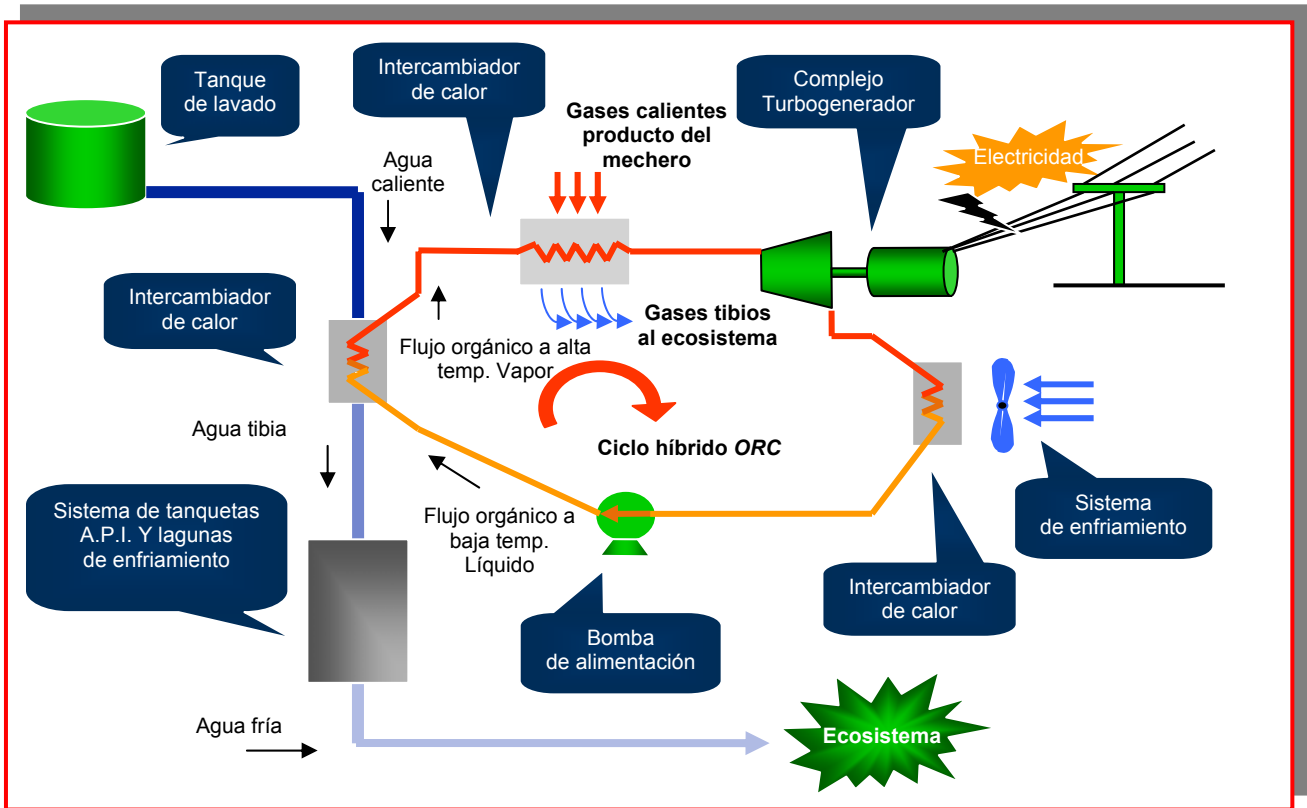


Figura 4.6. Ciclo ORC híbrido.



<i>4.4.3.2 Ventajas</i>	<i>Desventajas</i>
Máximo aprovechamiento energético, tanto del agua como del gas.	Estricta dependencia de la temperatura del agua de proceso y de los gases de combustión.
Potencias medias-altas.	
Bajos costos de operación y mantenimiento.	
Enfría el agua del proceso	
Complejidad media	
Bajo consumo energético	
Puede diseñarse para funcionar con ambas fuentes de calor por separado.	

Tabla 4.6. Características de los ciclos ORC híbrido.

4.5 Matriz de comparación.-

En la *tabla 4.7* se puede observar la comparación de los principales parámetros: FT= Factibilidad Técnica; POT= Potencia obtenida; EP= Enfriamiento del agua de proceso; ICR= Nivel de Incrustaciones; AE= Aprovechamiento energético; CCE= Consumo de Combustibles y Energía; de cada configuración.

	<i>FT</i>	<i>POT</i>	<i>EP</i>	<i>ICR</i>	<i>AE</i>	<i>CCE</i>
<i>RV</i>	*	-	-	*****	-	-
<i>RC</i>	*	-	-	*****	-	-
<i>RR</i>	*	-	-	*****	-	-
<i>PH</i>	**	-	-	-	-	-
<i>ORC</i>	*****	***	*****	***	****	*
<i>ORCH</i>	*****	****	*****	***	*****	***

Tabla 4.7. Matriz de comparación de los ciclos estudiados.

- RV = Ciclo Rankine-Salida de vapor.
- RC = Ciclo Rankine-Salida de condensado.
- RR = Ciclo Rankine-Recalentamiento.
- PH = Potencia hidráulica.
- ORC = Organic Rankine cycle.
- ORCH = Organic Rankine cycle híbrido.

Donde la evaluación se hace en base a una escala del 1 al 5, siendo 1 la calificación más baja y 5 la mayor:

La factibilidad técnica de los ciclos Rankine obtuvo puntuación baja debido a la calidad del agua de proceso, la cual no es apta para la evaporación y su tratamiento ha sido

descartado en estudios anteriores por parte de la empresa. De esta manera los ciclos Rankine quedan automáticamente descartados como solución al problema planteado. Igualmente la potencia hidráulica no cumple con las condiciones mínimas de caudal y presión que ameriten su estudio. La factibilidad técnica y demás parámetros de los ORC y ORCH son los estudiados en este proyecto.

De esta manera no se justifico la continuación del estudio de las opciones de ciclos Rankine y potencia hidráulica, aunque intuitivamente se observa que el consumo de combustible fósil y su inocuidad sobre el enfriamiento del agua no representan ventajas sobre los ciclos ORC.

Por ende, de esta matriz se obtiene como configuración óptima para las características del caso en estudio los ciclos ORC y ORCH, los cuales se describen con más detalle en los siguientes puntos.

Esta decisión se tomó en base a los intereses de la empresa en cuanto a consumo de combustible, potencias deseadas y nivel de mantenimiento, así como en base a características técnicas como lo son las fuentes de agua de enfriamiento y la calidad del agua de proceso.

4.6 Descripción al detalle de la configuración seleccionada.-

Debido a los valores de temperatura del agua de trabajo, se hace atractiva la utilización de un ciclo que opera con un fluido orgánico de trabajo, el cual presenta un punto de ebullición más bajo que el del agua, lo que permite alcanzar con mayor facilidad la condición de vapor sobrecalentado para los parámetros expuestos, con niveles de energía aprovechables.



La implantación de un sistema de generación de un ciclo ORC (Organic Rankine Cycle), permite el aprovechamiento de esta fuente de energía, absorbiendo parte de ese calor para evaporar su propio fluido de trabajo y accionar un arreglo turbogenerador, de manera de generar energía eléctrica.

La construcción de estos ORC cuenta con varios años de aplicación, se caracterizan por ser ciclos de alta eficiencia en las turbinas (cerca del 85%) y presentan una gran variedad de salidas de potencia, desde uno cientos de KW hasta el orden de los MW de potencia por unidad, siendo esto muy atractivo para procesos donde el gradiente de temperatura es bajo. Otra ventaja de estos ciclos es su bajo mantenimiento y su larga vida útil.

Como se describe en la *tabla 4.8* y trabajando con valores promedios de temperatura del agua a la salida de los tanques de 180°F, un flujo másico de agua promedio de 100.000 BAPD, y tomando la eficiencia de Carnot para el sistema del 14,1% para una diferencia de temperatura de 90 grados absolutos, se obtiene una potencia térmica máxima teórica de 5,3 MW. Estos valores calculados nos permiten concluir sobre la alta posibilidad de implantación de estos ciclos y un rango de generación de potencia eléctrica muy aceptable referida a las necesidades propias de consumo.

Caudal = 100000 BAD	$\dot{Q} = \dot{m} \cdot Cp \cdot \Delta T = 127 \text{ MMBTU}/H$	Pot = 5.3 MW_{TH}
T _H = 180 °F	$\eta = 1 - T_L/T_H = 14.1\%$	
T _L = 104 °F	$HR = 3413/\eta \text{ BTU}/H \cdot KW = 24270 \frac{BTU}{H \cdot KW}$	

Tabla 4.8. Cálculo de la potencia para los niveles de energía existentes.

Para la implantación de un ORC es necesario estudiar los diferentes fluidos orgánicos que pueden operar dentro de estos sistemas, los niveles de presión y el flujo másico, determinar los rangos de propiedades termodinámicas de operación, los costos de cada uno y accesibilidad de los mismos, para evaluar la combinación de mayor rendimiento.

Otro aspecto importante a tomar en cuenta es conocer las condiciones en la que se encuentra el agua luego de la separación con el petróleo. El manejo superficial de esta se hace problemático debido a la gran cantidad de masa proveniente de la explotación y las altas temperaturas que presenta, además de revelar en los análisis químicos realizados la presencia de sustancias y agentes perjudiciales para la red de tuberías de distribución de producción, caso por el cual limita la utilización directa del agua como una fuente de generación de potencia.

Un punto adicional a la hora de evaluar las alternativas de ejecución del proyecto, es el estudio de la factibilidad económica de su implantación. Todo lo referido al costo de consumo de combustibles, costos de los equipos e instrumentación necesaria, mantenimiento y operación de los mismos, y demás factores que involucren la inversión de capital, esto nos conduce a un futuro análisis detallado de los ahorros generados, de manera de comparar entre las posibles alternativas.

Los beneficios en la aplicación de este ciclo son: (1) la obtención de estabilidad eléctrica, (2) enfriar el agua de procesos y a su vez ahorro en equipos y consumo energético para realizar esta tarea, (3) el aprovechamiento energético total del proceso, (4) implantar una fuente de energía limpia y duradera, (5) bajar el consumo de combustible usado en la generación con motores diesel y (6) el acondicionamiento de la planta con tecnología de punta.

Cabe recalcar que este proyecto busca como meta la generación de energía eléctrica propia, y por ende ayuda de alguna manera a cambiar o, si así se quiere, a explorar nuevas alternativas de consumo interno, puede ser tanto para las diferentes estaciones como para la red de distribución de producción de crudo de los pozos, de manera que la dependencia de consumo no se reduzca sólo a las compañías eléctricas locales, de esta forma garantizar y estabilizar el proceso de explotación y producción de petróleo del Distrito Sur.

4.7 Recomendaciones para la siguiente fase.-

- Se recomienda un estudio integrado de las distintas variaciones de los siguientes parámetros: niveles de presión, flujo másico y tipo de fluido, para la toma de decisión de las condiciones más óptimas.
- Debido a la falta de experiencia en proyectos de esta índole se recomienda la asesoría internacional de especialistas en el tema.
- Se recomienda un análisis detallado del agua de trabajo, a fin de conocer sus variantes para la adecuada selección de los materiales y equipos a utilizar.
- Un estudio de otras instalaciones similares en el mundo para conocer sus operaciones e inconvenientes, de modo tal de adecuar mejoras en nuestro diseño.
- Consultar a especialistas de las estaciones de bombeo para conocer su opinión sobre la influencia de la instalación de estos equipos en el funcionamiento natural de los procesos de éstas, como sus posibles sugerencias de interés al proyecto.
- Basados en el enunciado de PDVSA de suministrar energía de calidad y al menor costo posible es indispensable prestar atención a los estudios de aprovechamiento de energías alternas asociados a los procesos de extracción del crudo, aunque si a primera vista parecieran que éstos se alejen del negocio del petróleo de la empresa, intrínsecamente están aportando al alcance de la visión y misión de ésta, así como un valor agregado a su producto.

4.8 Lista de riesgos mayores.-

El primer riesgo involucrado en este proyecto es la falta de experiencia en lo relacionado a ciclos ORC, incluso a nivel nacional éste sería una instalación pionera en su clase, aunque su funcionamiento es básicamente el mismo de un ciclo Rankine común.

Los riesgos asociados a estos equipos son:

- *Manejo de fluidos inflamables.*
- *Manejo de fluidos a altas temperaturas.*
- *Manejo de corrientes eléctricas de potencias medias.*

Dependiendo del fluido orgánico seleccionado para el ciclo ORC, éste puede ser o no *inflamable*, lo que introduciría el riesgo asociado a esta característica.

Los diseños de estos equipos son acordes a las normas ambientales respecto a la emisión de sustancias al ambiente, por ende no existen fugas del fluido orgánico en el ciclo.

Por su diseño compacto, integrado, de larga duración y bajo mantenimiento estos equipos presentan un alto nivel de seguridad y simplicidad en su manejo, siendo prácticamente todo el proceso automatizado.

4.9 Recursos requeridos para ejecutar la próxima fase.-

Los recursos necesarios para la ejecución de la fase de conceptualización son los asociados a la planificación y asesoría del proyecto, no estando involucrado ningún gasto mayor para ésta.

4.10 Plan para ejecutar la próxima fase.-

Para la ejecución de la fase II (conceptualización) se requiere cumplir con los siguientes parámetros:

- *Formalizar el objetivo:* Definir puntualmente el trabajo, alcance y objetivo de la siguiente fase.
- *Elaborar un plan de trabajo:* como estrategia adicional para la organización del trabajo del equipo.
- *Evaluar la tecnología disponible:* Plantear las opciones de equipos, sistemas, métodos e instalaciones y definir los parámetros de selección para dicha evaluación.
- *Evaluar la estructura física:* La disponibilidad de espacio y los niveles de seguridad de los alrededores de la instalación así como determinar las fortalezas y debilidades del sitio.
- *Elaborar el análisis de costo clase IV:* Con el trabajo obtenido de los puntos anteriores y apoyados en las asesorías se minimiza la incertidumbre de los costos, obteniendo una confiabilidad mayor del estimado de costos.
- *Evaluar la rentabilidad de las opciones:* Buscando maximizar la relación precio-valor acorde a la política de la empresa.
- *Elaboración del DSD correspondiente a la fase de conceptualización:* de modo de decidir la continuidad del proyecto.

5.1 Generalidades.-

En la fase de visualización se detectó un posible aprovechamiento energético, del agua separada del crudo en el proceso de deshidratación, para la generación de electricidad mediante la instalación de ciclos ORC, resultando como principales bondades sus bajos costos de operación y mantenimiento, además de su aporte al proceso de enfriamiento de los efluentes.

Una vez identificada la oportunidad de negocio, en esta fase se busca estructurar una propuesta de distintos escenarios, que bajo una evaluación técnico-económica dé como resultado la configuración más óptima para la empresa. Para lograr dicha matriz de selección es necesario definir y dimensionar los principales elementos que componen el ciclo, sus lazos de control principales y sus costos por elemento.

5.2 Objetivos de la fase.-

Esta fase presenta como meta evaluar distintas configuraciones de equipos y la selección de la combinación más óptima de elementos que conforman el ORC, generándose un estimado de costo con nivel de precisión clase IV por opción evaluada. La opción seleccionada será desarrollada en la fase de ingeniería de detalle del proceso.

5.3 Estrategias consideradas.-

Como estrategia para proseguir con la fase de conceptualización, se busca proponer una solución particular a modo de base de diseño, ésta se podrá extrapolar en un futuro para distintos esquemas dada la similitud de los efluentes de las estaciones de flujo del Distrito Sur. No obstante se seleccionó la data correspondiente a las condiciones de operación de la estación de flujo SINCO-D, ubicada en la zona sur de Barinas, para dimensionar la microcentral energética.

Esta elección se basa en los datos de temperatura, caudal, calidad de agua, pronósticos de producción y vida útil futura existentes en cada subestación, al igual que los intereses energéticos de la empresa. Si bien la estación Sinco-D (como se anexa en los análisis), no posee la calidad óptima de agua, es una de las estaciones con mayor nivel de temperatura (220 F) y caudal (130 MBAPD), puntos que inclinaron la balanza a su favor.

Como ya se mencionó, la elección de un sitio físico para el proyecto es una herramienta para simplificar el estudio de las distintas configuraciones y crear un antecedente de diseño aplicable a otras localidades, no es una limitante a otras opciones de ubicación.

Una vez asentada una base de datos legítima, se evaluarán las cualidades y costos emergentes del ciclo, variando los parámetros de: potencia de salida, fluido de trabajo y la ubicación del ciclo dentro de la subestación (temperatura y calidad de la toma de agua), igualmente un estudio del comportamiento de éste respecto a los niveles de producción planteados para los próximos 20 años. Esta evaluación creará un mar de soluciones respecto a potencias obtenidas, eficiencias del ciclo, tamaño de los intercambiadores de calor, fluidos y caudales de trabajo, dimensiones de las bombas y costos, siendo este último parámetro en una relación de costo-valor la base para la decisión del conjunto final.

La estación SINCO-D:

La cuenca Barinas-Apure esta conformada por dos subcuencas menores; la de Barinas que ocupa extensiones en los Estados Barinas y Apure, y la de Uribe ubicada sobre Apure Occidental, éstas se encuentran separadas entre sí por el arco de Santa Bárbara, que constituye una extensión del Macizo Colorado. Dentro de la cuenca se han descubierto hasta la fecha quince Campos de Petróleo, casi todos de pequeña extensión y volumen, entre éstos el campo SINCO es considerado el más grande. (*Figura 5.1*) El pozo descubridor del Campo SINCO fue el SIN-1 perforado en 1953, en la formación Escandalosa.



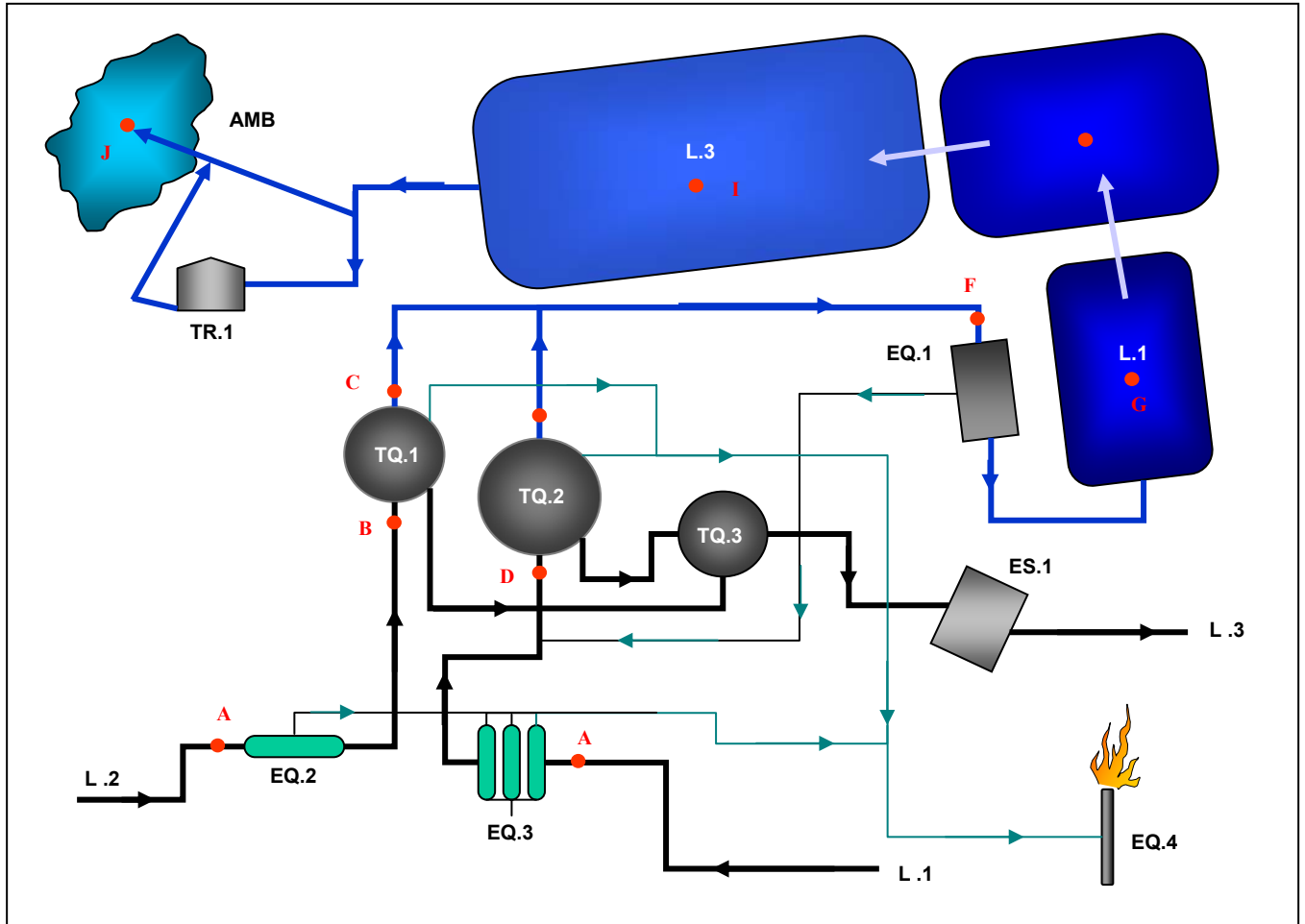
Zona en estudio

Figura 5.1. Ubicación del campo Sinco

Ésta, es una de las estaciones con procesos a más altas temperaturas del Distrito Sur. Su producción proviene de los campos de Hato Norte, Hato Sur y Sinco, y en un futuro próximo del flujo de la estación Silvestre, la cual será eliminada. La organización geográfica de los elementos que componen esta estación, se ilustra en la *figura 5.2*.

Actualmente la estación procesa un promedio de 9 MBPPD, con una Relación Agua Petróleo (RAP) de 90% representando aproximadamente 100 MBAPD. Este fluido entra a la estación a una presión de 30 psi. La variación de la temperatura dentro de la estación inicia a la entrada a 220 F llegando al ambiente a fines del proceso a unos 85 F. En la *figura 5.2*, se ilustra con detalle el gradiente de temperatura en cada equipo.

Se realizó un muestreo del comportamiento de la temperatura durante las 24 horas del día en un período de dos semanas, los resultados se exponen en la *Gráfica 5.1*. Cabe destacar que las condiciones ambientales no variaron de manera significativa, los días se mantuvieron parcialmente nublados excepto durante dos de ellos que hubo leves lluvias, las cuales no incidieron de manera notoria en la tendencia habitual que se venía observando. En un futuro es esencial contar con una data de temperatura a lo largo del año, especialmente la variación entre las épocas de lluvia y verano para conocer los valores máximos y mínimos de temperatura esperados.



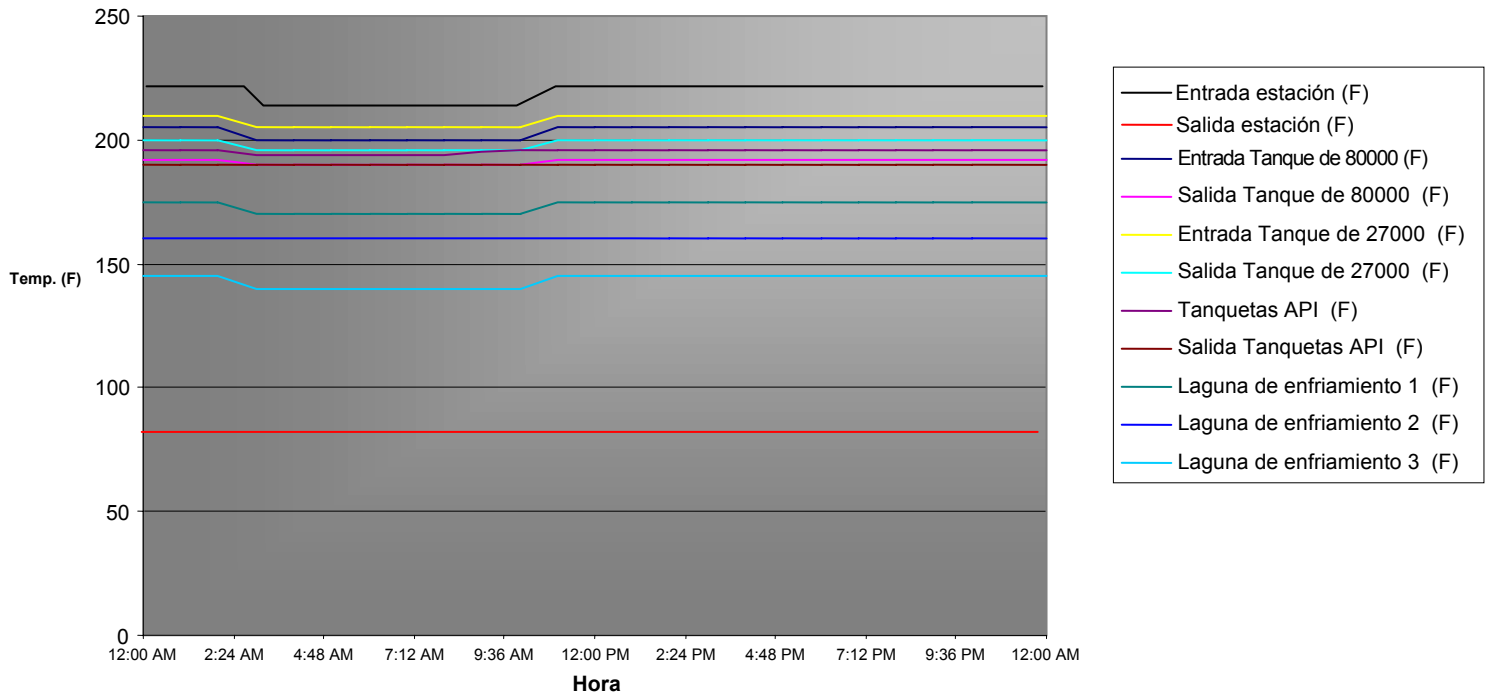
- Línea Tubería de Producción
- Línea Tubería de Agua
- Línea Tubería de Gas

Figura 5.2. Esquema y distribución de la estación Sincro-D. Puntos de muestreo en la estación.

Lista de equipos principales:

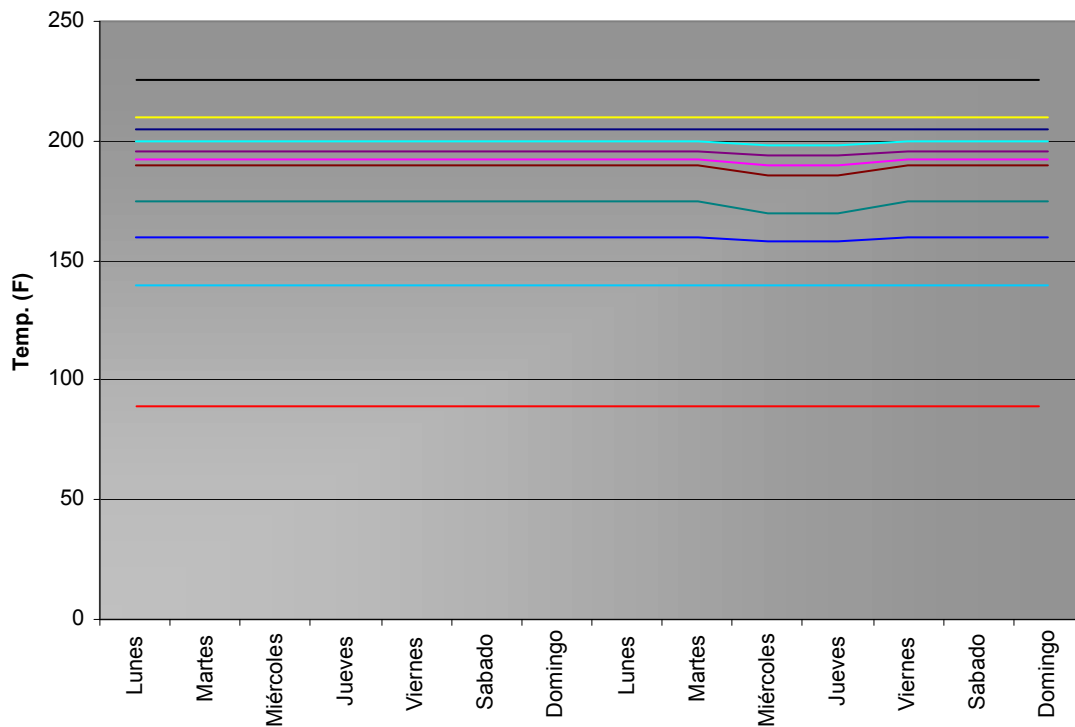
- EQ.2, EQ.3 → Separadores bifásicos.
- TQ.1 → Tanque de lavado de 27.000 bls
- TQ.2 → Tanque de lavado de 80.000 bls
- TQ.3 → Tanque de almacenamiento de 13000 bls
- ES.1 → Estación de bombeo.
- EQ.4 → Mechurrio.
- EQ.1 → Tanquillas de flotación y recuperación de crudo.
- L.1, L.2, L.3 → Lagunas de enfriamiento.
- TR.1 → Torres de enfriamiento.
- L.1 → Producción Campo Sur.
- L.2 → Producción Campo Norte.
- L.3 → Oleoducto hacia la estación mayor (PTS).
- AMB → Ambiente.

Gráfica 5.1
Data Temperatura Sinco-D vs. Hora del día



Gráfica 5.1 Continuación

Data temperatura Sinco-DVs días de la semana



Igualmente se realizó un análisis cuantitativo y cualitativo del agua, éste se representa en la *tabla 5.1*, como se mencionó antes, éste es uno de los puntos débiles de la estación. Como se puede observar los niveles de sólidos disueltos son altos, especialmente los carbonatos, los cuales pueden producir obstrucción de tuberías y equipos, especialmente intercambiadores de calor. Actualmente existe, de manera continua, inyección de química a la entrada de la estación e incluso en el cabezal (arbolito de navidad) de algunos pozos, estando compuesta fundamentalmente por anticrustantes, clarificantes y desmulsificantes. Existen proyectos paralelos estudiando las posibles soluciones u optimizaciones de las situaciones que involucren la calidad del agua, todo esto debido a que se vienen observando fallas en el proceso ocasionados por las incrustaciones.

Un punto que debe evaluarse, es la tendencia de precipitación de estos sólidos, las cuales ocurren fundamentalmente cuando el agua entra en contacto con el aire y cuando se presenta una caída de presión brusca. Un detalle a favor del proyecto es el hecho de que el agua utilizada no ha entrado en contacto todavía con el aire, ya que viene directamente del pozo; con un diseño de baja caída de presión en el intercambiador pudiera minimizarse este perjudicial fenómeno.

Caracterización de las aguas de Sinco-D							
	Entrada a los separadores	Salida de los separadores	Salida tanque 80000	Salida tanque 27000	Salida del API	Entrada Torres de enfriamiento	Salida Torres de enfriamiento
Unidades de PH	6.9	7.1	7.1	7.1	6.9	7.6	7.8
Conductividad (uMhos/cm)	1325	1270	1254	2230	1394	1626	1626
D. Total (mg/l como CaCO ₃)	110	104	100	250	102	156	150
D. Calcida (mg/l como CaCO ₃)	88	90	82	218	84	138	130
D. Magnesica (mg/l como CaCO ₃)	22	14	18	32	18	18	20
Cloruros (mg/l como CaCO ₃)	260	260	245	585	245	380	375
Alcalinidad:							
CO ₃ (mg/l como CaCO ₃)	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ (mg/l como CaCO ₃)	280	240	316	240	320	308	308
OH (mg/l como CaCO ₃)	0	0	0	0	0	0	0
Alcalinidad Fenoltaleina (mg/l como CaCO ₃)	0	0	0	0	0	0	0
Alcalinidad Total (mg/l como CaCO ₃)	280	240	316	240	320	308	308
Sólidos suspendidos (mg/l)	25	4	7	5	12	3	9
Sólidos disueltos totales (mg/l)	1300	928	1019	1600	1224	1321	1315
Sulfatos (mg/l como ion)	23	30	42.5	37.9	35	38	40
Hierro (mg/l como ion)	2.2	1.14	1.8	2.4	1.8	1.8	1.8
CO ₂ (mg/l dióxido de carbono)	14.25	14.25	33.25	19	28.5	14.25	14.25
Sulfuros (S)	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 5.1

Por otro lado, los estudios de producción futura se resumen en la *gráfica 5.3* y *tabla 5.2*, resaltando un máximo de 150 MBAPD y un mínimo de 100 MBAPD. A estos pronósticos debe adicionársele los campos que actualmente alimentan la estación Silvestre. Tomando en cuenta las pérdidas de temperatura en oleoductos, se predice que dicho caudal entrará a la estación Sinco-D a una temperatura de 160 F. Como todavía no se ha determinado el sitio de acople de este flujo dentro de la estación, los cálculos se efectuarán sin tomarlo en cuenta.

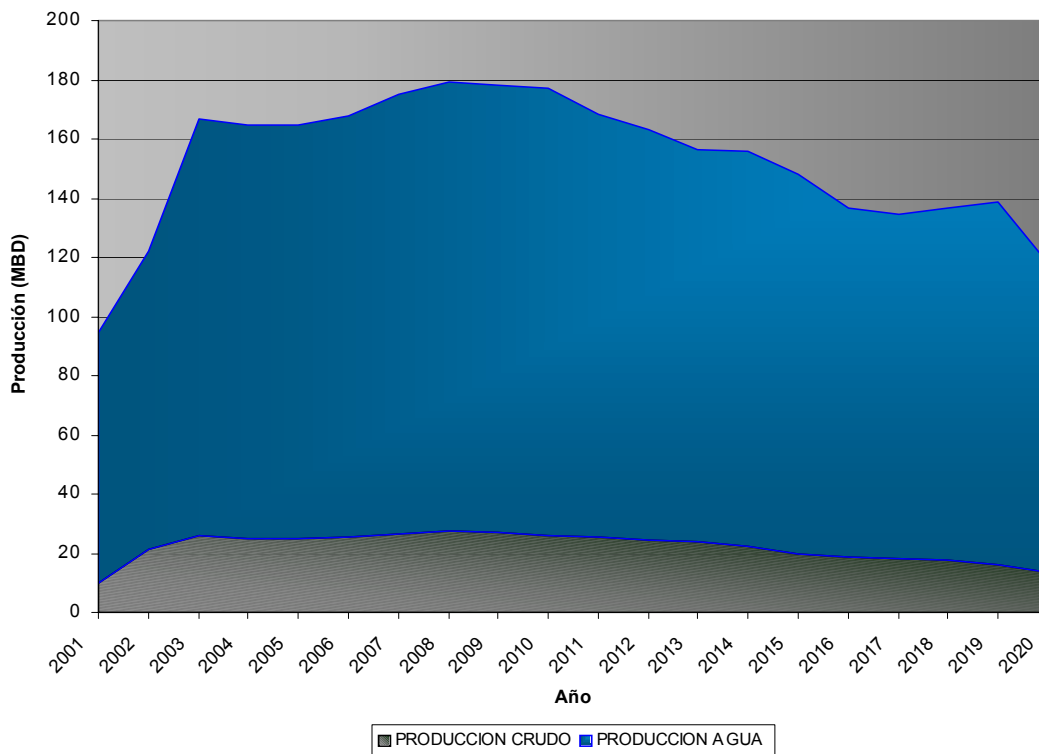
Tabla 5.2

Pronósticos de producción estación Sinco-D

ESTACION SINCO	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
PRODUCCION CRUDO	9.8	21.2	25.99	25.17	24.81	25.23	26.33	27.33	26.9	26.19
PRODUCCION AGUA	84.61	100.96	140.72	139.29	139.87	142.52	148.53	151.99	151.46	151.14
	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
PRODUCCION CRUDO	25.62	24.49	23.76	22.11	19.92	18.6	17.94	17.59	15.98	13.63
PRODUCCION AGUA	142.84	138.71	132.79	133.62	128.05	117.88	116.83	118.8	122.61	104.47

Todas las unidades en MBPD

Gráfica 5.2
Proyecto de Volumetría Sinco-D



5.4 Dimensionamiento y selección de los equipos.-

5.4.1 Generalidades y antecedentes.-

Con la tendencia actual del aprovechamiento total de la energía existen innumerables páginas y sitios en Internet que describen y mencionan las bondades de los ciclos ORC, a modo de proporcionar un mar de información pero de un centímetro de profundidad. Datos técnicos, eficiencias y dimensiones son datos internos y de máximo secreto por parte de los fabricantes y por existir una competencia de tecnología de vanguardia, no está a la disposición información detallada de plantas que sirvan de comparación con los resultados aquí obtenidos.

Gran parte de los equipos instalados en el mundo son fabricados por las empresas “ORMAT” en Estados Unidos y “TURBODEN” en Italia; ambas recomendaron la búsqueda de información en las universidades, las cuales poseen estudios de estos ciclos auspiciados por las propias empresas. Se contactó la universidad de Brescia en Italia a través del profesor Constante Invernizi del departamento de Ingeniería Mecánica y el Politécnico de Milano, igualmente en Italia a través del Profesor Mario Gaia del departamento de Energética. Ambos profesores han realizados estudios de optimizaciones de ciclos ORC.

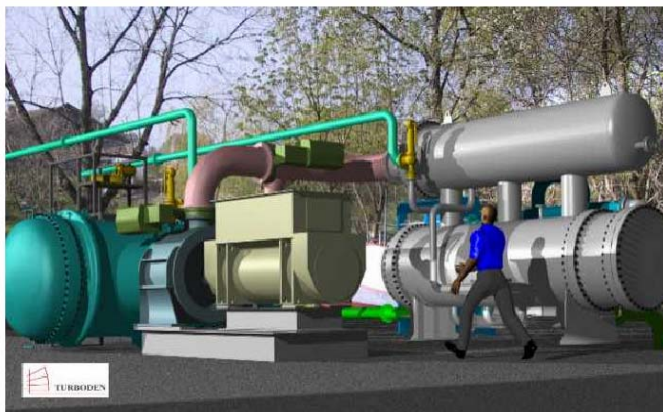
Entre los datos obtenidos tenemos que: el fluido orgánico de trabajo debe ser preferiblemente uno de alto peso molecular, los evaporadores y condensadores son de carcasa y tubo, el sistema de enfriamiento es por agua o aire dependiendo de la potencia del ciclo y su requerimiento de calor. No se utilizan intercambiadores de contacto directo. Los rangos de potencia varían desde una decena de KW hasta 2.5 MW por unidad, se utilizan turbinas de condensación de alta eficiencia (85%) tanto axiales como centrífugas, generalmente de dos etapas o divididas en dos equipos: alta y baja presión, girando a bajas r.p.m. y con acople directo al generador (sin caja reductora); se utilizan diseños con grandes rotores (hasta 1 metro de diámetro) con velocidades periféricas bajas. Este último punto es

muy variante y depende de las condiciones del problema ya que existen otras tendencias en los fabricantes que utilizan turbinas con rangos de velocidades entre 30.000 y 50.000 r.p.m.

Estos equipos han dado buenos resultados en cuanto a disponibilidad, teniendo largas vidas útiles con bajas paradas por mantenimiento. La información obtenida de plantas instaladas se puede resumir en:

- *Low enthalpy power generation with ORC-Turbogenerator. The Altheim Project, Upper Austria.*

Este es un estudio en la aplicación de un ORC a un sistema de calefacción de viviendas que trabaja con una fuente geotérmica a 106 °C. Éste necesita la reinyección del fluido geotérmico y el ciclo ORC lo hace más atractivo económicamente. Los datos de esta instalación son los siguientes:



Ubicación: Austria.

Temperatura entrada agua geotérmica: 106°C

Temperatura salida agua geotérmica: 70°C

Flujo de agua geotérmica 81.7 Kg/s

Temperatura entrada agua condensación: 10°C

Temperatura salida agua condensación: 18°C

Flujo de agua de condensación: 340 Kg/s

Generador eléctrico: Síncronico - Bajo voltaje

Potencia eléctrica neta: 1000 KW

Espacio requerido por el ORC: 230 m³

En las *figuras 5.3* se puede ver la distribución de la planta y un esquema del ciclo.

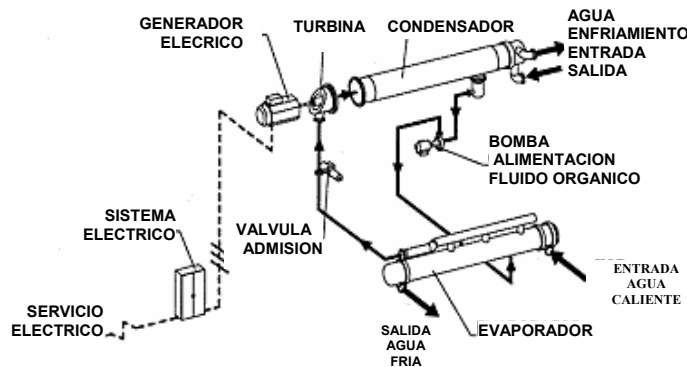


Figura 5.3. Distribución y esquema del ciclo ORC

Un aspecto que motivó la creación de esta planta es la política de reducción de emisiones tóxicas al ambiente, obteniendo resultados notorios en este ámbito. En la *tabla 5.3* se resumen algunos de estos datos.

	1989 (Kg)	2001 (Kg)	Reducción (%)
CO ₂	11150000	3094000	72
NO ₂	8000	2600	67
SO ₂	32200	11200	65
CO	411000	173000	58

Tabla 5.3. Reducción de emisiones

- *Ngawha Binary Cycle Power.*

Trabaja con un ciclo orgánico binario y con una configuración de 2 x 6 MW construido por la empresa ORMAT Pacific INC (*Figura 5.4*). Este proyecto se comenzó en julio de 1998 con una duración de 12 meses y un costo de 25 millones de \$NZ. Su ubicación es en Kaikohe, Nueva Zelanda.

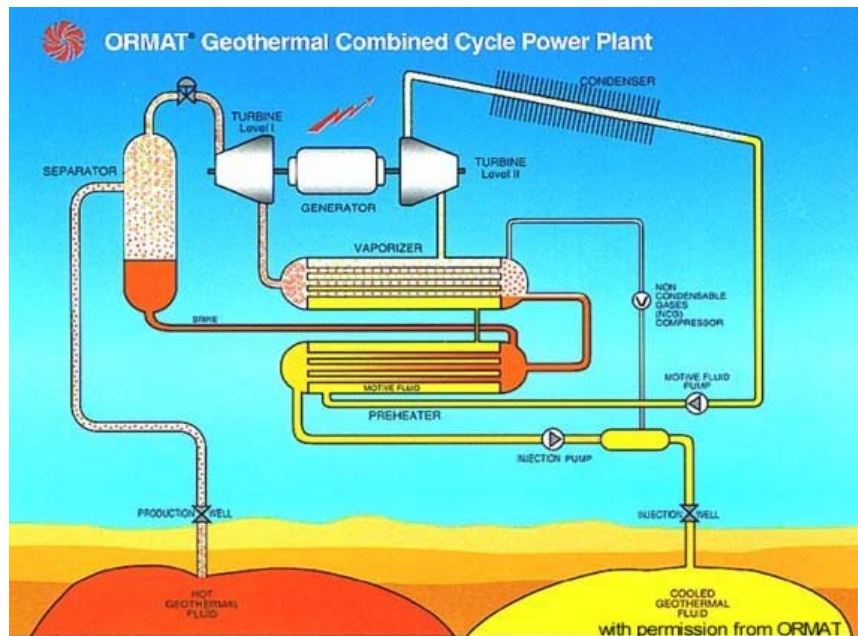


Figura 5.4. Esquema de un ciclo ORC por ORMAT

Utiliza como fluido caliente 423 toneladas/hora de producción geotérmica y como fluido de trabajo el Pentano. La salmuera geotérmica se divide en vapor y líquido; estos alimentan un tren de calor compuesto por precalentadores y evaporadores, el pentano es evaporado y expandido en dos turbinas, una de alta presión y otra de baja presión. El ciclo se cierra condensando el pentano con agua y bombeándolo de nuevo a los precalentadores. En la *figura 5.5* se observa un diagrama simplificado de la planta.

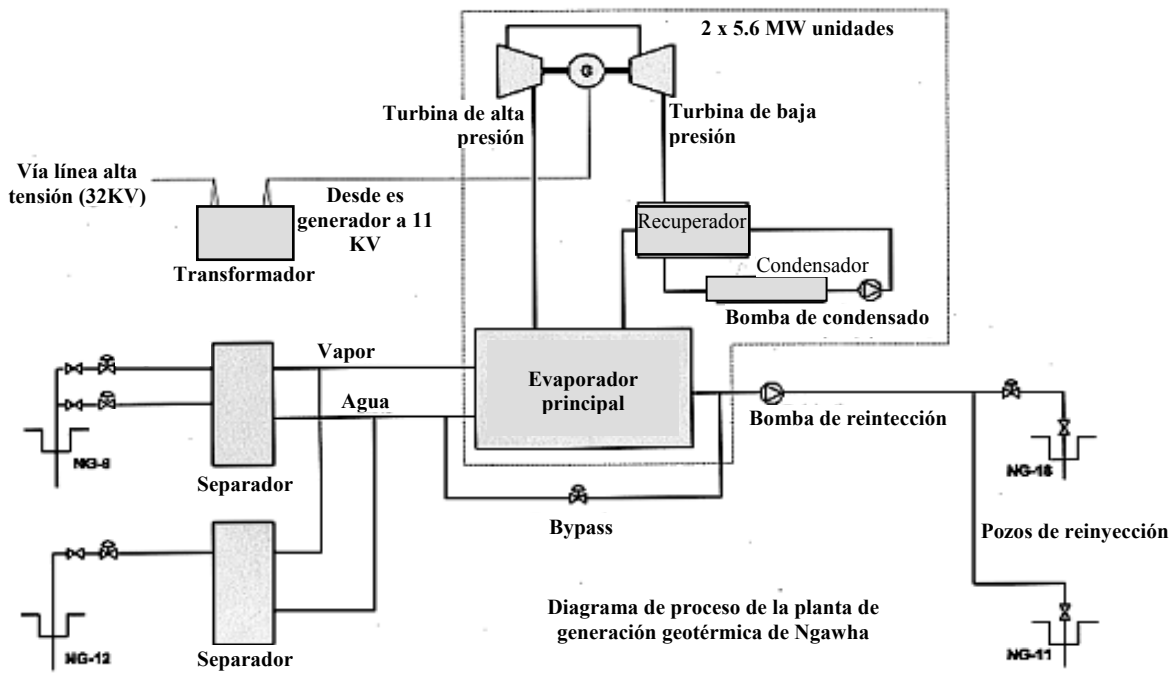


Figura 5.5. Diagrama planta Ngawha

El generador produce electricidad a 11 KV, la cual se transforma a 33 KV y es acoplado supliendo carga base al sistema interconectado de la zona. El generador es de doble eje que lo acoplan a las turbinas de alta y baja presión, es de tipo sincrónico, sin cepillos, con protección de tiempo, construido bajo las especificaciones de la NEMA II y enfriado por aire.

El líquido condensado baja por gravedad hacia las bombas de alimentación. Tanto las bombas como las turbinas son dispositivos centrífugos con sellos mecánicos tipo

cartucho que utilizan aceite como líquido almacenador intermedio en el sello. Este aceite es enfriado luego por Fin-Fan-Coolers.

Los precalentadores y evaporadores son de carcasa y tubo de cabezal flotante, ubicados en forma horizontal. Los tubos son de acero inoxidable y la carcasa de acero al carbono. Los condensadores son de flujo cruzado, enfriando el pentano por medio de aire.



Figura 5.6. Intercambiadores de calor planta Ngawha

El sistema de control está basado en una unidad PLC, que envía los parámetros de operación de la planta a una oficina central desde donde se monitorea su funcionamiento. El PLC controla y compara variables como: presiones, temperaturas, velocidades, kilovars y corrientes. Toda la planta está equipada con los dispositivos de seguridad típicos de estas instalaciones.

La operación de la planta es de 24 horas al día, supliendo energía a modo de carga base y con una disponibilidad alcanzada de 98 %, (aunque se diseñó con una disponibilidad más conservadora de 95%). La empresa operadora de la planta es Top Energy Ltd. 111 Broadway PO Box 243 Kaikohe 0400 New Zealand.



Figura 5.7. Construcción planta Ngawha

- *Mulka Station. South Australia, Australia.*

Éste fue el primer proyecto ORC en Australia, construido en mayo de 1986 con una capacidad instalada de 20 KW. Utiliza una fuente geotérmica de agua que varía entre 75 y 100 °C con una presión de 600 KPA y un caudal entre 10-20 l/s, el fluido de trabajo es el refrigerante Freón R-114, el cual es evaporado en un intercambiador de calor de carcasa y tubo, la condensación se realiza intercambiando calor con una fuente de agua fresca cercana.

El costo de esta estación fue de 65.000 \$A, sustituyendo una planta de generación por motores diesel que consumía 10.000 \$A por año, la inversión se recuperó en un período de 7 años. La empresa que gerencia la planta es la Australian CADDET National Team, GPO Box 191, Hobart, Tasmania 7001, Australia.

- *ORC-STIA-Admont.*

Este proyecto realizado en Admont, Austria con apoyo de Turboden Italia, demuestra que para la Comunidad Económica Europea la relación ecosistema y efectividad económica en los ciclos ORC sólo se puede lograr si existe un aprovechamiento energético del calor residual, según el reporte titulado “*Biomass fired CHP plant based on an ORC cycle*” publicado el 26 de Marzo de 2001.



Figura 5.8. Vista de la planta Admont

Esta planta (*figura 5.8 y 5.9*) combina quemadores de biomasa, ciclos ORC y sistemas de calefacción, donde los calores residuales son aprovechados tanto en el precalentamiento a la entrada de los quemadores como en el sistema de calefacción.

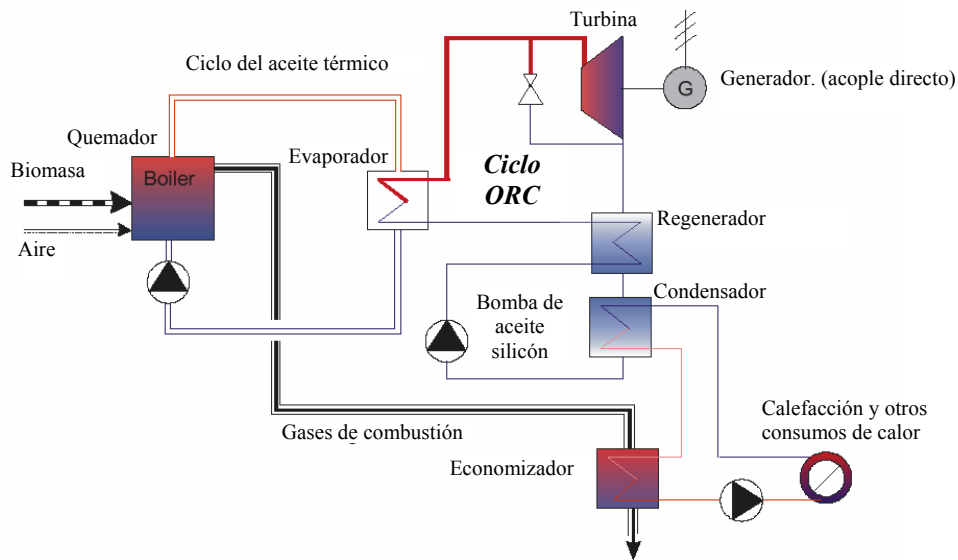


Figura 5.9. Esquema del ciclo de la planta Admont-Austria

La planta consta de dos quemadores, una caldera de $3.2 \text{ MW}_{\text{th}}$ de biomasa y aceite térmico y uno de $4.0 \text{ MW}_{\text{th}}$ de agua caliente. El ciclo ORC está acoplado al primer quemador mediante el aceite térmico y tiene una capacidad eléctrica nominal de $400 \text{ kW}_{\text{el}}$ y $2.5 \text{ MW}_{\text{th}}$. Además, cuenta con dos unidades quemadoras de fuel-oil, las cuales fueron desincorporadas y puestas en stand-by luego de arrancado el ciclo ORC.

El ciclo ORC (figura 5.9) opera de manera independiente en un circuito cerrado intercambiando calor con la caldera de biomasa del lado caliente (vía un aceite térmico) y con el sistema de calefacción del lado frío. El fluido de trabajo es de última generación y está compuesto por un fluido orgánico a base de aceite silicón (silicon oil). Este es evaporado y expandido en dos etapas de una turbina axial, la cual a su vez está conectada directamente a un generador asincrónico. Luego de ser expandido pasa por un regenerador o precalentador, el cual precalienta el flujo hacia la caldera antes de entrar al condensador, este último en manos del ciclo de calefacción que consta de agua a $80\text{-}90 \text{ }^\circ\text{C}$. Finalmente el fluido orgánico es bombeado a la presión del ciclo hacia el nivel caliente otra vez.

Un aspecto innovador es que logra una opción más amigable ambientalmente para una planta de biomasa, aplicando un ciclo ORC en una configuración distinta al aprovechamiento geotérmico.

Esta obtuvo un rendimiento llamativo del ciclo ORC, con una entrada del aceite térmico a 300 °C se obtuvo una eficiencia eléctrica¹ de 18 % y una eficiencia térmica² de 80 % con una disponibilidad del 98%. Se ha monitoreado por poco más de un año (para la fecha del reporte) con un excelente resultado: el ciclo ORC funcionó por más de 10000 horas con sólo unas paradas de unos pocos días en verano y algunos problemas menores ocasionados por las lecturas de la instrumentación. Cabe destacar que el ciclo ORC llega a funcionar a carga parcial por los requerimientos de calor en la época de verano.

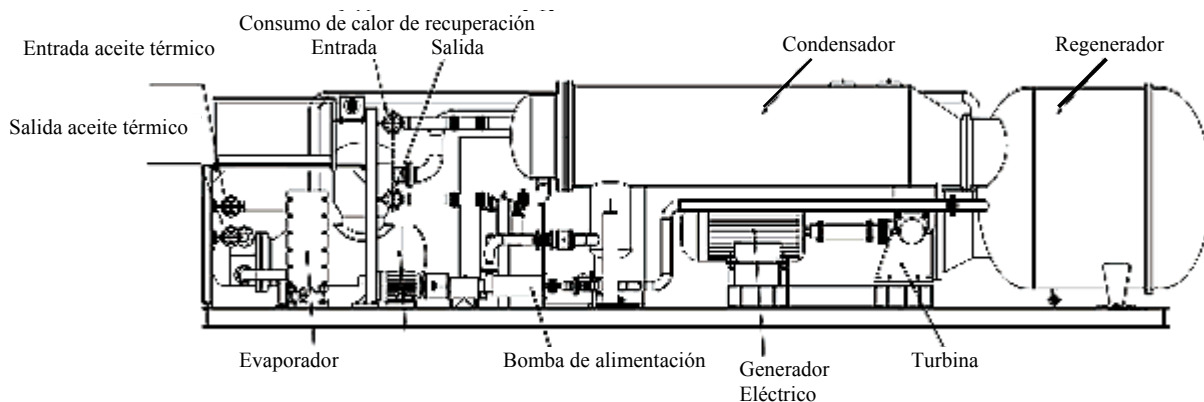


Figura 5.10. Entrega de ciclo ORC. Mano izquierda evaporador, mano derecha regenerador, centro adelante turbina (blanca) y generador (verde), centro atrás condensador.

¹ Eficiencia eléctrica = Potencia eléctrica neta / Potencia entrada aceite térmico (Calor)

² Eficiencia térmica = Calor de salida / Calor de entrada

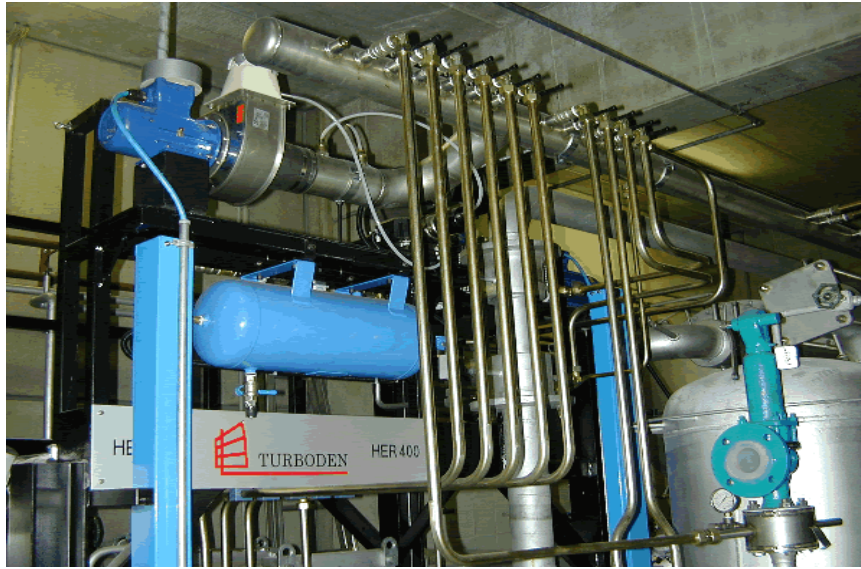


Figura 5.11. Detalle constructivo de ciclo ORC

Dicho proyecto que lleva por nombre BM/120/98 es gerenciado por STIA – Holzindustrie Ges.m.b.H, Sagestrabe 539; A-8911 Admont – Austria, con tecnología de Turboden para el ciclo ORC y Kohlbach y Bios para los demás equipos, con un costo total de 3.200.000 Euros, de los cuales 576.991 fueron financiados por la Comunidad Económica Europea.

- *Húsavík Power Plant Iceland.*

Es una planta de generación a base de agua caliente a baja temperatura geotérmica. Posee una potencia térmica de 10 MW y genera una potencia eléctrica de 2 MW, dispuesta con una unidad de 1 x 2 MW. Cumple con un ciclo ORC, la fuente caliente está a 120 °C y posee un caudal de 120 l/s. La expansión del fluido de trabajo se realiza mediante una turbina centrífuga de condensación.

- *Birdsville Geothermal power station.*

Es una estación de generación eléctrica a nivel comercial de 150 KW ubicada en Australia. Esta al igual que otras microcentrales basadas en Fuentes geotérmicas de baja temperatura es usada para sustituir motores diesel en las zonas rurales y alejadas de este país.

Esta planta, construida por la compañía Ergon engaged Enreco Pty Ltd, trabaja con una fuente geotérmica a 98 °C y utiliza isopentano como fluido de trabajo, el cual se expande en una turbina que gira a 1500 RPM para luego ser condensado con agua a 25 °C y bombeado de nuevo para cerrar el ciclo. En las *figura 5.12 y 5.13* se puede observar la configuración compacta de esta y otras plantas ubicadas a lo largo de

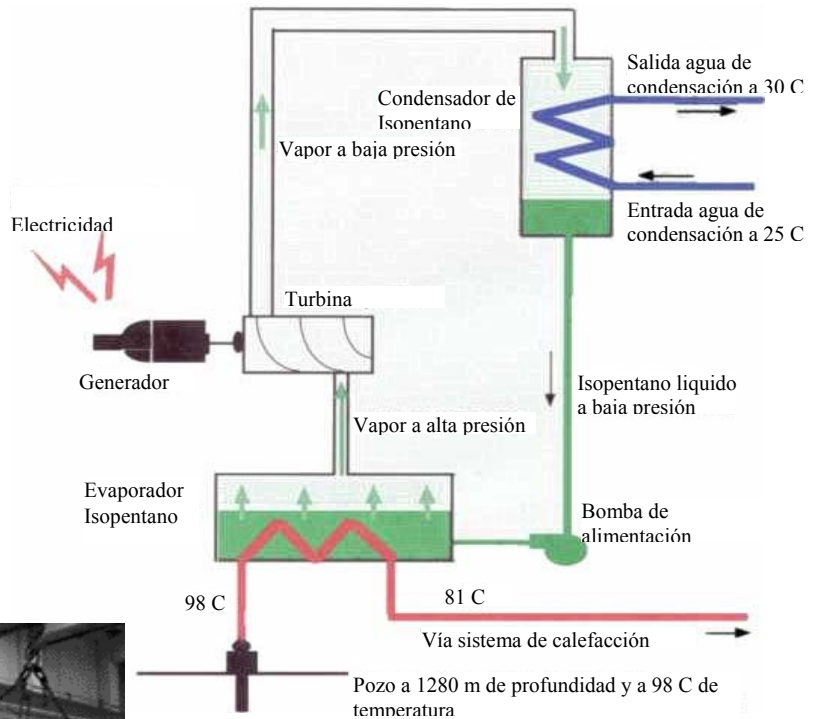


Figura 5.12. Ciclo planta Birdsville.

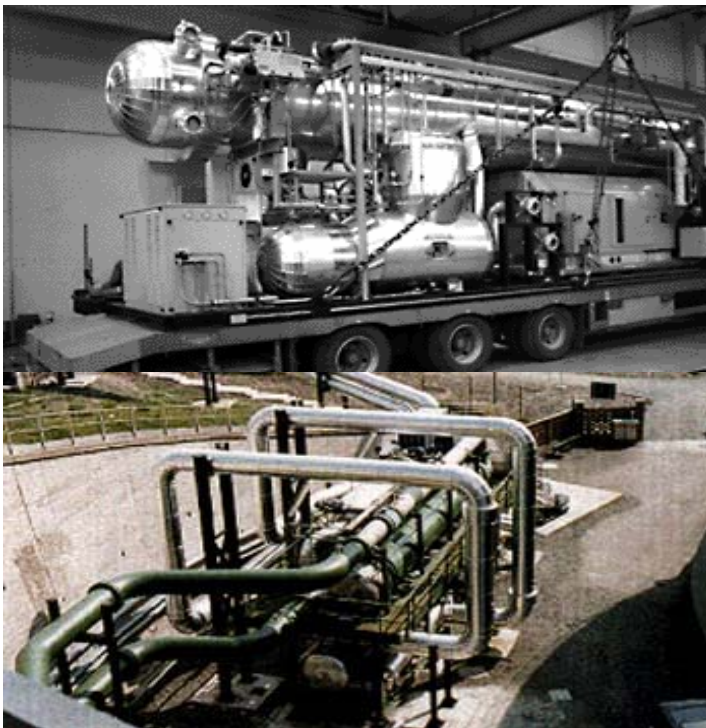


Figura 5.13. Nótese la variedad de tamaños de los ciclos ORC, así como sus diseños modulares y compactos.

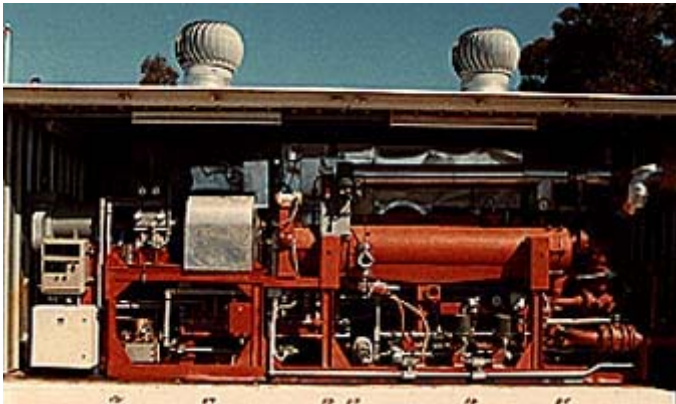


Figura 5.13. Continuación.

Una vez conocidos los datos y características de ciclos existentes y similares a los propuestos, se puede comenzar a establecer las bases de diseño y selección de los principales elementos que conforman el proceso, enfocándolos hacia las configuraciones y tipos ya previstos a utilizar.

5.4.2 Bomba.-

La bomba, por principio, es el equipo o máquina hidráulica encargado de transferir potencia al fluido o líquido, generando un efecto de transporte desde un punto a otro, generalmente desde un punto bajo hasta una cota más alta. Su funcionamiento consiste en elevar la presión de entrada del líquido a niveles que satisfagan los requerimientos de carga o altura según sea el caso, por lo cual se logra el cambio brusco que experimenta la velocidad de entrada del fluido, que luego mediante un arreglo difusor la transforma en energía de presión.

En el mercado actual existen infinidad de tipos y modelos de bombas, y su aplicación varía de acuerdo a las especificaciones de trabajo, siendo de nuestro interés las de tipo centrífugas, ya que éstas presentan una amplia utilización a nivel industrial en procesos mecánicos, donde la eficiencia y versatilidad juegan un factor importante y determinante a la hora de mantener el rendimiento de la planta.

Las bombas centrífugas se denominan así porque le agregan energía al fluido y dependen de los cambios en las relaciones de velocidad; pueden trabajar a velocidades relativamente elevadas y para una presión y caudal dados. Básicamente una bomba centrífuga transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio en la energía cinética y potencial requerida. El estudio y análisis del comportamiento de las velocidades del fluido dentro de la bomba es complejo y debe hacerse muy minuciosamente para semejar al comportamiento real, por lo que no haremos énfasis en el diseño de este equipo, y dispondremos de las especificaciones de diseño de los fabricantes.

Para efectos de conocer el arreglo que puede llevar el sistema de bombeo del ciclo ORC, se calculó tanto para el caso más crítico, donde el caudal y la altura de descarga son máximos, como para el caso menos exigente de carga y caudal la configuración propuesta; dando como resultados el número de bombas, la conexión y el número de etapas. Es importante recalcar que se puede disponer de un arreglo diferente en el sistema de bombeo para los mismos requerimientos de operación; determinar el número de bombas conectadas en paralelo así como el número de etapas de las mismas queda por juicio y criterio propio, lo cual dependerá básicamente de los costos y disponibilidad de dichos equipos.

Ecuaciones que rigen la capacidad de la Bomba:

Las ecuaciones básicas que determinarán el comportamiento de la Bomba dentro del ciclo termodinámico son:

Velocidad Específica:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{3/4}} \quad (5.1.)$$

Donde n representa las revoluciones de la bomba, Q se refiere a el caudal de fluido que maneja la bomba y H la altura que la bomba es capaz de levantar.

La velocidad específica simplifica el cálculo del rendimiento de la bomba, cuando sólo se puede determinar experimentalmente. Se disponen de ábacos que relacionan la velocidad específica con el flujo másico para aproximar el rendimiento de la bomba.

Potencia Hidráulica:

$$P_h = Q \cdot H \cdot \gamma \quad (5.2.)$$

Representando,

Q = Caudal

H = Altura Manométrica

P_h = Potencia Hidráulica

γ = Peso Específico

Potencia en el Eje:

$$P_e = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{\eta} \quad (5.3)$$

Donde η representa la eficiencia de la bomba y P_e la potencia en el eje.

El rendimiento de la bomba establece la relación entre la potencia hidráulica suministrada por la bomba y la potencia absorbida en el eje. En las bombas centrífugas, el rendimiento varía con el caudal y la altura de elevación. Un valor medio para cálculos aproximados sería el de 0,8 (80 %).

La potencia absorbida es mayor que la potencia entregada por la bomba, donde la diferencia entre ellas son las pérdidas de potencia en esta. *Figuras 5.14 y 5.15*

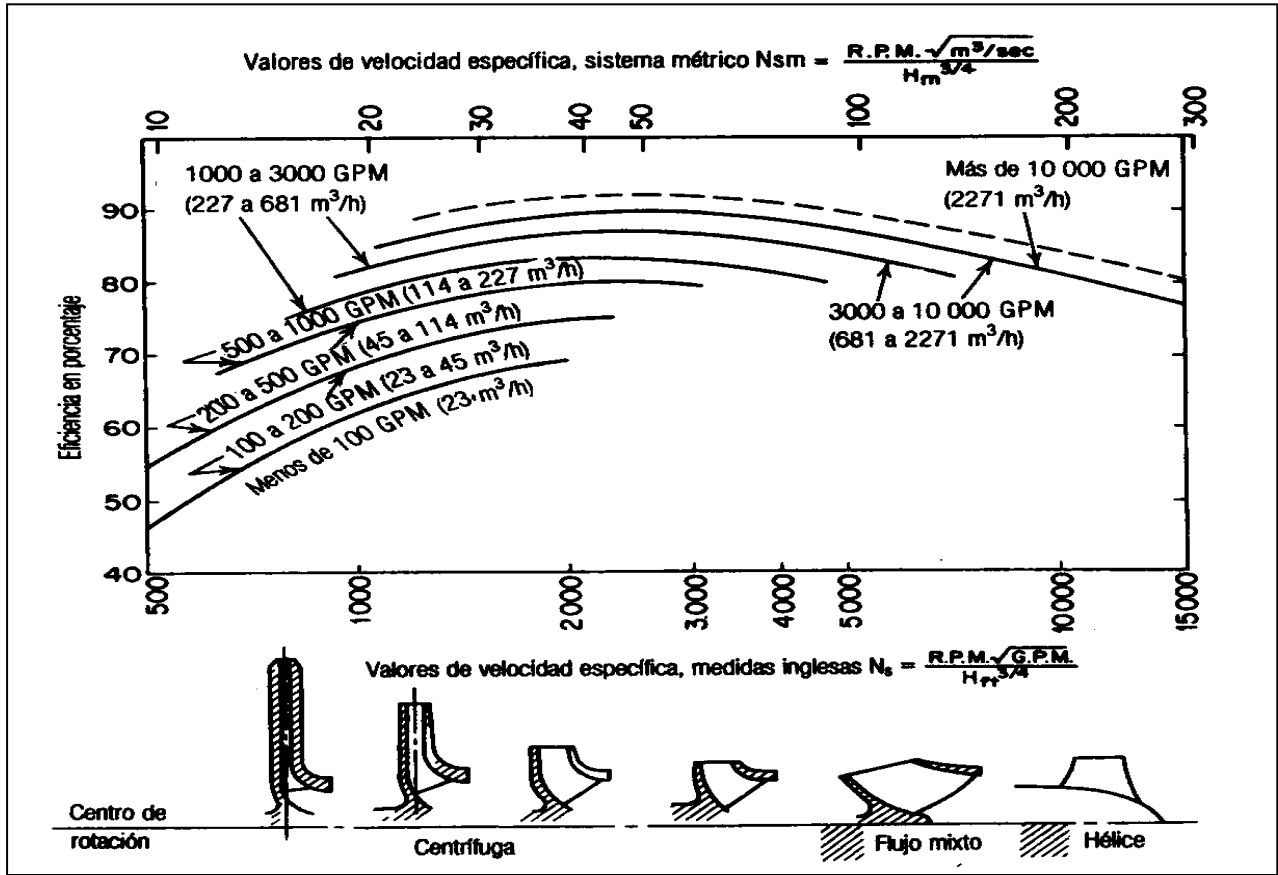


Figura 5.14. Diseño y Eficiencia del Impulsor según la Velocidad Específica

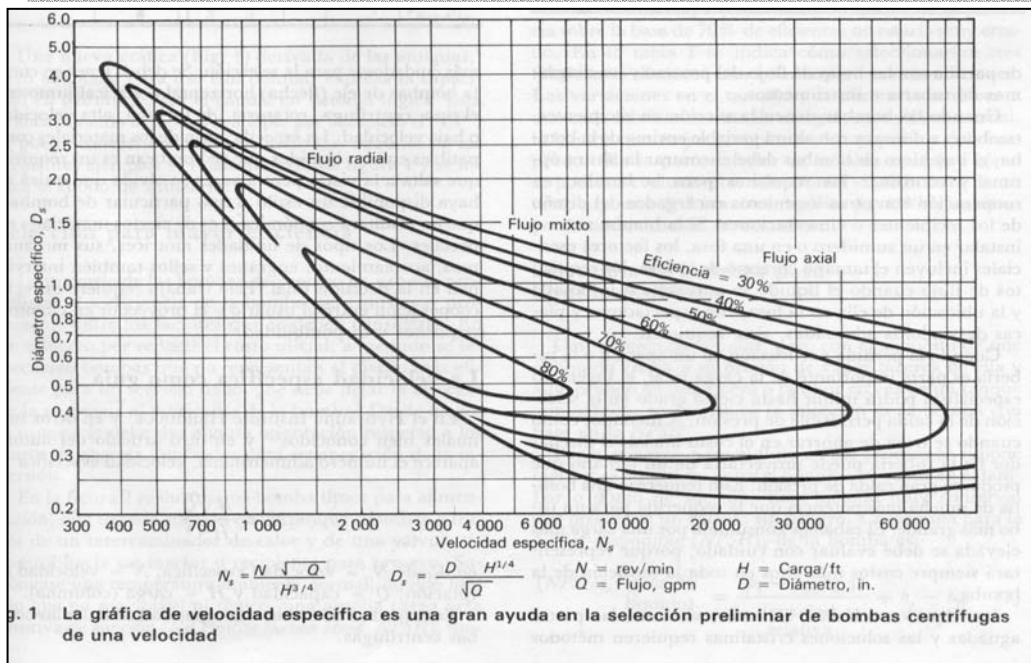


Figura 5.15. Gráfico de Eficiencia en función de la Velocidad Específica.

NPSH necesario para la Bomba:

El NPSH (Net Positive Suction Height) es el término empleado en la literatura técnica para determinar las características de succión de la bomba, el cual se interpreta como la altura de presión requerida en el tramo de aspiración para garantizar que el líquido no alcance la vaporización. Existen dos tipos, el NPSH disponible que se define como la energía del líquido en la aspiración de la bomba y el NPSH requerido que se refiere a la energía necesaria para llenar la parte de aspiración y vencer las pérdidas; ésta última es una característica de la bomba y es suministrada por los fabricantes.

Para el cálculo del NPSH disponible se asumirán condiciones ideales, es decir, sin tomar en cuenta pérdidas de carga en la aspiración, tensión de vapor del líquido y altura de succión despreciable.

$$h_{cmax} = \frac{Pa - Pv}{\gamma} - h_{fsucc} - NPSH \quad (5.4)$$

Representando, h_{cmax} la altura de colocación máxima y h_{fsucc} la altura de succión.

Un aspecto de gran importancia es el fenómeno de la cavitación, que consiste básicamente por una caída en la presión de aspiración de la bomba, dando origen a que parte del líquido se convierta en vapor o bolsas de vapor llamadas cavidades, las cuales son arrastradas por la corriente hasta zonas donde la presión es mucho más elevada ocasionando la implosión de estas burbujas de vapor. Esto perjudica gravemente el correcto funcionamiento y vida útil de la bomba.

Gracias al cálculo del valor de NPSH se puede determinar y controlar si se producirá cavitación dentro del normal funcionamiento de la bomba. El NPSH disponible debe ser mayor o igual al NPSH requerido para que se evite este fenómeno.

5.4.3 Turbina de Vapor.-

Existe diversidad de tipos de turbinas y se clasifican dependiendo de las condiciones de operación y las características de los fluidos que se emplean para el funcionamiento de éstas. Las turbinas se clasifican en: turbinas hidráulicas o de agua, turbinas de vapor y turbinas de combustión. Actualmente la mayor parte de la energía eléctrica mundial se produce utilizando generadores movidos por turbinas. Para nuestro caso en específico la seleccionada según nuestros parámetros de diseño es la Turbina de Vapor; ya que para el ciclo orgánico Rankine en cuestión, el fluido trabaja bajo régimen de vapor dentro del proceso.

Funcionamiento de la Turbina de Vapor:

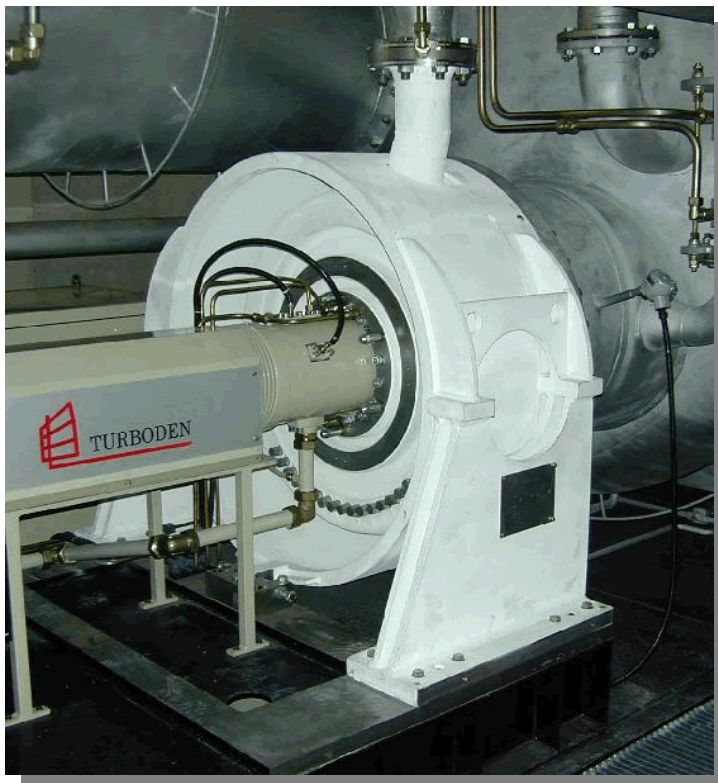
La turbina de vapor es el equipo encargado de accionar el generador eléctrico. El funcionamiento básico es convertir la energía potencial de una corriente o fluido en energía mecánica, con base en el principio termodinámico que establece que un vapor en expansión disminuye su temperatura y se reduce su energía interna. Esta reducción de la energía interna se transforma en energía mecánica por aceleración de las partículas de vapor de tal forma que el fluido produce una fuerza tangencial que impulsa la rueda y la hace girar a altas revoluciones, la energía cinética de rotación a la vez es transferida al eje del generador eléctrico para convertirlos en potencia eléctrica. El conjunto turbina generador es comunmente conocido como Turbo-generador.

Las partes fundamentales de la turbina de vapor consisten en boquillas o chorros a través de los cuales pasa el vapor en expansión, descendiendo la temperatura y ganando energía cinética, y paletas o toberas sobre las cuales actúa la presión de las partículas de vapor a alta velocidad. Además cuenta con ruedas o tambores sobre los que están montadas las palas, un eje para las ruedas o los tambores, una carcasa exterior que retiene el vapor

dentro de la zona de la turbina, y varios componentes adicionales como dispositivos de lubricación y controladores.

La circulación del vapor en la turbina es tanto centrifuga como axial y según la forma en que actúa sobre las paletas, puede ser del tipo acción o reacción. La más sencilla es la de acción, donde la caída total de la presión se realiza en las toberas o paletas estacionarias, de manera que el fluido alcanza mayor energía cinética antes de pasar por los alabes móviles a presión constante absorbiendo parte de esta energía interna. En la de tipo de reacción la caída de presión se divide por igual en la tobera o paletas fijas como en los alabes móviles, donde la energía mecánica se obtiene de la aceleración del vapor en expansión.

Para que la energía se utilice eficientemente en ambos tipos de turbinas, es necesario utilizar varios escalones que representan el número de etapas de la turbina, variando los tamaños y diseño de los alabes por etapas. Para nuestro caso en particular y según las condiciones operacionales de la turbina de vapor el número es de dos (2) etapas.



Para determinar mejor el comportamiento del recorrido del fluido dentro de la turbina de vapor se debe realizar un diagrama de velocidades de forma conocer al detalle el diseño y la forma de los alabes. Para la selección del tipo de turbina que conforma el ciclo de potencia del proyecto, tanto en el diseño como el tipo y etapas se reserva a criterio de los proveedores o de los fabricantes de dichos equipos. *Figura 5.16*

Figura 5.16. Detalle de una Turbina de Vapor de un ciclo orgánico Rankine, Planta Admont, Austria

5.4.4 Intercambiadores de calor.-

Estos equipos son los encargados del sistema de transferencia de calor; su diseño y construcción se rige mayoritariamente por las normas T.E.M.A.³, y sus cálculos se basan en las ecuaciones de transferencia de calor. Son los que ofrecen la mayor libertad de diseño y cada aplicación en particular dicta las reglas a seguir para obtener el mejor resultado en relación a consideraciones económicas, de tamaño y peso.

Aunque en PDVSA existen innumerables aplicaciones para estos equipos, no existen normas propias que rijan el diseño de éstos. En las “Prácticas de Diseño de PDVSA”, manual que recoge todas las normativas de la empresa en sus números: *MDP-05-E-01* titulado *PRINCIPIOS BÁSICOS*, *MDP-05-E-02*, titulado *INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CARCASA* y *MDP-05-E-05* titulado *PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO PARA SERVICIOS CRIOGÉNICOS*, sólo se hacen recomendaciones de los valores óptimos que se han observado para parámetros como peso, dimensiones, coeficientes globales de transferencia de calor, factores de corrección y materiales entre otros. Resumiendo algunos de los más relevantes para este trabajo, tenemos que se recomienda un peso máximo por equipo de 15 toneladas, dependiendo este factor de las disponibilidades de grúa y la capacidad de transporte al sitio de ubicación, el factor de corrección para la temperatura media logarítmica (LMTD) no debe ser menor a 0.8 y los diámetros de carcasa están recomendados cercanos a las 60 pulgadas.

El objetivo de estos documentos es proveer una herramienta de cálculo para el dimensionamiento de intercambiadores de calor de tubo y carcasa, sin cambio de fase, con vaporización, y con condensación. Estos recomiendan además procedimientos de cálculo, instalaciones y temperaturas permitidas dependientes de la zona de ubicación, infraestructura, consideraciones de mantenimiento, optimizaciones de transferencia de calor, área y caídas de presión, así como describen una amplia teoría referente al tema.

³ Normas T.E.M.A.: TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION

Referente al tipo de intercambiador a ser usado, las “Prácticas de Diseño” comprenden como primera opción los intercambiadores de carcasa y tubo, por ser los equipos que desarrollan la mayor eficiencia y la más fácil rutina de mantenimiento, además de ser los más utilizados dentro de esta industria. En el caso de enfriadores o condensadores, recomiendan el uso de agua como primera opción, y dependiendo de la disponibilidad y calidad de ésta, se ubica el aire como segunda alternativa.

Ecuaciones que rigen la transferencia de calor:

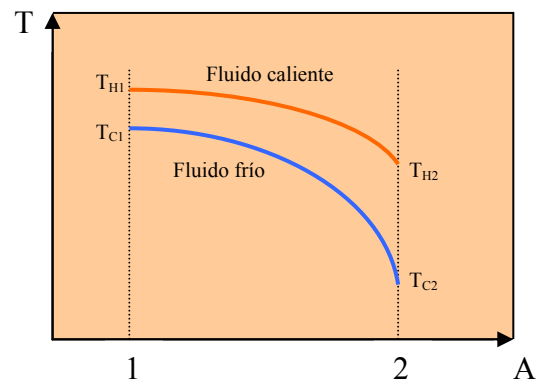
Las ecuaciones básicas utilizadas en el diseño preliminar de intercambiadores de calor son:

Balance de energía: $Q_{Cedido} = Q_{Absorbido} \quad (5.5)$
--

Calor transferido: $Q_{Transferido} = U \cdot A \cdot LMTD \cdot f \quad (5.6)$
Temperatura media logarítmica: $LMTD = \frac{(T_{H2} - T_{C2}) - (T_{H1} - T_{C1})}{LN\left(\frac{(T_{H2} - T_{C2})}{(T_{H1} - T_{C1})}\right)} \quad (5.7)$

Donde:

- U** → Coeficiente Global de transferencia de calor.
- f** → Factor de corrección.
- A** → Área de transferencia de calor.
- LMTD** → Temperatura media logarítmica.
- T_{H1}, T_{H2}, T_{C1}, T_{C2}** → Referir a la gráfica anexa.



El coeficiente global de transferencia de calor U , es un parámetro particular de cada caso que depende de los fluidos circulantes, sus propiedades hidráulicas y térmicas; la geometría de intercambiador y los materiales de construcción entre otros.

Si bien éstas son las principales ecuaciones para un primer cálculo de un intercambiador de calor, existen muchas otras no menos importantes que no se mencionan en este trabajo pero están implícitas en los resultados.

Intercambiadores seleccionados:

Bajo los requerimientos de mantenimiento se seleccionaron intercambiadores con ambas tapas de la carcasa bridadas, con el fin de facilitar la labor de baqueteo o extracción del haz de tubos en caso de ser necesaria.

La nomenclatura TEMA para los equipos utilizados es:

- Precalentadores: AFS
- Evaporadores: AKS
- Condensadores: AFS

Esto basados en la optimización de los cálculos efectuados con los simuladores y las necesidades de diseño de los equipos, tal como es el caso del evaporador que requiere una carcasa con un diseño que absorba la expansión de los gases que se están evaporando. En la tabla 5.4, se resumen las distintas configuraciones de las normas T.E.M.A.

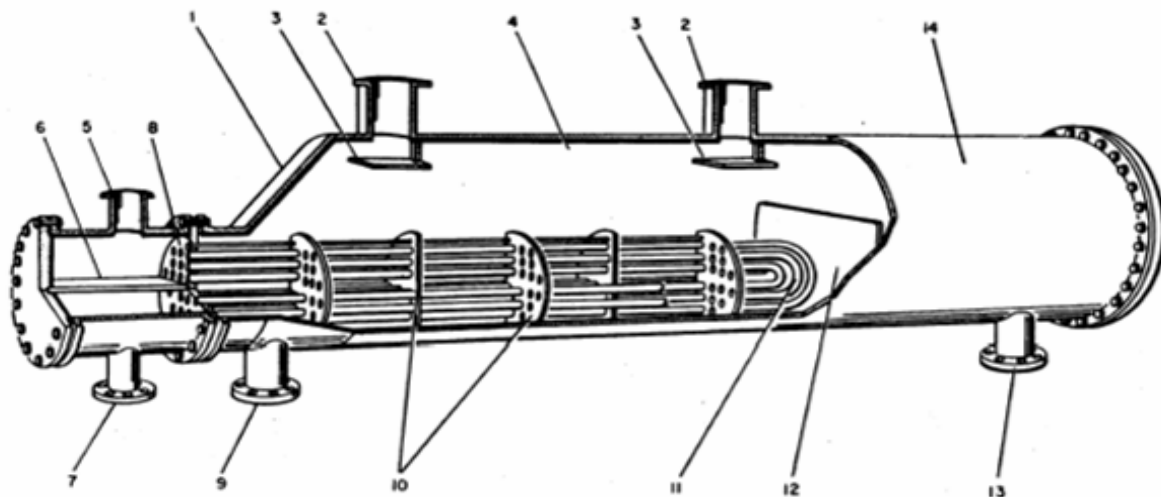
Todos los intercambiadores se diseñaron con los siguientes parámetros en común: tubo para el haz tubular de 1 in de diámetro, arreglo de tubos triangular a 60° ó 30° y una separación centro a centro entre tubos (pitch) de 1.25 in.

Tabla 5.4
Nomenclatura de los intercambiadores de calor según las normas TEMA

	TIPOS DE CABEZALES FIJO EXTREMIDAD ANTERIOR		TIPOS DE CARCAZAS		TIPOS DE CABEZALES EXTREMIDAD POSTERIOR
A		E		L	
B		F		M	
C		G		N	
		H		P	
D		J		S	
		K		T	
				U	
				W	

Evaporadores de Marmita o tipo K.-

Los evaporadores de marmita o tipo K (“kettle reboilers”, figura 5.17) son un caso especial de los evaporadores de un solo paso. Este tipo de evaporador es, principalmente, un termosifón. Normalmente consta de un haz de tubo en U (fluido limpio para calentamiento) encerrado en una carcasa suficientemente grande que provee un espacio apropiado para la separación del líquido y el vapor arriba del haz y un espacio para acumulamiento de líquido debajo del haz. Cuando el fluido de calentamiento está sucio (requiere limpieza mecánica), se requiere un haz de tubo con tubos rectos y un cabezal flotante de arrastre continuo.



- | | |
|------------------------------------|--|
| 1. Carcasa | 8. Placa de tubo |
| 2. Boquilla de la carcasa | 9. Boquilla de la carcasa |
| 3. Deflectores de choque | 10. Plancha de soporte |
| 4. Espacio de separación del vapor | 11. Retornos de tubos en U |
| 5. Boquilla del cabezal fijo | 12. Vertedero |
| 6. Divisor de pasos | 13. Conexión de nivel de líquido |
| 7. Boquilla de cabezal fijo | 14. sección para la acumulación de líquido |

Figura 5.17. Estructura de evaporador marmita o tipo K

Los evaporadores de marmita están limitados a operaciones de un sólo paso. Sin embargo, estos son capaces de vaporizar cargas cerca del 100% del inventario limpio (como refrigerantes). Si la alimentación contiene sucio o tiende a obstruir (como en el caso de la mayoría de las corrientes de proceso), la carga a ser vaporizada debe ser restringida a 80% para proveer algo de purga.

No se necesita un volumen para la acumulación de producto ni tampoco se requiere un espacio para la separación vapor-líquido. El número de deflectores internos también se minimiza.

Como regla, en servicio de termosifón los intercambiadores de marmita son más caros que las unidades de tubo y carcasa. Los evaporadores de marmita proveen un tiempo de residencia a la temperatura de ebullición más largo y por esto no son recomendables para servicios excesivamente sucios o con polimerización.

Ventajas

1. Permite una gran vaporización de la carga (80% para alimentación normal y 100% para alimentaciones limpias).
2. La temperatura del producto de fondo se mantiene lo más baja posible.
3. El vertedero mantiene nivel constante de líquido.

Desventajas

1. Construcción costosa del intercambiador.
2. Baja acumulación de producto de fondo en la torre.
3. Alta acumulación de fluido de proceso (sucio) en el equipo.
4. Lado del proceso difícil de limpiar.
5. Tiende a acumular sedimentos.
6. Requiere mayor área de planta para construcción.

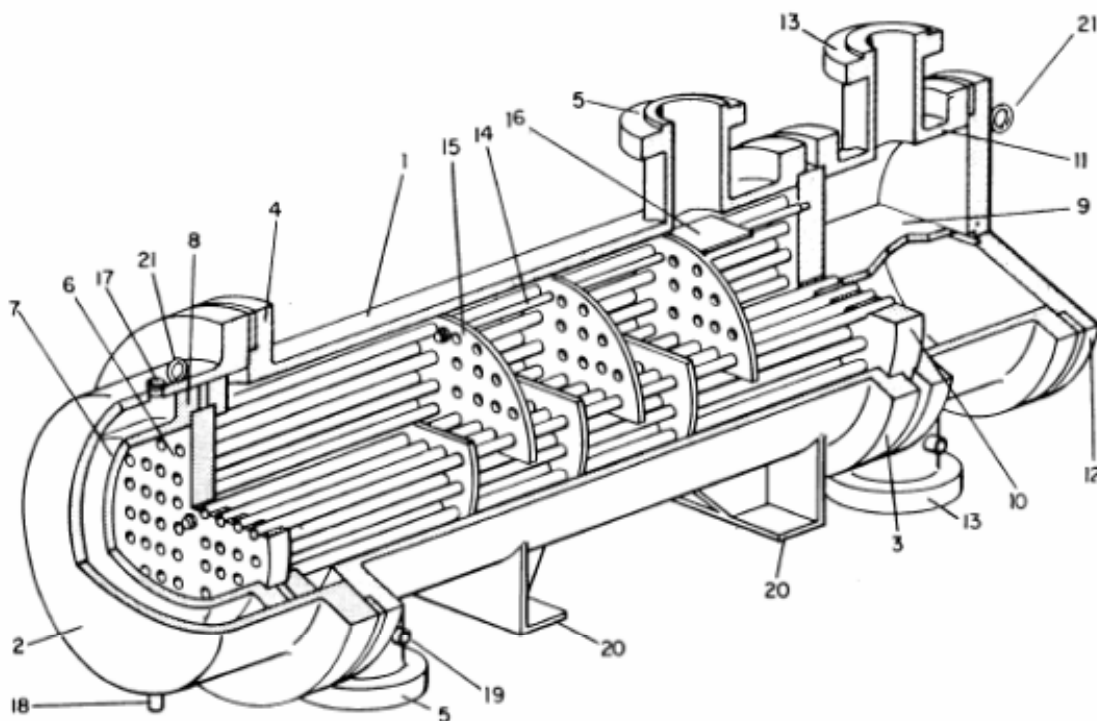
La selección del sistema de evaporador está basada primordialmente en la economía. Los factores económicos principales son los costos de fundación, de la tubería y los costos operacionales.

Pre calentadores AFS.-

Un pre calentador, como un evaporador de bombeo directo, consiste en un intercambiador convencional de tubo y carcasa con el líquido a ser vaporizado alimentado por una bomba o presurizado por algún equipo aguas arriba. La mayoría de los pre calentadores suman al fluido que va a ser vaporizado el calor latente y el calor sensible. El fluido a ser vaporizado puede ser colocado tanto en la carcasa, como en los tubos, dependiendo en la economía, ensuciamiento, etc. Los pre calentadores se usan más que todo para reducir el calor suplido en el evaporador y optimizar la eficiencia térmica del proceso.

Condensadores.-

Se seleccionaron de carcasa y tubo (figura 5.18), de haz de tubos extraíble con 3 y 4 pasos para este y 2 pasos para la carcasa. El material, disposición de los tubos, diámetros, constantes, valores de interés y el resto de las especificaciones de los intercambiadores de calor se anexan en los reportes de las simulaciones.



- | | |
|-----------------------------------|------------------------------------|
| 1. Carcasa | 12. Cubierta del canal |
| 2. Cubierta de carcasa | 13. Boquilla del canal |
| 3. Canal de la carcasa | 14. Barras tirantes y espaciadoras |
| 4. Brida de la carcasa | 15. Deflectores transversales |
| 5. Boquilla de la carcasa | 16. Deflectores de choque |
| 6. Placa de tubos flotante | 17. Conexión de venteo |
| 7. Cabezal flotante | 18. Conexión de drenaje |
| 8. Brida del cabezal flotante | 19. Conexión de instrumentación |
| 9. Divisor de pasos o deflectores | 20. Silla de soporte |
| 10. Placa de tubos fija | 21. Anillo de izamiento |
| 11. Canal | |

Figura 5.18. Corte intercambiadores carcasa y tubos (precalentadores y condensadores)

5.4.5 Torres de enfriamiento.-

La necesidad del uso de torres de enfriamiento, surge por la falta de disponibilidad de una fuente de agua de enfriamiento continua e infinita que supla a los condensadores. Estos equipos no pertenecen directamente al ciclo de potencia, son anexos necesarios para su funcionamiento, pero que su uso está condicionado a las características de la instalación que se esté diseñando.

Los parámetros principales para el dimensionamiento de las torres de enfriamiento son: caudal de trabajo, rango de temperatura a enfriar (ΔT), temperatura del fluido a enfriar, temperatura de bulbo húmedo y seco del ambiente circundante y el calor extraído. Otro aspecto importante es el caudal de agua de reposición, la cual suple las pérdidas por evaporación que se dan en el hogar de las torres. Este valor debe ser menor a la capacidad suministro de agua existente en la zona.

La selección de las torres se realizó por catálogos de los principales proveedores de PDVSA, buscando equipos que cumplan con la relación de dimensiones acordes a las ya existentes en el Distrito Sur y un número de unidades mínimo.

5.4.6 Selección del fluido de trabajo.-

5.4.6.1 Generalidades.-

Dentro de los ciclos orgánicos Rankine uno de los factores más importantes para definir la magnitud y la capacidad de cada uno de los equipos involucrados es la selección del fluido de trabajo que va a operar dentro de estos.

El fluido de trabajo es el elemento que hace factible la implantación de estos ciclos de generación eléctrica cuando la temperatura de la fuente térmica es relativamente baja para el aprovechamiento directo en la generación de vapor de agua, debido a que la temperatura de ebullición del agua es más alta en comparación con ciertos fluidos de trabajo, que presentan la propiedad de alcanzar la fase de vapor a bajos niveles de temperatura.

El fluido de trabajo también llamado “Refrigerante” es cualquier cuerpo o sustancia que actúa como agente de transferencia de calor, absorbiendo o cediendo calor de otro cuerpo o sustancia, dependiendo del proceso en que se utilice. Con respecto al ciclo de condensación-vapor, el refrigerante es el fluido de trabajo el cuál alternativamente se vaporiza y se condensa, absorbiendo y cediendo calor respectivamente.

Para que un refrigerante sea apropiado y se pueda utilizar en el ciclo antes mencionado, debe poseer ciertas propiedades físicas, químicas y termodinámicas que lo hagan seguro durante su uso. No existe un refrigerante ideal ni que pueda ser universalmente adaptable a todas las aplicaciones; por ende un refrigerante se aproxima a ser ideal sólo cuando sus propiedades satisfagan las condiciones y las necesidades de la aplicación para la cual va a ser utilizado.

Existe una gran gama de fluidos en el mercado actual que a través de los años han evolucionado y cambiado debido a la necesidad de minimizar la problemática existente con respecto al impacto ambiental que estos ocasionan. Evitar la destrucción de la capa de

ozono y el calentamiento global del planeta son las bases para el continuo mejoramiento, sustitución y búsqueda de nuevos fluidos que garanticen la seguridad y confiabilidad en la utilización de los mismos.

La desenfadada carrera establecida por los principales laboratorios y fabricantes para hallar sustitutos de los fluidos prohibidos conlleva a un amplio campo de posibilidades a evaluar y nos motiva a determinar y comparar cuál de ellos dentro de nuestros parámetros y condiciones de trabajo es el más recomendable.

5.4.6.2 Condiciones y parámetros del ciclo.-

Para la selección del fluido es necesario conocer las limitaciones en las que se desenvuelve el ciclo, los parámetros operacionales referidos a la temperatura y la capacidad calorífica del aprovechamiento de los recursos energéticos existentes; también, disponibilidad y costos son aspectos influyentes a la hora de hacer la selección.

Básicamente el fluido de trabajo corre en un circuito cerrado de acuerdo a un ciclo termodinámico entre dos fuentes de calor: una fuente de agua a altas temperaturas para la evaporación y una fuente de enfriamiento para la condensación, donde la energía térmica del agua es transformada en energía mecánica y luego por medio de un generador en energía eléctrica.

Las temperaturas de la fuente térmica del agua y de la energía calorífica disponible para nuestro caso, son condiciones operacionales que reduce el número de opciones para la selección; luego basándonos en las propiedades termodinámicas de cada uno de los fluidos, se evaluarán aquéllos que para estas condiciones generen una potencia eléctrica atractiva para nuestro proyecto.

Algunas propiedades y características importantes que se deben conocer y tomar en cuenta para la selección de estos fluidos son las siguientes:

- Temperatura de ebullición
- Peso molecular
- Calor latente de vaporización
- Capacidad inflamable, explosiva y tóxica
- Estabilidad química
- Presiones de trabajo
- Punto de congelación
- Temperatura crítica
- Volumen específico de vapor
- Corrosividad
- Relación temperatura-entropía

5.4.6.3 Clasificación de los fluidos de trabajo.-

La clasificación de los refrigerantes en forma muy general son los siguientes:

1. Derivados Halogenados saturados:

Proceden del metano, etano y propano por sustitución parcial o total de los átomos de hidrógeno por átomos de Cl, F (Halógenos). Pueden ser del tipo:

CFC: Contienen Cl, F y C en su molécula. Se denominan clorofluorocarbonados. Estos refrigerantes dejaron de utilizarse a finales de 1994 en Europa y a finales de 1995 en el resto de países occidentales por su efecto de destrucción de la capa de ozono.

HCFC: Contienen H, Cl, F y C en su molécula. Se denominan hidroclorofluorocarbonados. Dejarán de producirse en Europa a finales de 2014 y a finales del 2029 en los demás países firmantes del Protocolo de Montreal⁴, aunque estas fechas pueden modificarse por decisión de los organismos competentes. El primer paso para evitar la destrucción de la capa de ozono fue la sustitución de los fluorocarbonados con dos átomos de cloro (CFC) por los fluorocarbonados con un átomo de cloro y otro de hidrogeno (HCFC). Estos refrigerantes contribuyen en menor medida a la destrucción de la capa de ozono por su mayor estabilidad, pero influyen en el calentamiento global. Estos refrigerantes también fueron incluidos como sustancias controladas, y se decidió su parada de fabricación en el año 2020 con la completa desaparición en el año 2030.

HFC: Son fluidos refrigerantes sin cloro, y por tanto sin efecto sobre la reducción de la capa de ozono, pero algunos de ellos tienen un impacto importante sobre el efecto invernadero. Contienen H, F y C en su molécula. Se denominan hidrofluorocarbonados.

PFC: Sólo contienen F y C. Se denominan perfluorocarbonados. Son compuestos que no perjudican la capa de ozono.

Halones: Contienen H, Br, F y C en su molécula. Se denominan hidrobromofluorocarbonados. Les afecta la misma prohibición que a los que contienen cloro en su molécula.

⁴ En 1987 se firma en Viena el “*Protocolo de Montreal*”, documento básico que define y fija la clasificación de los refrigerantes, y derivados halogenados en general, bajo el prisma de su influencia en el medio ambiente. Establece un calendario de consumo y reducción de los derivados halogenados.

2. Derivados Halogenados insaturados:

Proceden de hidrocarburos insaturados por sustitución parcial o total de los átomos de hidrógeno por átomos de F, Cl o Br. Por ejemplo el R-1140 es el 1-cloro-eteno.

3. Mezclas:

Las mezclas constituyen una importante posibilidad para la sustitución de los CFC, tanto para la utilización de sistemas nuevos como en los ya existentes. La ventaja de las mezclas es que pueden variar sus propiedades en función de las necesidades de cada aplicación variando la proporción de los componentes. Una mezcla está constituida por dos o más fluidos refrigerantes y pueden ser:

Mezclas azeotrópicas: Son mezclas para obtener las propiedades para un tipo determinado de instalación según su composición. De esta forma se puede conseguir la eliminación o al menos la minoración de aspectos negativos o perjudiciales. Existen mezclas que funcionan como sustancias puras. Las mezclas azeotrópicas evaporan y condensan a temperatura constante Tienen un punto de ebullición constante. Son mezcla azeotrópicas por ejemplo el R-500, el R-502 y el R-503.

Mezclas zeotrópicas: Se caracterizan por no tener constante la temperatura de ebullición a una presión determinada. Durante el cambio de estado la temperatura no permanece constante, aumentando en la vaporización y disminuyendo en la condensación. La diferencia de temperaturas entre la inicial y la final recibe el nombre de deslizamiento y es un factor fundamental en la evaluación de estas mezclas. Interesa un deslizamiento corto. Si el deslizamiento es menor al 1°C la mezcla zeotrópica puede considerarse casi azeotrópica. Las mezclas zeotrópicas que se consideran actualmente son el R-407a, el R-407b, el R-407c, el R-404a, el R-410a y el R-410b.

4. Hidrocarburos:

Los hidrocarburos constituyen una alternativa y una solución válida para la eliminación y sustitución de los CFC como gases refrigerantes. Los hidrocarburos son un grupo de fluidos que están constituidos principalmente por varias proporciones de dos elementos, hidrogeno y carbón. Algunos son el Metano, Etano (R-170), Propano (R-290), Butano (R-600), Etileno e Isobutano (R-600a).

Algunos hidrocarburos saturados pueden utilizarse directamente como refrigerantes, otros forman parte de mezclas que se han propuesto como sustitutos de los CFC y HCFC. Por ejemplo el R-600, butano, es un componente minoritario del R-416a.

Podemos decir lo mismo de los hidrocarburos insaturados que lo dicho en el caso de los saturados. Algunos hidrocarburos insaturados forman parte de mezclas propuestas como sustitutos de los CFC y los HCFC. Por ejemplo el R-1270, el propileno, es un componente minoritario del R-411b.

5. Compuestos orgánicos no alquílicos:

Entre ellos esta el éter etílico, el metil amina, el éter metílico y algunos más que deben mencionarse debido a su utilización pionera más que a su utilización actual puesto que son inflamables y tóxicos.

6. Fluidos de trabajo naturales:

Los fluidos de trabajo naturales son sustancias que existen en la biosfera de una forma natural. En general tienen muy pocos inconvenientes en relación con el medio ambiente, son por lo tanto alternativas a largo plazo para sustitución de los CFC. Están los gases simples, O₂, N₂, etc. y los compuestos inorgánicos, H₂O, NH₃, CO₂, etc.

Algunos de los fluidos de trabajo naturales son inflamables y tóxicos. Las implicaciones de seguridad del uso de dichos fluidos pueden requerir el diseño de un sistema específico y unas rutinas de operación y mantenimiento adecuadas.

5.4.6.4 Propiedades de los Fluidos.-

Las propiedades de los fluidos de trabajo son las relacionadas con su comportamiento como fluidos frigoríficos. El estudio de estas propiedades es esencial para comprender el funcionamiento de los ciclos de refrigeración y también para elegir correctamente el refrigerante más adecuado en cada aplicación.

Las propiedades más importantes a las que haremos mención son las expuestas en la *tabla 5.5*.

<p>Propiedades físicas:</p>	<p>Dependen principalmente de la temperatura, y en menor escala a la masa molecular, densidad, viscosidad, conductividad, calor específico, calor latente de vaporización y a la tensión superficial.</p>
<p>Propiedades químicas:</p>	<p>Se clasifican principalmente por el grado de inflamabilidad, explosividad y toxicidad que puedan presentar los refrigerantes.</p>
<p>Propiedades termodinámicas:</p>	<p>Para evaluar y estudiar los ciclos de refrigeración se utilizan únicamente las propiedades referidas a presión y temperatura para determinar el estado del fluido; entalpía, entropía y volumen específico para el análisis de los ciclos termodinámicos y la ecuación de estado que nos permite obtener las propiedades termodinámicas.</p>
<p>Propiedades medioambientales:</p>	<p>Una de las propiedades más importante que se debe tomar en cuenta para la selección del fluido es que no debe contaminar el medio ambiente. No debe contribuir a la destrucción de la capa de ozono ni al efecto invernadero o el calentamiento global del planeta</p>

Tabla 5.5. Propiedades de los Fluidos de Trabajo

Casi todos los refrigerantes de uso común no son inflamables ni explosivos. Una notable excepción es el amoníaco y la serie de hidrocarburos. El amoníaco es ligeramente inflamable y explosivo cuando se lo mezcla en determinadas proporciones con el aire.

La serie de hidrocarburos son altamente inflamables y explosivos, pero debido a sus excelentes propiedades la serie de hidrocarburos frecuentemente se usa para aplicaciones

de temperaturas muy bajas. Nos interesa conocer si los fluidos son inflamables y la temperatura de autoignición.

Debido a que todos los fluidos no son otra cosa que aire tóxico, en el sentido que pueden causar sofocación cuando se tienen en concentraciones suficientemente altas que evitan tener el oxígeno necesario para sustentar la vida, la toxicidad es un término relativo el cual sólo tiene importancia cuando se especifica el grado de concentración y tiempo de exposición requeridos para producir efectos nocivos.

El grado de peligro en que se incurre con el uso de refrigerantes tóxicos depende de varios factores, tales como la cantidad de refrigerante usado con relación al tamaño del espacio dentro del cual se pueden tener fugas de refrigerantes, del tipo de ocupación, de si se tienen flamas o fuego y de si el personal experimentado tenga la obligación de atender al equipo.

Un aspecto de suma importancia y que recalcaremos en la selección del fluido de trabajo es el impacto que estos produzcan al medio ambiente. El ozono reacciona con los CFC, produciendo una reacción en cadena destructiva que va eliminando sistemáticamente el ozono. Una característica del ozono es su inestabilidad periódica que ha originado agujeros enormes en los estratos atmosféricos, disminuyendo la capacidad de filtrar los rayos ultravioletas; por ello la necesidad de eliminar cualquier uso de estos refrigerantes y buscar posibles sustitutos que no produzcan estos efectos sobre el ozono.

También existe el llamado efecto invernadero producto del impacto negativo en la utilización de los refrigerantes. Algunos gases presentes en la atmósfera permiten el paso de la radiación solar de onda corta y retienen la de onda larga (principalmente radiación térmica) que remite la superficie terrestre hacia el espacio exterior. El efecto es un progresivo calentamiento de la atmósfera terrestre que aumenta su energía a costa del excedente energético solar. No todos los gases tienen esa propiedad, los más importantes son el vapor de agua y el CO₂.

5.4.6.5 Criterio de selección.-

Las consideraciones principales para justificar la elección del fluido de trabajo más conveniente y favorable para el ciclo de potencia es referida a las propiedades mencionadas en la tabla 5.4, donde el peso recae sobre la utilización de refrigerantes que perjudiquen lo menos posible al ecosistema; además de proporcionar valores de potencia eléctrica que se encuentren dentro de los márgenes de consumo del sistema eléctrico de las estaciones.

Luego de determinar las condiciones operacionales del fluido de trabajo, los parámetros de seguridad y de conservación del medio ambiente, así como también accesibilidad y costos; nos permitimos concluir cual es el tipo de fluido que satisfaga nuestras expectativas de diseño, arrojando por el análisis realizado los hidrocarburos. Algunas ventajas de la utilización que estos hidrocarburos ofrecen son las siguientes:

- Son más baratos y no requieren del uso de lubricantes costosos.
- No dañan la capa de ozono
- Contribuyen minoritariamente al efecto invernadero.
- Pueden fabricarse localmente en las refinerías.
- Opción para acelerar la eliminación de los clorofluorocarbonados.
- Propiedades termodinámicas conocidas y compatibilidad de material.
- Mayor estabilidad a altas temperaturas.

Son utilizados en gran medida en las industrias del petróleo, esporádicamente aplicadas en la refrigeración del transporte, refrigeradores y congeladores domésticos, y bombas de calor. Poseen alta capacidad de generación de potencia para los requerimientos de producción de nuestro proyecto.

Los hidrocarburos son inflamables y explosivos por lo que se recomienda que sean aplicados en sistemas de carga de fluido de trabajo. Para garantizar la seguridad necesaria durante la operación y el servicio, deberían tomarse precauciones como sistemas de

ventilación a prueba de fallos, adición de gas odorizante al fluido de trabajo, detectores de gas etc.

Aunque ninguno de estos compuestos absorben humedad en forma considerable, todos son miscibles en aceite para todas las condiciones. Su uso ordinariamente está limitado a aplicaciones especiales donde se requieren los servicios de personal especializado.

Para mantener un óptimo ciclo termodinámico se recomienda la automatización de la planta de potencia, de forma de controlar y regular todos los parámetros operacionales del ciclo y las condiciones en que se desenvuelve el fluido, para ello se cuentan con controladores lógicos programables.

La selección del fluido de trabajo dentro de los hidrocarburos estudiados se basa principalmente en las propiedades y características en que se desenvuelve, resultando ser el isobutano (R-600a) el más apropiado para el desarrollo de nuestro proyecto. Las características y propiedades que justifican la selección del isobutano como fluido de trabajo dentro de nuestro ciclo de generación de potencia se observa en la *tabla 5.6*.

Características del isobutano $CH(CH_3)_3$	
Propiedades Físicas	El isobutano es un gas incoloro, inodoro, químicamente estable, no tóxico pero narcótico
Densidad	El isobutano tiene una densidad relacionada al aire a 0°C de 2,01 y la masa volumétrica a presión y temperatura normales de 2,7 Kg/m ³
Solubilidad	Tiene baja solubilidad en agua pero óptima propiedad de solubilidad con otros gases.
Punto Crítico y Punto de liquefacción	La presión crítica del isobutano es de 37,2 bar (539,54 psi) a una temperatura crítica de 134,98°C (274,96°F), y la temperatura de liquefacción a presión atmosférica es -11,7°C
Inflamabilidad	El límite de inflamabilidad a la temperatura de 20°C varia entre 1,8 a 8,4 %, y la temperatura de inflamabilidad a presión atmosférica es de 420°C
Toxicidad	El isobutano no es tóxico pero tiene propiedades narcóticas. La concentración máxima admisible recomendada en ambiente por exposición de 8 horas por 5 días a la semana es de 500ppm en volumen
Seguridad	Siendo más pesado que el aire y teniendo un límite inferior de inflamabilidad de 1,8% muy bajo, forma fácilmente mezclas inflamables. Tiene una acción narcótica que deprime el sistema nervioso, pero la concentración a la que se advierte tales efectos es muy elevada (20%)
Corrosión	No produce acción corrosiva con ningún metal

Tabla 5.6. Características y propiedades del isobutano.

Las especificaciones y normativas de higiene industrial y la información química del Isobutano que desarrolla la empresa PDVSA se detallan en las siguientes páginas:

HIGIENE INDUSTRIAL INFORMACION DE PRODUCTOS QUIMICOS

I IDENTIFICACION DEL PRODUCTO

NOMBRE COMERCIAL: ISOBUTANO	
FABRICANTE O PROVEEDOR: ALDRICH 29,545-0	TELF.:
SINONIMOS: 2-METIL PROPANO.	
FORMULA QUIMICA: CH(CH ₃) ₃	
USOS:	

II PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS

PUNTO DE EBULLICION, 760 mmHg: -12 °C	PUNTO DE FUSION: -160 °C
GRAVEDAD ESPECIFICA (H₂O = 1): 0.5572	PRESION DE VAPOR:
DENSIDAD DE VAPOR (aire = 1) 2.01	SOLUBILIDAD EN AGUA (% peso): Ligeramente soluble.
% VOLATILES POR VOLUMEN:	P.M.: 58.12
DESCRIPCION: Gas altamente inflamable, irritante, asfixiante simple.	

III PROPIEDADES EXPLOSIVAS Y DE INFLAMACION

PUNTO DE IGNICION: 462 °C (864 °F).		
PUNTO DE INFLAMACION: Gas inflamable.		
LIMITES DE INFLAMABILIDAD EN AIRE, % VOL:	INF: 1.8	SUP: 8.4
AGENTE DE EXTINCION: Detenga el flujo de gas.		
PROCEDIMIENTOS ESPECIALES PARA COMBATIR EL FUEGO: Evite acumular cargas electrostáticas, traslade cilindros asitio seguro, cierre escape si es posible, elimine fuentes de ignición, enfrie recipientes expuestos al fuego con agua		
PELIGROS DE EXPLOSION Y DE FUEGOS IMPREVISTOS: Muy peligroso cuando se expone al calor o llama, oxidantes.		

HIGIENE INDUSTRIAL INFORMACION DE PRODUCTOS QUIMICOS

IV INGREDIENTES ACTIVOS

MATERIAL O COMPUESTO	CAS N°	NFPA 704
ISOBUTANO	75-28-5	

V RIESGOS A LA SALUD

LIMITE MAXIMO PERMISIBLE: No hay limite de exposición permisible.
RUTAS DE PENETRACION AL ORGANISMO: Inhalación, contacto.
TOXICOLOGIA: Patología: afecta al SNC. Asfixiante a altas concentraciones, provoca mareos, debilidad, inconsciencia. El isobutano líquido causa quemaduras sobre la piel y ojos. Irritación de ojos y tracto respiratorio, debilidad muscular.
PROCEDIMIENTO DE PRIMEROS AUXILIOS EN CASO DE EMERGENCIA: Solicite asistencia médica inmediata. Sintomático y de fortalecimiento general.
OJOS: Lave inmediatamente con abundante agua, al menos 15 minutos. Conseguir ayuda médica inmediatamente.
PIEL: Lave rápidamente con agua parte afectada. Si la ropa se ha contaminado, retirela de inmediato. Lave con agua tibia. Si sigue irritación, acuda al médico.
INGESTION: N/A
INHALACION: Lleve a un lugar ventilado. Mantener abrigado y en reposo. Suministre oxígeno o respiración artificial si es necesario. Consiga asistencia médica de inmediato.

VI DATOS DE REACTIVIDAD DEL PRODUCTO

CONDICIONES A EVITAR Exposición al calor o llama.
ESTABLE SI NO <u> X </u>
INCOMPATIBILIDAD (MATERIALES A EVITAR): Oxidantes. El isobutano líquido ataca algunos plásticos, cauchos y revestimientos.
PRODUCTOS PELIGROSOS DE DESCOMPOSICION: Los vapores generados son más pesados que el aire, pueden reinflamarse. El isobutano se descompone emitiendo gases tóxicos como el monóxido de carbono.

HIGIENE INDUSTRIAL INFORMACION DE PRODUCTOS QUIMICOS

VII PROCEDIMIENTO EN CASO DE DERRAMES O FUGAS

PASOS A SEGUIR SI OCURRE UN DERRAME O FUGA DEL MATERIAL:

Ventile la zona de fuga. Detener el flujo de gas. Usar protección respiratoria. Remueva el tanque o cilindro a un área abierta y permita su disipación en la atmósfera.

METODO DE DISPOSICION DE LOS DESECHOS:

El isobutano puede eliminarse quemándolo en un lugar seguro o en una cámara de combustión adecuada.

VIII MEDIDAS DE PROTECCION

TIPO DE PROTECCION RESPIRATORIA:

Respiradores de aire comprimido o suplido por aire con máscara facial completa, casco o capucha para altas concentraciones.

TIPO DE VENTILACION:

General por dilución.

TIPO DE GUANTES DE PROTECCION:

Guantes impermeables y resistentes a solventes orgánicos.

TIPO DE LENTES DE PROTECCION:

Lentes contra salpicaduras de sustancias químicas, cuando trabaje con isobutano líquido (20 cms).

EQUIPO DE PROTECCION ADICIONAL:

En caso de manejo de cilindros y botas con punteras de acero.

IX PRECAUCIONES ESPECIALES

MEDIDAS DE PRECAUCION EN EL MANEJO Y ALMACENAMIENTO DEL MATERIAL:

Almacenar en lugar frío, seco y alejado de materiales oxidantes.

RECOMENDACIONES MEDICAS:

Una sobre exposición puede provocar inconsciencia y muerte.

OTROS:

Altas concentraciones en el aire causan deficiencia de oxígeno con el riesgo de perder la consciencia.

En el diagrama termodinámico del isobutano se especifica las diferentes fases que realiza el fluido dentro del ciclo orgánico Rankine, donde se puede observar que para las condiciones operacionales expuestas en el proyecto, el isobutano se desenvuelve perfectamente desarrollando los diferentes estados del ciclo. Cabe destacar que la configuración mostrada en el diagrama es una particular de las simulaciones realizadas en el estudio. (Ver figura 5.19.)

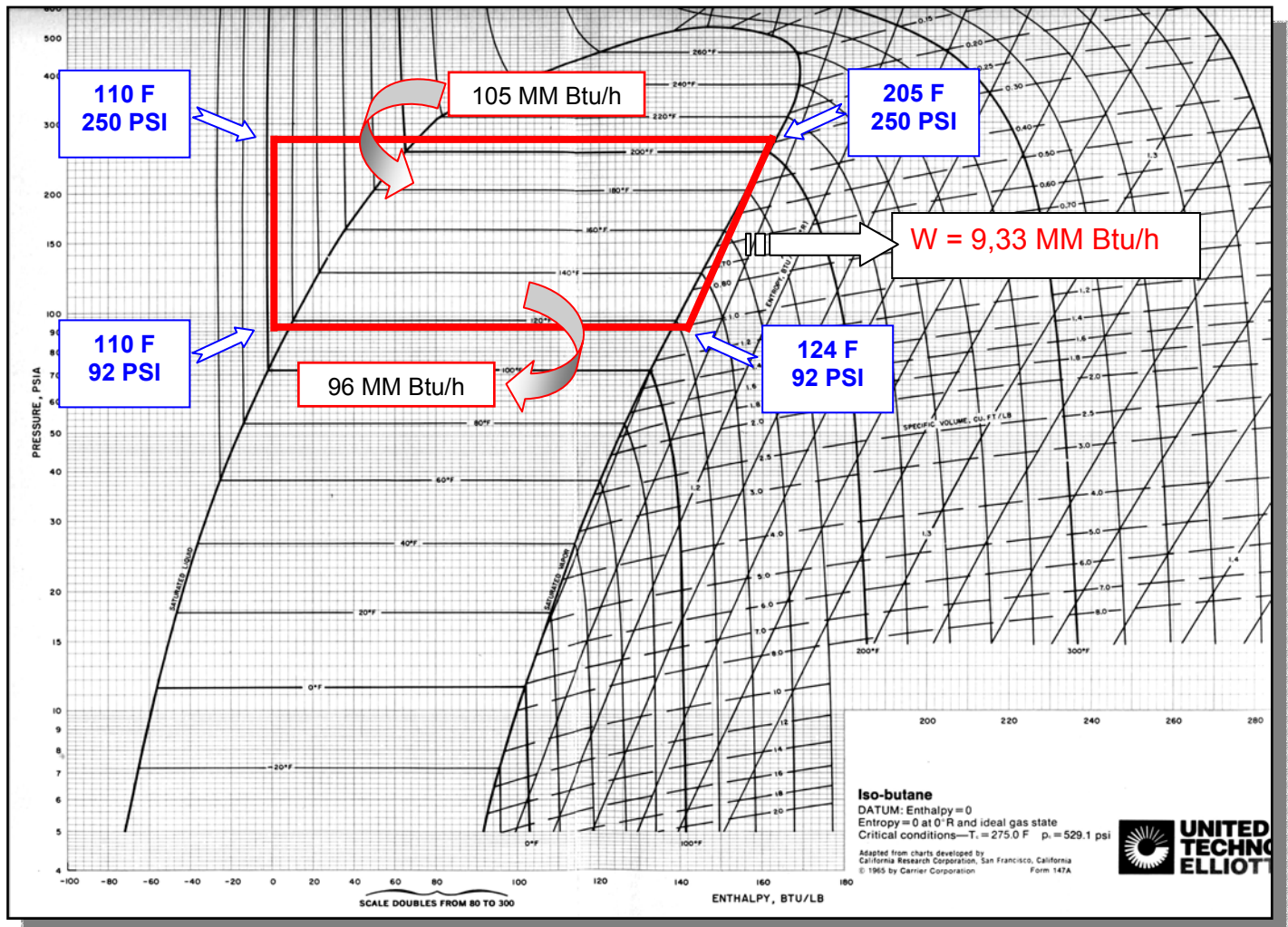


Figura 5.19. Diagrama propiedades termodinámicas del isobutano

Una alternativa de optimización del ciclo termodinámico, ya sea para incrementar el rango de potencia generada o para disminuir las dimensiones de los equipos empleados, es utilizar mezclas de estos hidrocarburos. Se puede observar a través de los programas de simulación de procesos, que mezclas compuestas por diferentes hidrocarburos y variando sus proporciones aumentan la capacidad de producción de energía y la eficiencia del ciclo, en comparación con el uso de fluidos 100% puros. Estos resultados reflejan que las mezclas adquieren la versatilidad de adaptar propiedades específicas para los requerimientos de trabajo.

Una proporción de mezcla considerada y evaluada en los simuladores como ejemplo ilustrativo de optimización del fluido de trabajo es 96,6 % isobutano, 1,6 % butano y 1,8 % propano. Cabe recalcar que a efectos de disponibilidad y simplicidad del ciclo en estudio se mantendrá como opción principal una composición en peso de 100 % de Isobutano.

5.4.7 Tuberías.-

El dimensionamiento de los equipos mayores se realiza a modo de clase IV, con el objetivo de tener una idea de la envergadura del proyecto y así poder calcular el estimado de costos clase IV-III. Si bien en este proyecto las tuberías no son consideradas como un equipo mayor, ya que sus longitudes son cortas y sus costos mínimos, comparándolas con los demás equipos, se realizó un cálculo base para conocer los diámetros requeridos y normalizar estos en función de las premisas de la empresa.

Los cálculos requeridos se obtuvieron con los simuladores, y estos resultados se normalizaron bajo el “Manual de Ingeniería de Diseño”, volumen 13-III, número 90616.1.024 y titulado DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS DE PROCESO. Esta norma incluye los procedimientos y valores recomendados para la selección de los diámetros de las líneas, basados en el parámetro fundamental de la velocidad dentro de estas. En las *tablas 5.7. y 5.8.*, se resumen algunos de los valores utilizados para cálculos

preliminares. El tipo de tubería seleccionado para el proyecto es la A-106⁵, rating 300, Schedule estándar. Esta elección se realizó con base en las presiones y temperaturas máximas alcanzadas en el ciclo.

VELOCIDADES TÍPICAS DE LIQUIDOS EN TUBERIAS DE ACERO (KERN)			
LIQUIDO Y LINEA	DIAMETRO NOMINAL DE TUBERIA (pulgadas)		
	2 o menor	3 a 10	10 a 20
	Velocidad pie/s	Velocidad pie/s	Velocidad pie/s
AGUA			
Succión de bomba	1 a 2	2 a 4	3 a 6
Descarga de bomba (larga)	2 a 3	3 a 5	4 a 6
Conexiones de descarga (corta)	4 a 9	5 a 12	8 a 14
Alimentación de caldera	4 a 9	5 a 12	8 a 14
Drenajes	3 a 4	3 a 5	–
Aguas negras inclinadas	–	3 a 5	–
HIDROCARBUROS LIQUIDOS (Viscosidades normales)			
Succión de bomba	1,5 a 2,5	2 a 4	3 a 6
Cabezal de descarga (largo)	2,5 a 3,5	3 a 5	4 a 7
Conexiones de descarga (corta)	4 a 9	5 a 12	8 a 15
Drenajes	3 a 4	3 a 5	–
HIDROCARBUROS VISCOSOS			
Succión de bomba			
Viscosidad mediana	–	1,5 a 3	2,5 a 5
Alquitrán y aceites combustibles	–	0,4 a 0,75	0,5 a 1
Descarga (corta)	–	3 a 5	4 a 6
Drenajes	1	1,5 a 3	–

Tabla 5.7. Velocidades recomendadas para líquidos.

⁵ Material de tubería: Acero al carbono tratado para soportar altas temperaturas.

VELOCIDADES TÍPICAS EN LINEAS DE GASES Y VAPOR (KERN)			
Diámetro Nominal de Tubería (Pulg.)	Vapor de Agua o Vapor Saturado	Vapor de Agua y Vapor Sobrecalentados, gas	
	Por debajo de 50 Lppcm	5 a 150 Lppcm	150 a 250 Lppcm
	Veloc. (pies/s)	Veloc. (pies/s)	Veloc. (pies/s)
2 o menor	45 a 100	40 a 80	30 a 60
3 a 4	50 a 110	45 a 90	35 a 70
6	60 a 120	50 a 120	45 a 90
8 a 10	65 a 125	80 a 160	65 a 125
12 a 14	70 a 130	100 a 190	80 a 145
16 a 18	75 a 135	110 a 210	90 a 160
20	80 a 140	120 a 220	100 a 170

Tabla 5.8. Velocidades recomendadas para gases.

5.4.8 Lista de equipos eléctricos.-

Los equipos eléctricos principales necesarios para la operación de la planta de potencia se enumeran a continuación. Cabe destacar que para el estimado de costos los equipos eléctricos no varían en cantidad según sea la opción seleccionada, por el contrario la capacidad de los equipos así como la cantidad de conexiones sí dependen de la configuración.

- Panel de sincronización
- Centros de control de motores:
 - a) Tablero de servicios auxiliares
 - b) Centro de Control de Motores de las bombas de condensado
 - c) Centro de Control de Motores de Torres de enfriamiento
 - d) Centro de Control de Motores del Proceso
- Interruptores de potencia de 13,8 KV; 3f
- Transformadores de potencia de 750 KVA; 13,8 KV/ 480 Volts, 3f.
- Panel de transferencia automática de los servicios auxiliares.
- Panel de control del proceso.
- Motor Generador 750 KVA; 480 Volt, 3f.

- Celdas de Control (Turbinas, Proceso).
- Celdas de Potencia (Distribución 13,8 KV, 480 Volt).

Por otro lado, el generador trabaja a manera de carga base y se dispone esta potencia como sustitutiva en el sistema eléctrico conectándose a la barra a 13.8 KV mediante un interruptor y un panel de sincronización. Los servicios auxiliares están conectados a la línea a un voltaje de 480 V por medio de un transformador 13.800/480 V y se dispone de un motogenerador para las operaciones de arranque de la planta el cual se desconecta por medio de un interruptor una vez alcanzado el funcionamiento normal de ésta. En la *figura 5.20.* se presenta un esquema de la conexión.

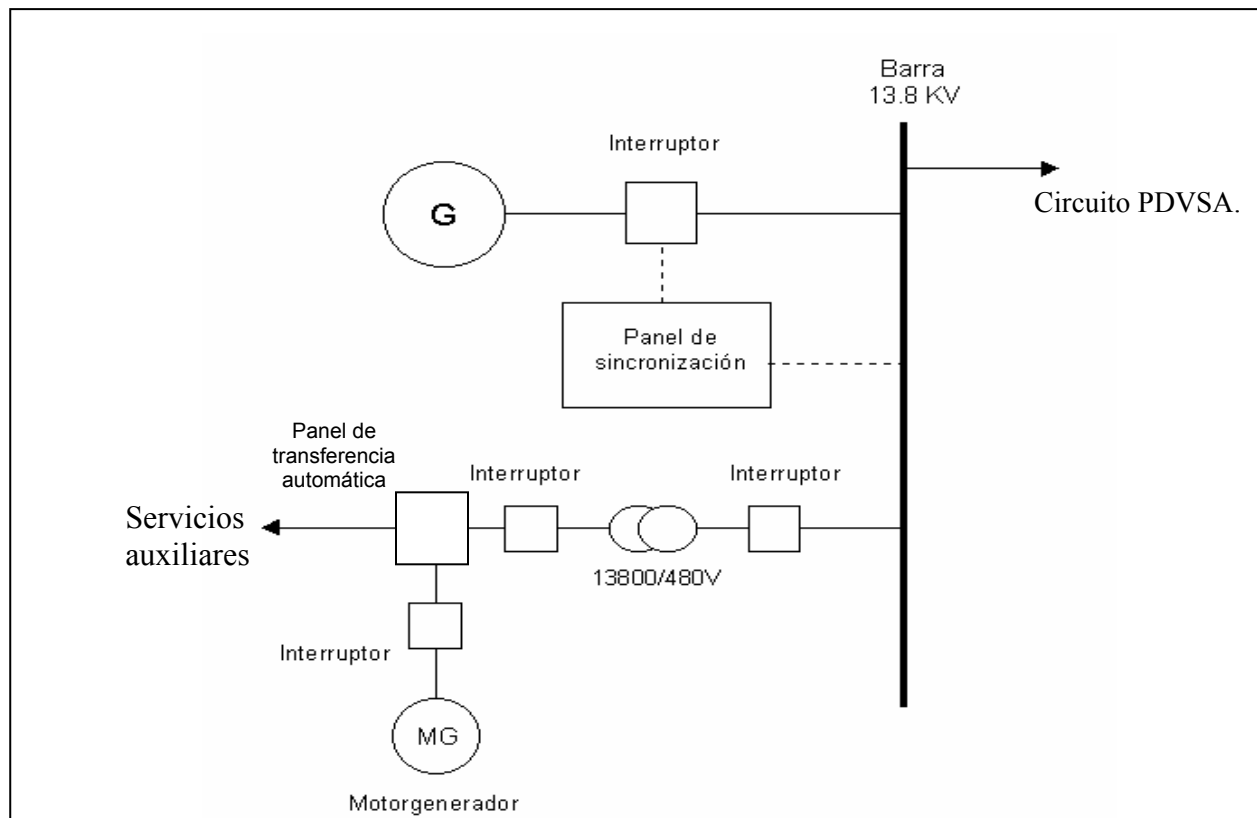
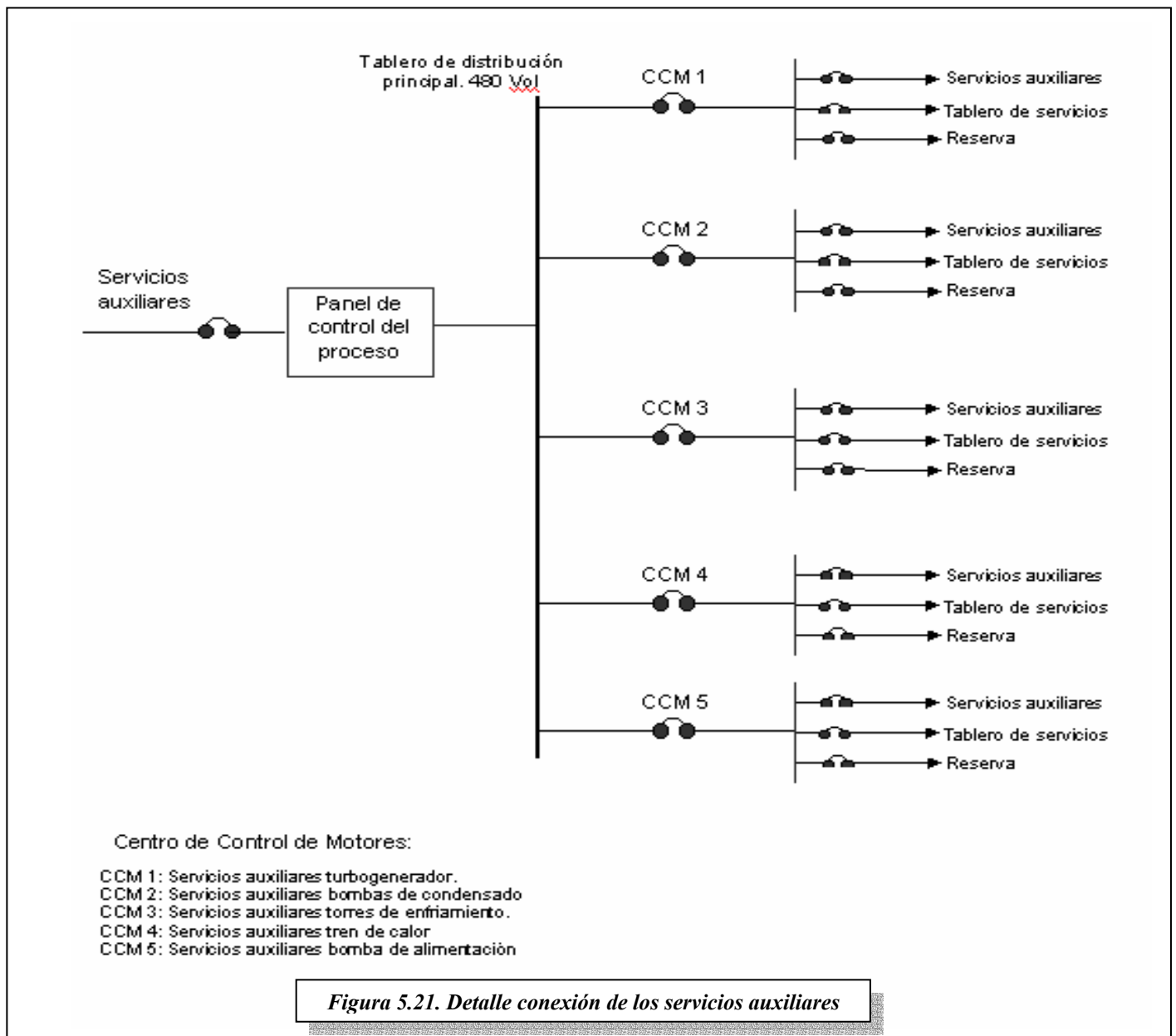


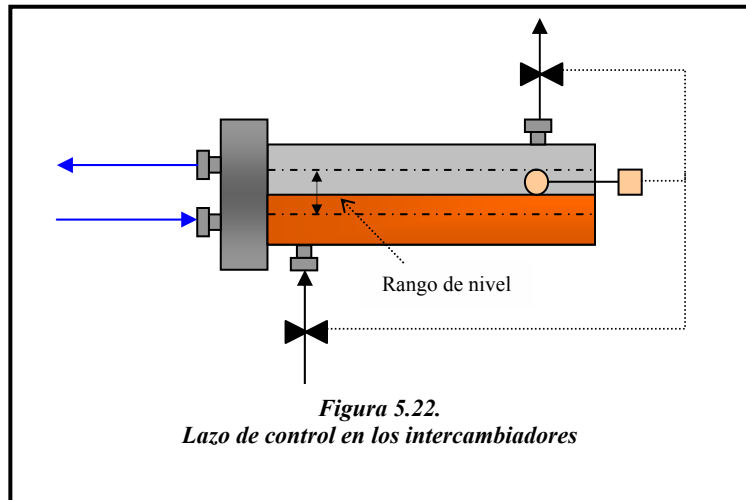
Figura 5.20. Conexión de la planta a la barra de 13.8 KV

El panel de control (*Figura 5.21*) del ciclo regula y alimenta los lazos de control entre las entradas y salidas de los intercambiadores de calor (control de nivel), el requerimiento de vapor según la carga en el generador y la recirculación de la bomba, control de la velocidad y sistema eléctrico en la turbina, control de la presión de la bomba de alimentación y en el condensador; además de los controles de seguridad bajo los cuales opera el ciclo.



5.4.9 Sistemas de control.-

Si bien el diseño del ciclo no llega a la etapa de desarrollo en el que se puedan estudiar los puntos que requieran un sistema de control, sin embargo se identifican los parámetros más importantes que requieren un lazo de control.



Los niveles en los intercambiadores de calor, para asegurar la salida de la fase deseada de cada uno de éstos, evitando inundaciones o vacíos en estos equipos que puedan permitir el paso de líquido hacia la turbina o de vapor hacia la bomba, por ende un rango de nivel controlado y separadores bifásicos a la salida de estos equipos son necesarios. Figura 5.22.

Un lazo de control importante es la relación entre la potencia solicitada a la turbina y el requerimiento de vapor de ésta; ligando la potencia al nivel en el evaporador y a su vez a la alimentación de líquido a éste, evitando la inundación del evaporador con un sistema de recirculación entre la bomba y el condensador. La velocidad en la turbina es otro lazo de importancia, éste regula el paso de vapor, la carga del generador y la velocidad de la turbina para poder mantener un nivel de frecuencia de corriente constante y evitar que se embale la turbina.

Las presiones en los intercambiadores, el funcionamiento eléctrico del turbogenerador y los mecanismos de seguridad del ciclo, también están bajo el control del Panel de Control. El nivel de líquido en el punto de succión de la bomba debe ser controlado para evitar la llegada de vapor a ésta, siendo recomendable colocar un tanque a modo de colchón que la abastezca. (Figura 5.23).

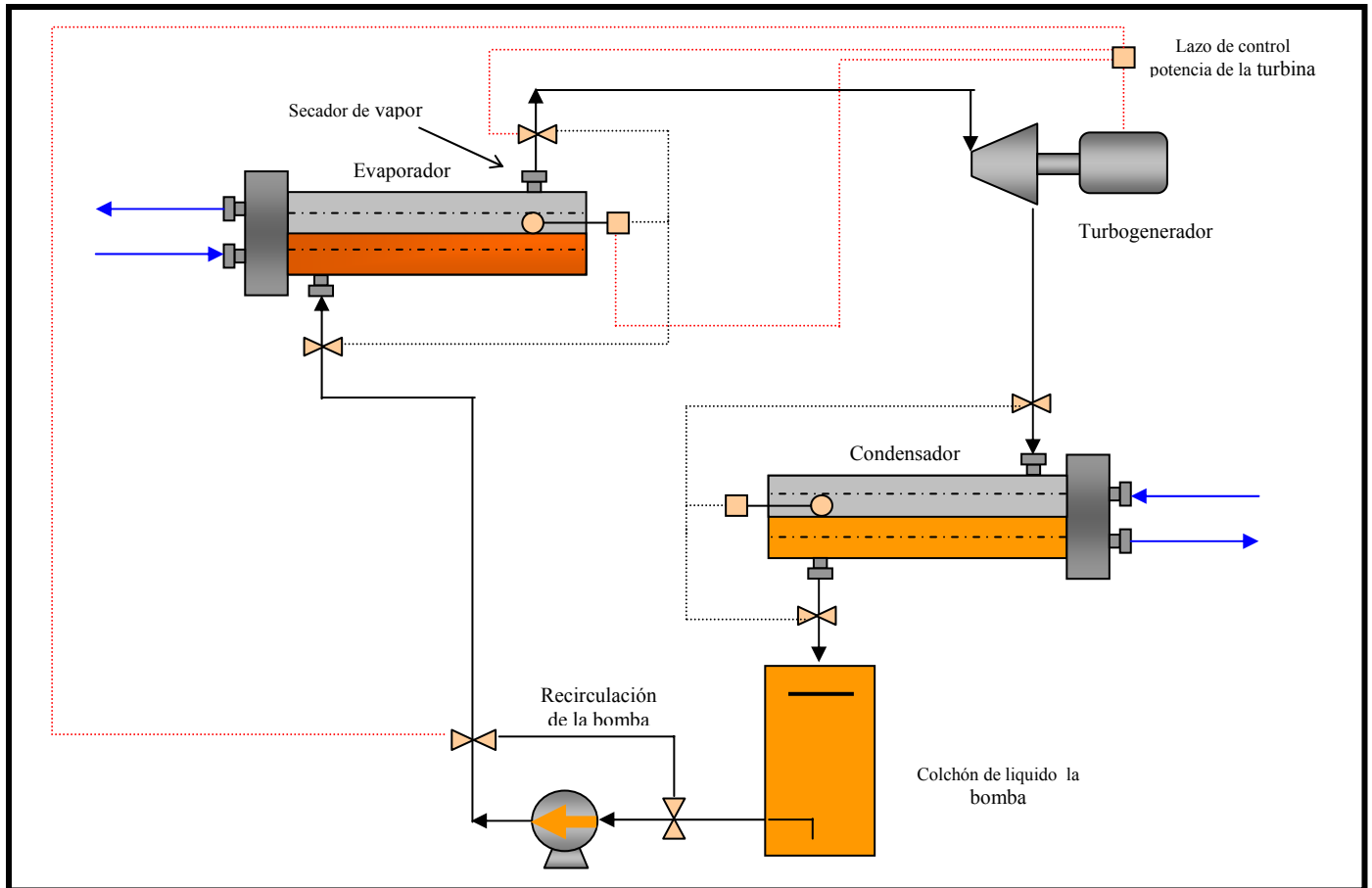


Figura 5.23
Principales lazos de control en el ciclo

5.4.10 Eficiencia del ciclo.-

Este parámetro determina el nivel de efectividad de cada configuración basado en la inversión y utilización de los equipos y recursos con respecto a la energía disponible. La eficiencia del ciclo se compara con la eficiencia de Carnot⁶ para saber qué tan cerca se está del máximo aprovechamiento.

⁶ Eficiencia de Carnot: Máxima eficiencia que se puede obtener para una maquina de calor ideal que trabaja entre dos niveles de temperatura determinados.

Ecuaciones de eficiencias:

Eficiencia del ciclo:	$\eta_{\text{ciclo}} = \frac{W_{\text{neto}}}{Q_{\text{entrada}}} = \frac{W_{\text{turbina}} - W_{\text{Servicios Auxiliares}}}{Q_{\text{evaporador}}} \quad (5.8)$
-----------------------	---

Eficiencia de Carnot:	$\eta_{\text{Carnot}} = 1 - \frac{T_{\text{low}}}{T_{\text{high}}} \quad (5.9)$
-----------------------	---

5.4.11 Simuladores.-

Para el dimensionamiento de los equipos, se utilizaron los simuladores PRO/II versión 5.1 y HEXTRAN versión 8.0, ambos de la casa SIMSCI. Estos son lenguajes de programación basados en MS-DOS que realizan una interfase para mostrar los resultados bajo WINDOWS.

Los parámetros más importantes de este simulador son las ecuaciones seleccionadas para los cálculos de las propiedades termodinámicas y de transferencia de calor de los fluidos involucrados. Se trabajó con las ecuaciones de estado desarrolladas por Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR), ambas son versiones modernas y mejoradas de la tradicional ecuación de Van Der Waals. Su selección fue apoyada en las recomendaciones tanto de los fabricantes de los simuladores como de los usuarios de PDVSA con base en los fluidos utilizados, sus fases y los rangos de temperatura y presión trabajados. Para el cálculo de las propiedades térmicas, se alimentaron los simuladores con las ecuaciones de fluidos puros para ambos casos, igualmente con base en las recomendaciones anteriores.

En las figura 5.24, 5.25, 5.26 y 5.27 pueden observarse distintos parámetros dentro del ambiente de trabajo del simulador PRO/II.

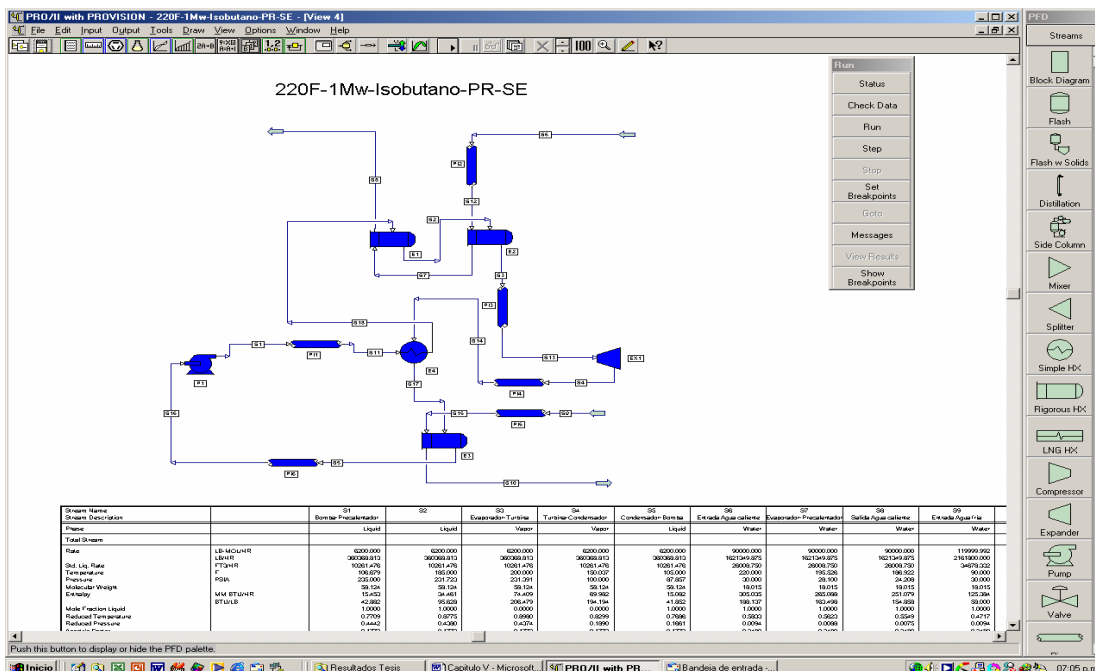


Figura 5.24. Ambiente de trabajo PRO/II

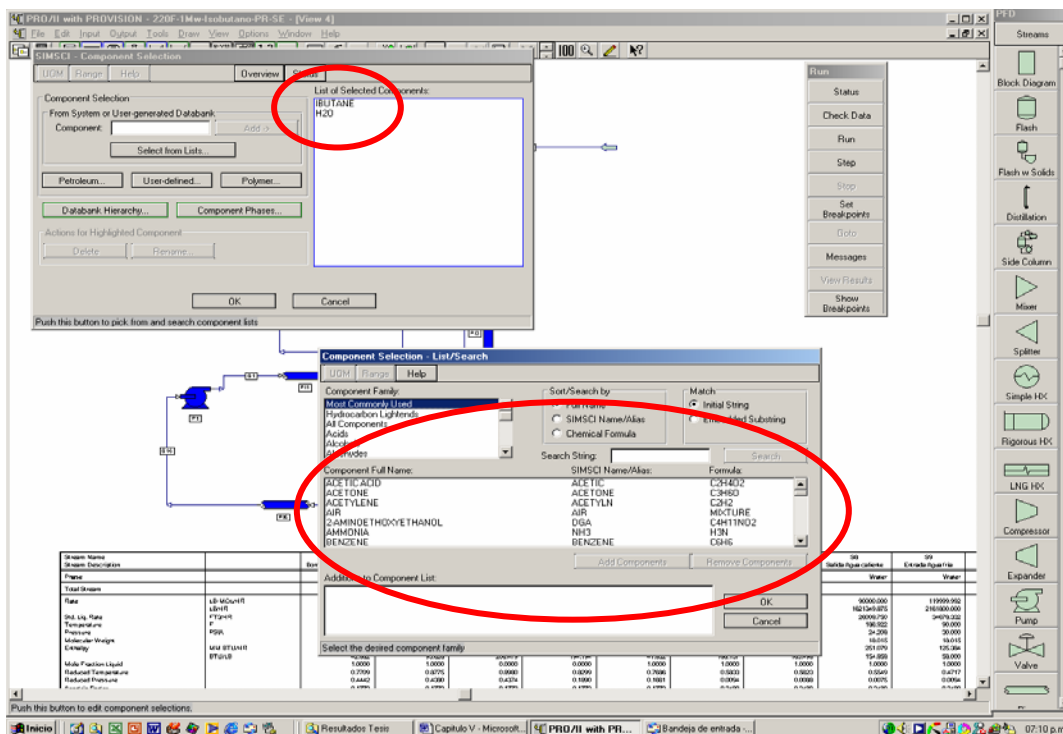


Figura 5.25. Nótese la tabla de selección de fluidos

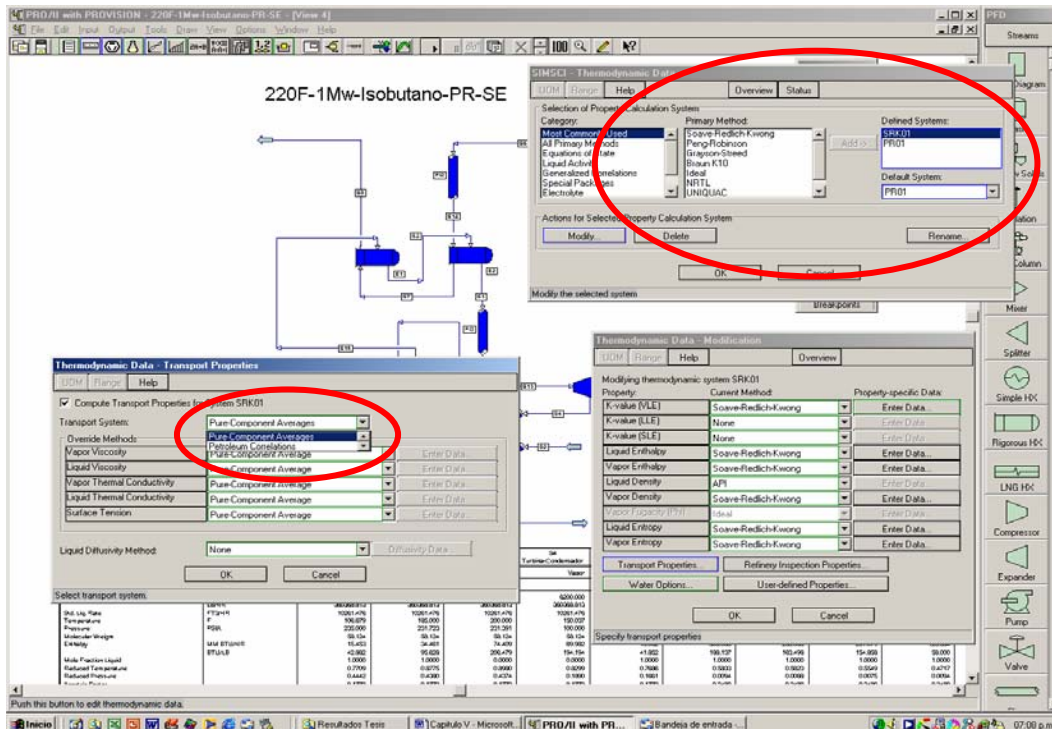


Figura 5.26. Nótese las ecuaciones para el cálculo de las propiedades termodinámicas y de transferencia de calor.

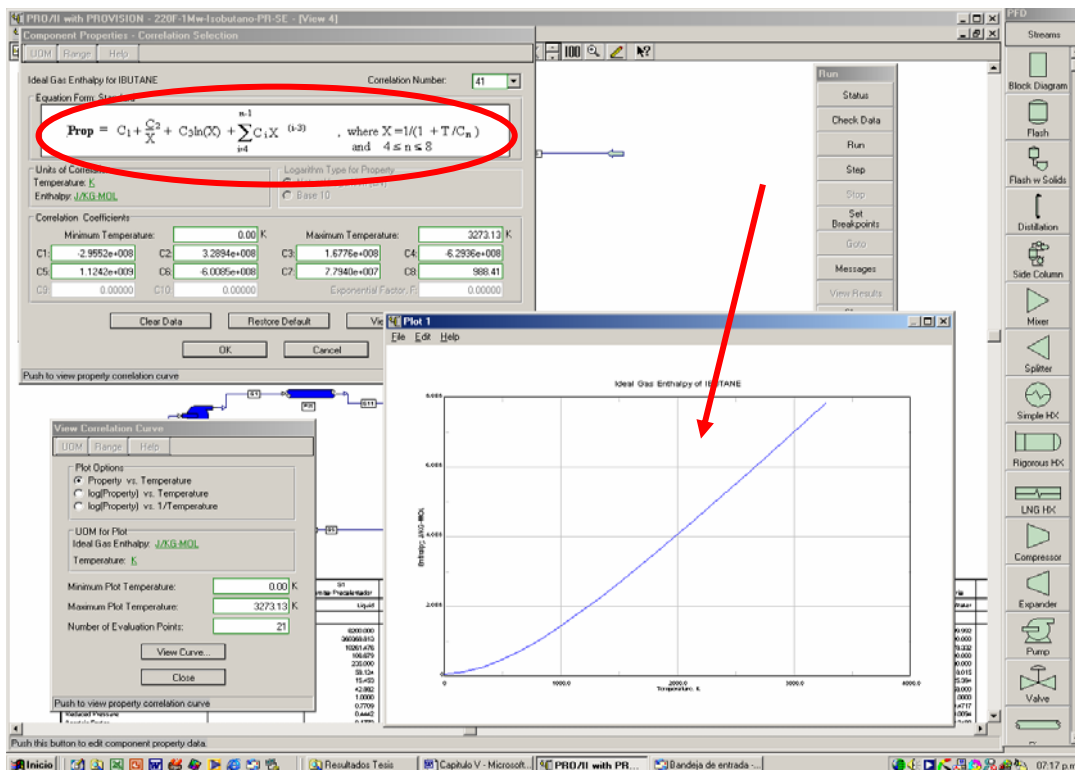


Figura 5.27. Ecuaciones y graficas para el cálculo de las propiedades.

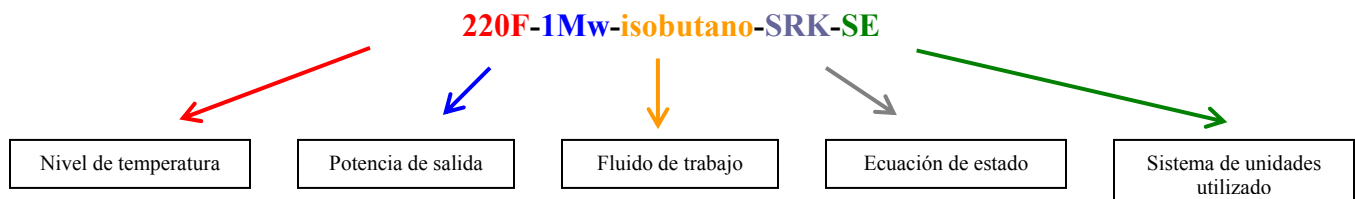
5.5 Escenarios planteados.-

Se elaboró una matriz de opciones para la elección de la configuración óptima, las variables consideradas son:

- La temperatura de entrada del agua en dos niveles, 180F y 220 F;
- El fluido de trabajo, isobutano y una mezcla a basa de isobutano, butano y propano con la siguiente composición: 96.6% isobutano, 1.8% butano y 1.6% propano;
- La potencia de salida del ciclo, tratando de aproximarse a los valores de 1 y 3 Mw;
- La ecuación de estado para poder monitorear las variaciones de los resultados. Se utilizaron las ecuaciones antes mencionadas de Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR).

Este procedimiento arroja 16 configuraciones distintas de ciclos ORC, variando principalmente el tamaño de los intercambiadores de calor, así como los niveles de presiones y temperatura entre opción y opción.

El esquema usado para identificar cada opción es la siguiente:



Los 16 resultados estudiados son:

- | | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| ⇒ 220F-3Mw-Isobutano-SRK-SI | ⇒ 190F-3Mw-Isobutano-SRK-SI |
| ⇒ 220F-3Mw-Isobutano-PR-SI | ⇒ 190F-3Mw-Isobutano-PR-SI |
| ⇒ 220F-3Mw-Mezcla-SRK-SI | ⇒ 190F-3Mw-Mezcla-SRK-SI |
| ⇒ 220F-3Mw-Mezcla-PR-SI | ⇒ 190F-3Mw-Mezcla-PR-SI |
| ⇒ 220F-1Mw-Isobutano-SRK-SI | ⇒ 190F-1Mw-Isobutano-SRK-SI |
| ⇒ 220F-1Mw-Isobutano-PR-SI | ⇒ 190F-1Mw-Isobutano-PR-SI |
| ⇒ 220F-1Mw-Mezcla-SRK-SI | ⇒ 190F-1Mw-Mezcla-SRK-SI |
| ⇒ 220F-1Mw-Mezcla-PR-SI | ⇒ 190F-1Mw-Mezcla-PR-SI |

El estudio económico será el encargado de reducir la lista a la configuración más atractiva para la empresa.

5.6 Estudio económico.-

5.6.1 Estrategia de evaluación.-

La estrategia de evaluación seleccionada fue la comparación entre el proceso actual (enfriamiento puro) y la opción propuesta (ciclos ORC + enfriamiento), siendo la característica del Valor Presente Neto (VPN) de menor valor absoluto la de mayor atractivo económico para la empresa.

Los costos y ahorros considerados para cada opción son:

Opción actual.- Enfriamiento por torres.

Costos:

- Operación y mantenimiento.
- Electricidad suplantada por los ciclos ORC.

Opción propuesta.- Ciclos ORC + enfriamiento por torres.

Costos:

- Instalación.
- Operación y mantenimiento.
- Enfriamiento posterior

Ahorros:

- Ahorros asociados al enfriamiento previo.
- Electricidad.

Debido a que la configuración de enfriamiento que actualmente se encuentra instalada no está basada en estudios de factibilidad y eficiencia, sino en la práctica, adecuación y repotenciación de equipos en existencia y por no existir estudios de costos firmes de este proceso, se considera para la evaluación de la opción actual un sistema de enfriamiento ideal de sólo torres, tomando como premisa los estudios: “TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE PRODUCCIÓN DE CORPOVEN, S.A. BARINAS”, Selección de los sistemas de tratamiento para las estaciones Silvestre, Hato y Guafita # INTSTE-00735,96. INTEVEP, Noviembre 1996 y “TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE PRODUCCIÓN DE CORPOVEN, S.A. BARINAS”. Selección de los sistemas de tratamiento para las estaciones Mingo Y Sinco-D” # INTSET-00523,96. INTEVEP, Noviembre 1996, donde se demuestra que el sistema óptimo de enfriamiento bajo las condiciones de dichas estaciones es el de torres exclusivamente, siendo evaluado contra las opciones de lagunas de enfriamiento, sistemas de aspersion e intercambiadores de calor con agua.

El análisis técnico-económico de las opciones consideradas condujo a la selección del sistema basado en torres de enfriamiento por las siguientes razones:

- Costos razonables de inversión y mantenimiento.
- Menor requerimiento de espacio.
- Permite alcanzar menores temperaturas en los efluentes.
- Menor VPN.

De esta manera la evaluación de la opción actual será conservadora ya que cualquier configuración instalada diferente a las torres de enfriamiento siempre será más costosa que ésta de modo tal que el cambio de escenario no favorece económicamente la opción propuesta. *Figura 5.28.*

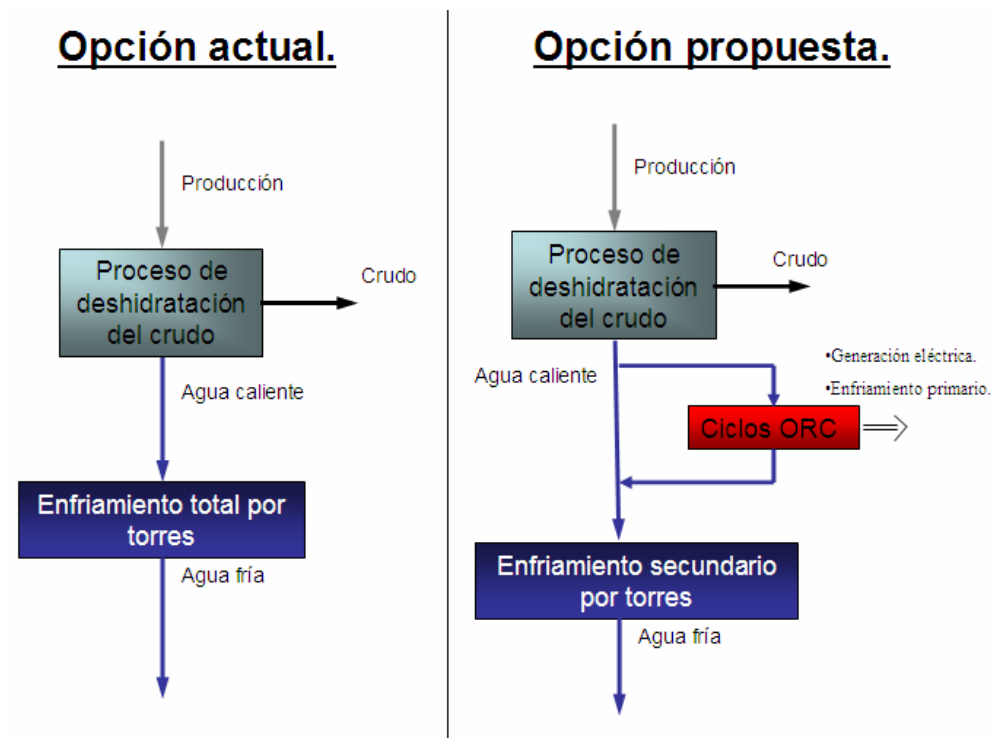


Figura 5.28. Opción actual vs. Opción propuesta en la evaluación económica.

La evaluación de los costos y ahorros eléctricos se hará bajo las cuatro fuentes de generación o compra de energía eléctrica utilizadas por la empresa. CADELA, VENEQUIP, ELECENTRO y módulos de generación propia existentes.

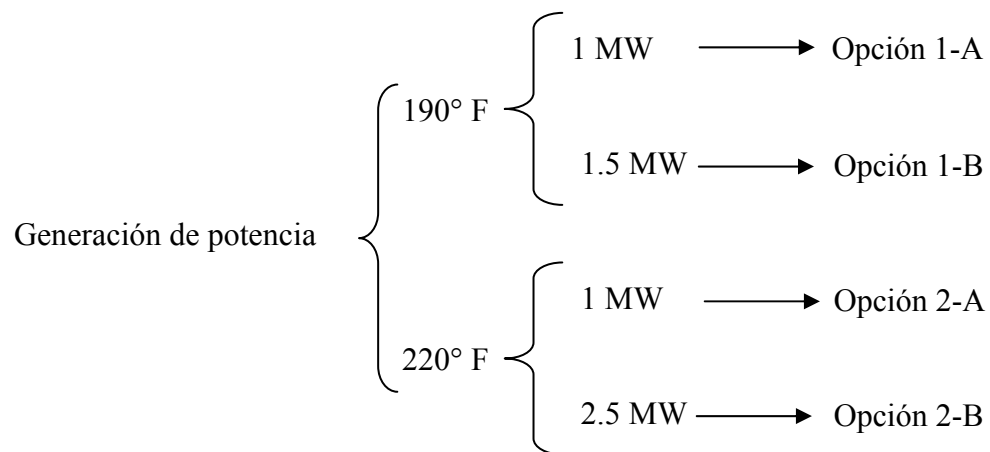
Los precios de instalación, operación y mantenimiento de las torres de enfriamiento son suministrados por los principales proveedores de PDVSA.

Los costos de instalación del ciclo ORC son suministrados por el equipo estimador de costos de PDVSA.

Los costos de operación, mantenimiento y overhaul del ciclo ORC son asumidos según índices de costos de PDVSA (2 % anual del costo inicial para la operación y mantenimiento y 30 y 50 % del valor inicial de procura para el top overhaul y el overhaul).

La matriz de 16 opciones generada de la evaluación técnica se resumirá en 4 opciones para la evaluación económica debido a la escasa incidencia sobre los resultados económicos de la ecuación de estado utilizada y del fluido de trabajo seleccionado (ambos fluidos representan el mismo costo), a modo de simplificar la evaluación y el análisis de los resultados.

La nueva matriz de opciones está conformada por dos grupos con dos subdivisiones cada uno, siendo las variables consideradas la temperatura del agua efluente de producción de la descarga de deshidratación del crudo y la potencia de salida del ciclo. Con esto se busca evaluar las posibles capacidades a instalar, en distintos niveles de temperatura observados en el agua de producción a través de su recorrido por la estación. En el siguiente esquema se presentan las cuatro opciones:



La evaluación se realiza con los parámetros económicos de PDVSA según el programa MAEP “Modelo de Análisis Económico de Producción”, bajo su configuración de evaluación de menor costo, destinado para dicho fin.

La evaluación se realizó para un periodo de 20 años y una tasa de depreciación del 10 %.

5.6.2 Bases para estimado de costos de instalación.-

El primer paso para la evaluación económica es el estimado de costos para la instalación de los ORC, el cual fue realizado por un equipo especializado en el tema de PDVSA-Maracaibo, apoyados en el programa ICARO, el cual mediante unas bases y premisas que se exponen a continuación arroja los costos desde la procura hasta la instalación en sitio de la planta, incluyendo obras civiles e instalaciones eléctricas. Cabe destacar que dichas bases y premisas son tomadas de las Normas de Diseño de PDVSA.

Para la estimación de costos, se realizó un Documento de Solicitud de Estimado (DSE) el cual se resume a continuación.

5.6.2.1 Ubicación de la planta.-

Para efectos del estimado se considerará que la ubicación del sitio está en el área industrial de Sinco-D en el estado Barinas, a unos 70 Km de la ciudad de Barinas, donde tiene su centro de operación la organización de producción del Distrito Sur de PDVSA.

5.6.2.2 Plan de ejecución del proyecto. Estrategia de ejecución/contratación.-

Para la Fase de Implantación de este Proyecto se prevé que la Ingeniería, Contratación y Procura se hará con esfuerzo propio de PDVSA, mientras que la construcción será contratada a terceros.

En la fase de ingeniería básica se dará prioridad a la elaboración de las especificaciones de compra de los equipos de largo tiempo de entrega, de manera que se pueda proceder con la procura una vez aprobado el presupuesto. Los productos de la ingeniería de detalle serán elaborados por el personal de Obras Electromecánicas de Ingeniería y Construcción Sur.

El proceso de licitación abarcará como mínimo tres meses una vez culminada la ingeniería básica, y el mismo se realizará según la ley de licitaciones vigente. El panel de licitación deberá estar conformado por empresas con experiencia comprobada en equipos de generación de potencia, intercambiadores de calor y equipos rotativos. La contratación será bajo la modalidad de precios unitarios/mixto para la ejecución de los trabajos hasta la completación mecánica y puesta en servicio de la instalación.

5.6.2.3 Estrategia de procura.-

La procura de los equipos mayores será por cuenta de PDVSA a través de Bariven.

La procura del resto de los materiales y equipos, tales como válvulas, tuberías de procesos, tuberías eléctricas, accesorios, codos, bridas, cables, cemento, arena, cabillas, pintura, aditivos, etc., así como los materiales varios y consumibles para la construcción de las obras de mecánica, electricidad, instrumentación y civil, será incluida en el alcance del contrato de construcción previsto para este proyecto.

5.6.2.4 Cronograma de ejecución del proyecto.-

A continuación se encuentra el cronograma de ejecución de este proyecto (*tabla 5.9*), donde se muestra la secuencia y duración de las diferentes fases del mismo.

Actividad	Meses	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Ingeniería Básica	4	█	█	█	█																			
Ingeniería Detalle	4					█	█	█	█															
Licitación	3									█	█	█												
Procura	12					█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█							
Construcción	5																	█	█	█	█	█		
Arranque	2																							█

Tabla 5.9. Cronograma de ejecución del proyecto.

5.6.2.5 Bases y criterios de diseño del proceso/mecánica.-

Las bases y criterios de diseño establecidos para este proyecto son los siguientes:

- La implantación del ciclo de generación de potencia se regirá según las actividades normales de producción de la estación Sinco-D, así como la colocación y ubicación de los equipos no modificará la estructura ya instalada.
- Para la selección de los equipos que operan dentro del proceso, se observan las regulaciones de normas de construcción internacionales.
- Los criterios considerados para realizar la ingeniería conceptual, se soportan en estudios y plantas ya instaladas en el mundo con las mismas características.
- En el caso de la turbina y bombas empleadas en el ciclo, se dispondrá de las especificaciones de diseño de los fabricantes de dichos equipos, para el punto óptimo de operación del proceso.
- El punto óptimo de operación de la bomba, el tipo, la altura de colocación y la altura de succión será determinado por la contratista.
- La eficiencia utilizada para la bomba es de 0.8 (80%), valor recomendado

por los fabricantes de dichos equipos.

- La construcción de tuberías y equipos que sean requeridos deberán estar en concordancia y cumplir con las normas, estándares y regulaciones nacionales e internacionales vigentes para el momento de la ejecución de este proyecto, tales como: American Society for Testing and Materials (ASTM), American Standard of Mechanical Engineers (ASME), manual de Ingeniería de Diseño de Procesos de PDVSA, Código Eléctrico Nacional.
- Se deberá considerar como parte del diseño la simplicidad operativa de los equipos a ser instalados.
- Todas las tuberías y equipos deberán ser tratados con productos anticorrosivos, para asegurar el óptimo funcionamiento del sistema.
- Se tomará como base las temperaturas de las aguas de separación de los tanques de lavado entre un valor mínimo de 190 F, hasta un valor de 220 F.
- El proceso de intercambio de calor entre el fluido de trabajo y los efluentes de producción proporcionará el enfriamiento del agua y por ende una disminución de la temperatura para los subsiguientes tratamientos, y dependerá de la configuración implantada.
- Los nuevos equipos de proceso, bombas, turbinas, intercambiadores de calor, torres de enfriamiento, motores, instrumentos de control y protección, tuberías, accesorios, válvulas, interruptores, etc., que serán instalados deben ser seleccionados para una operación continua considerando las características del fluido de trabajo.
- La construcción de los intercambiadores de calor se regirá por las normas T.E.M.A. La selección utilizada por equipo es:
 - Precalentadores: AFS
 - Evaporador: AKS
 - Condensadores: AFS

- Para el diseño de los intercambiadores de calor se justificará según el peso del equipo, dependiendo del factor de capacidad de la grúa de instalación y la disponibilidad de transporte al sitio de ubicación.
- Bajo los requerimientos de mantenimiento, se seleccionaron intercambiadores con ambas tapas de la carcasa bridadas, con el fin de facilitar el baqueteo o extracción del haz de tubos cuando fuera necesario.
- El diseño y construcción de las torres de enfriamiento, los parámetros de operación y dimensionamiento dependerá de los principales proveedores de PDVSA.
- La selección del fluido orgánico de trabajo se realizó sobre la base de las consideraciones de conservación y procura del ecosistema. Para el proyecto se seleccionó el ISOBUTANO como fluido de trabajo.
- Para garantizar la integridad física de los equipos y componentes asociados, se recomienda tomar las consideraciones del servicio de acuerdo a la normativa PDVSA que aplica para cada caso en particular. El diseño y especificaciones de los nuevos componentes que van a ser instalados deberán garantizar una vida útil que no debe ser menor a 20 años.
- El criterio predominante a la hora de hacer el dimensionamiento y selección de un equipo será la flexibilidad para incorporar el mismo a un sistema modular, es decir deberá prever facilidades para las instalaciones de nuevos equipos, que deberá ser implantado de acuerdo al crecimiento planificado que arroje la evaluación del plan de negocios.
- Los volúmenes de agua utilizada para el dimensionamiento de los nuevos equipos y líneas serán los presentados en el PDO de Barinas del 2001 para el campo de Sinco, entregado el 17/05/2001. Los volúmenes presentados en este PDO hasta el 2003 serán considerados para el dimensionamiento de los equipos y consideraciones de diseño.
- La presión de diseño para todas las tuberías de transferencia debe ser basada

en los criterios de PDVSA MDP-01-DP-01 temperatura y presión de diseño.

- La temperatura de diseño de las tuberías y equipos será 260 F aproximadamente. Esto es 40 grados por encima de la temperatura máxima de operación existente en el proceso.
- La eficiencia del proceso se determina como la relación entre el trabajo neto de los equipos involucrados y la energía consumida.

5.6.2.6 Instrumentación.-

Las bases y criterios de diseño establecidas por la disciplina instrumentación para este proyecto son los siguientes:

La selección de la instrumentación está basada en las siguientes normas: PDVSA, Serie K-300 Engineering Design Manual. Engineering Specification, Normas API (AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE), RP-550 “Manual on Installation of Refinery Instruments and Control Systems”, ISA (INSTRUMENT SOCIETY OF AMERICA), Instrumentation, Symbols and identification.

Los instrumentos eléctricos deberán satisfacer la clasificación del área donde serán instalados. La protección física (cubierta) deberá ser del tipo a prueba de ambiente corrosivo e intemperie.

Todas las líneas de impulso de las señales neumáticas deberán poseer tuberías de 316 o 304 SS. Los instrumentos neumáticos operarán con una señal normalizada de 3 a 15 PSIG.

Deberán proveerse válvulas para el aislamiento de cada instrumento de campo que

lo amerite (manómetros, registradores, interruptores de presión, etc.) de forma de permitir y facilitar las labores de mantenimiento.

El actuador deberá ser dimensionado con capacidad para cerrar la válvula contra la máxima presión diferencial del sistema en el cual esté instalado.

Todas las válvulas de control cuyo mal funcionamiento origine la interrupción del proceso, deberán poseer un sistema de desvío para facilitar las labores de mantenimiento.

Las bridas de ensamblaje de instrumentos en línea se especificarán con el rating que determine las condiciones de proceso.

El material del elemento primario del instrumento será el mínimo necesario para las condiciones del proceso.

Los interruptores de proceso deberán tener el cuerpo de un material compatible con la clase de la línea o instalación.

La instrumentación seleccionada prevé la compatibilidad y comunicación con el sistema de control a instalar a futuro.

Las señales de contacto seco de los interruptores serán de 24 Volt. con rating de 5 A mínimo con interruptores eléctricos del tipo DPDT.

El diseño del tendido de cables deberá estar de acuerdo con las normas recomendadas por el CEN, PDVSA-N-201 y conforme a la clasificación eléctrica del área.

Los conductores para señales serán pares con pantalla, de calibre 16 AWG fabricados con chaqueta de PVC y con protección mecánica (armado) de 7 hilos, según especificaciones del documento “Especificaciones técnicas y de fabricación para Cables de Instrumentación”.

Todos los instrumentos deberán poseer una placa de acero inoxidable o aluminio que contenga como mínimo la información siguiente: “TAG NAME”, nombre del fabricante, modelo, serial, voltaje, corriente, frecuencia, rangos de operación para presión y temperatura.

Para identificar los equipos, instrumentos y lazos de control relacionados con este proyecto, se utilizará la normativa PDVSA- L-TP 1.1 “Preparación de Diagramas de Proceso”. La convención de identificaciones de datos (“tags”) debe adaptarse a la utilizada en la instrumentación existente en la estación de flujo Sinco D.

5.6.2.7 Electricidad.-

Las bases y criterios de diseño eléctrico para este proyecto son los siguientes:

- La tensión de alimentación de las nuevas cargas principales, tales como bombas, ventiladores, será de 480 Volt.
- El nuevo sistema de alimentación requerido estará conformado por un transformador y un centro de control de motores, dimensionados para la carga asociada más un 20% de reserva.

- Los motores de los nuevos equipos a instalar serán de diseño Nema B y cerramiento TEFC.
- Los motores de los equipos de la planta a ser instalados serán alimentados a 480 Volt. a través de un centro de control de motores nuevos y desde un transformador de 750 MVA.
- La puesta a tierra de los motores de los ventiladores de las torres de enfriamiento, de las bombas de las torres de enfriamiento, será interconectando cada uno con una barra cooperweld de 1.8 mts a la distancia inmediata posible.
- Los criterios indicados a continuación aplican para el diseño del sistema de puesta a tierra y la protección contra descargas estáticas, considerando la seguridad del personal y de los equipos en general.
- El sistema de puesta a tierra deberá cumplir con los requerimientos siguientes:
 - Limitar la resistencia de puesta a tierra y los voltajes de toque y de paso a valores tolerables, para protección del personal.
 - Proveer un camino de baja resistencia a tierra para corrientes de fallas a tierra y descargas eléctricas.
 - Facilitar la actuación de los dispositivos de protección contra fallas a tierra.
 - Reducir el efecto de interferencia en sistemas de instrumentación.
 - Proveer protección a equipos y sistemas eléctricos.

Para la puesta a tierra dentro de la nueva planta eléctrica, se deberá diseñar e instalar una nueva malla de tierra en dicho proceso, utilizando conductor de cobre desnudo trenzado. El arreglo de la malla de puesta a tierra y el calibre de los conductores para tal fin serán determinados siguiendo las recomendaciones indicadas en las normas ANSI/IEEE

Std. 80 “Guide for safety in CA Subestación Grounding.”, “IEEE Std. 81 Guide for measuring Earth Resistivity, Ground impedance, and Earth Surface Potentials of a Ground System” “IEEE Std. 665 “IEEE Standard for Generating Station Grounding” en su edición más reciente.

La resistencia de puesta a tierra no excederá de 1 ohmios.

Todos los cables tendrán conductor de cobre trenzado tipo B. Los cables de potencia hasta 600 VCA y 125 VCC serán del tipo THW, aislados para 600 VCA, monopolares. Los cables de potencia para servicios en 13,8 Kva, serán del tipo EPR, apantallados, monopolares, aislados para 15 kV y 5 kV respectivamente. Los cables directamente enterrados en zanjas deben ser armados, protegidos e indicada su ruta de acuerdo a las normas PDVSA para éste tipo de cable.

El calibre mínimo de los cables para el sistema de potencia será:

- Alimentadores en 6.9 kV y 2.4 KV: # 2/0 AWG, EPR.
- Alimentadores hasta 600 VCA y 125 VCC: #12 AWG, THW
- Circuitos de Control: #14AWG,PVC-PVC multiconductor PVC-PVC

Calibre mínimo para cables para instrumentación:

- Instrumentos: #16 AWG, PVC-PVC
- Multiconductores : #18 AWG, PVC-PVC

Para dimensionamiento de los cables de potencia se considerarán los siguientes aspectos:

- Ampacidad de los cables, incluyendo factores de corrección por agrupamiento de cables, espaciamiento, factores de carga, temperatura ambiente y proximidad a equipos que emitan calor.
- Dimensionamiento basado en la caída de tensión durante la operación normal de los alimentadores de tableros y a plena carga. Así mismo se debe considerar la caída máxima permitida durante el arranque de motores.
- Capacidad de soporte del cable para el nivel de cortocircuito esperado.

La ruta de los cables deberá usualmente ser paralela al trazado de la vialidad. En lo posible, los cables de AT y BT se colocarán en lados opuestos de la vialidad.

Las rutas de cables se alejarán de las tuberías que contengan gases o líquidos calientes. En los cruces, los cables se colocarán por debajo de las tuberías con una separación mínima de 300 mm.

El ancho de las zanjas para cables será el adecuado para permitir la instalación futura de un 10% adicional de cables.

La identificación de cables se hará con bandas de plomo de 20 mm de ancho aproximadamente, las cuales se colocarán en los extremos del cable, a intervalos de 5 m., en los puntos de entrada y salida de ductos y en los puntos de cambios de dirección, etc.

La tubería para canalización flexible cumplirá con lo siguiente:

- Lugares Clase I, División 1 serán a prueba de explosión.

- Lugares Clase I, División 2 y demás áreas exteriores tendrán una cubierta exterior termoplástica, o equivalente, hermética a los líquidos.

Las tuberías estarán alejadas como mínimo 305 mm de superficies calientes o de áreas de alta temperatura.

Centro de distribución de potencia de baja tensión:

El Centro de Distribución de Potencia (CDP) de baja tensión será una estructura autosoportante con encerramiento metálico. La estructura consistirá en secciones verticales que pueden ser ensambladas en un grupo con dos entradas y dos barras (una para cada entrada) que se enlazan a través de una transferencia automática según lo especificado en la norma PDVSA N-201, con retransferencia temporizada al regresar la tensión normal de alimentador que originó la transferencia, formando un tablero al cual se puedan agregar secciones adicionales rápidamente. Cada sección vertical será subdividida en compartimentos que contengan interruptores, dispositivos de control, protección y medición.

5.6.2.8 Civil.-

Las bases técnicas y criterios considerados en esta sección para el análisis y diseño estructural de la infraestructura para la instalación de equipos, regirán como los requerimientos mínimos de construcción de los mismos

Para el predimensionado de las fundaciones de concreto armado, se debería considerar una resistencia del suelo de 1,5 Kg/cm², tomando en cuenta el área geográfica donde se encuentra, y de que no se dispone de un estudio de suelos del área. Se recomienda la realización de un estudio de suelo para verificar la capacidad portante del suelo donde se realizará la implantación.

El peso de los equipos se tomará de los planos y catálogos de dicho equipo. Se deberá incluir un porcentaje de carga adicional (10 al 20% del peso del equipo) para considerar el peso de válvulas y tuberías asociadas al equipo.

Para las cargas vivas se utilizarán los valores de sobrecarga indicados en la norma COVENIN 2002-88, para los pasillos y escaleras se utilizarán 500 Kg/cm² y para la plataforma se recomienda considerar una sobrecarga, en las áreas no cubierta por equipos, de 600 Kg/cm².

Para la estimación de costo del área superficial de la planta en cuestión, se estipula un área general en suma de todos los equipos del proceso de aproximadamente 2500 m².

5.6.2.9 Clasificación de las áreas.-

La clasificación de áreas de la instalación es la siguiente:

Área Clase I, División I, se consideran en la estación lugares de esta clasificación aquellos donde se encuentran ubicados los tanques de lavado, de medida, de producción, de química, el separador A.P.I, la estación de bombeo, separador de producción, las lagunas y el área de múltiples medidas.

5.6.2.10 Alcance del estimado de costos.-

El alcance del proyecto incluye:

- El acondicionamiento del sitio requiere de la deforestación, movimientos de tierra, preparación de la terraza, cercado, preparación de bases y fundaciones y todo lo relacionado a modo de preparar el terreno para la instalación de la planta.
- Construcción de una malla de puesta a tierra para la protección de los equipos.
- Replanteo de las instalaciones tanto para los equipos del proceso como para la infraestructura.
- Construcción de obras civiles, edificaciones, bases de los equipos, soporte de la estructura.
- Construcción de la infraestructura mecánica, procura e instalación en sitio de todos los equipos mayores que conforman la planta; evaporador, condensador, precalentador, turbina, bombas, torres de enfriamiento, así como la instalación del arreglo de tuberías que se necesiten tanto para el agua de producción como para el fluido de trabajo del ciclo.
- Instalación de los equipos auxiliares, paneles de control, interruptores, válvulas, cables eléctricos, motogenerador con accesorios, transformadores, necesarios para la operación normal del proceso.
- Interconexión de las tuberías, cableados, accesorios y sistemas de control tanto los internos de la planta como los que interactúen con el funcionamiento normal de la estación y el sistema eléctrico.

- Procura e instalación del sistema de instrumentación, manómetros, registradores, instrumentos neumáticos, instrumentos de control así como los equipos y líneas de suministro de aire y/o gas para el funcionamiento de los equipos del proceso.
- Procura e instalación de los equipos necesarios, para la conexión de la planta al sistema eléctrico, tales como interruptores, transformadores y tomas de corriente, así como la interconexión de todos los equipos de la misma.
- Instalación de los accesorios para el funcionamiento final de la planta, iluminación, infraestructura de seguridad, pintura y otros.
- Prueba y puesta en marcha del los equipos y del proceso.

5.6.2.11 Resultados del estimado de costos de instalación.-

Esta sección contiene las bases y premisas consideradas para la elaboración del Estimado Clase IV, fundamentados en el documento de conceptualización del proceso. El estimado presenta cuatro opciones asociadas a los arreglos de procesos, para la generación de electricidad mediante los ORC.

Los montos totales del estimado de costos del proyecto, por cada opción, son los siguientes (*tabla 5.10*):

OPCION 1A: GENERACIÓN DE POTENCIA 1 MW @ 190 F.

DESCRIPCIÓN RENGLÓN	MS.US	TOTAL MBs.
A. Ingeniería	1.517,40	1.168.398,00
B. Procura	7.704,30	5.932.311,00
C. Construcción	2.231,00	1.717.870,00
D. Contingencia	947,50	729.575,00
TOTAL GENERAL	12.400,20	9.548.154,00

OPCIÓN 1B: GENERACIÓN DE POTENCIA 1,5 MW @ 190 F.

DESCRIPCIÓN RENGLÓN	MS.US	TOTAL MBs.
A. Ingeniería	1.656,30	1.275.351,00
B. Procura	10.687,60	8.229.452,00
C. Construcción	2.771,00	2.133.670,00
D. Contingencia	1.198,50	922.845,00
TOTAL GENERAL	16.313,40	12.561.318,00

OPCIÓN 2A: GENERACIÓN DE POTENCIA 1 MW @ 220 F.

DESCRIPCIÓN RENGLÓN	MS.US	TOTAL MBs.
A. Ingeniería	1.491,10	1.148.147,00
B. Procura	6.103,40	4.699.618,00
C. Construcción	1.880,90	1.448.293,00
D. Contingencia	811,00	624.470,00
TOTAL GENERAL	10.286,40	7.920.528,00

OPCIÓN 2B: GENERACIÓN DE POTENCIA 3 MW @ 220 F.

DESCRIPCIÓN RENGLÓN	MS.US	TOTAL MBs.
A. Ingeniería	1.624,50	1.250.865,00
B. Procura	10.604,30	8.165.311,00
C. Construcción	2.543,00	1.958.110,00
D. Contingencia	1.155,30	889.581,00
TOTAL GENERAL	15.927,10	12.263.867,00

Tabla 5.10. Inversión para la instalación de los ORC por opción.

Es importante indicar que el monto total en bolívares, corresponde en su totalidad al monto indicado en dólares para el cambio estimado por PDVSA para el año 2002 de 770 Bs/\$

Alcance previstos.

El proyecto contempla el diseño, procura y construcción de las actividades civiles, mecánicas, eléctricas y de instrumentación, con el fin de crear la infraestructura de las diferentes opciones que permitan el aprovechamiento de las capacidades geotérmicas de los pozos para la generación de electricidad. Cabe mencionar que todas las opciones están planteadas bajo los mismos parámetros de procesos, variando entre éstas sólo las dimensiones y cantidades de equipos. Dichas actividades deberán ser desarrolladas en el área industrial de Silvestre en el estado Barinas, donde opera la Organización de Producción del Distrito Sur de PDVSA.

Los equipos involucrados por cada opción son (tabla 5.11):

OPCIONES	1A		1B	
	No. Equipos	Capacidad total	No. Equipos	Capacidad total
BOMBA	1	85 KW	1	125 KW
PRECALENTADOR ISOBUTANO	1	5 MMBTUH	1	3 MMBTUH
EVAPORADOR	4	56 MMBTUH	5	90 MMBTUH
TURBOGENERADOR	1	1.055 KW	1	1.615 KW
CONDENSADOR	1	50 MMBTUH	2	84 MMBTUH
TORRES DE ENFRIAMIENTO	2	40 KW	2	40 KW
BOMBAS SISTEMAS DE CONDENSADO	1	75 KW	1	75 KW
MOTO GENERADOR SIST. AUXILIARES	1	550 KW	1	550 KW
TOTAL EQUIPOS	12		14	

Tabla 5.11. Cantidad y capacidad de los equipos por opción

OPCIONES	2A		2B	
EQUIPOS	No. Equipos	Capacidad total	No. Equipos	Capacidad total
BOMBA	1	106 KW	1	235 KW
PRECALENTADOR ISOBUTANO	1	5 MMBTUH	1	6 MMBTUH
EVAPORADOR / PRECALENTADOR	1/1	54 MMBTUH	1/0	105 MBTUH
TURBOGENERADOR	1	1.305 KW	1	2.690 KW
CONDENSADOR	2	50 MMBTUH	3	96 MMBTUH
TORRES DE ENFRIAMIENTO	2	40 KW	3	60 KW
BOMBAS SISTEMAS DE CONDENSADO	2	59 KW	3	89 KW
MOTO GENERADOR SIST. AUXILIARES	1	550 KW	1	550 KW
TOTAL EQUIPOS	12		14	

Tabla 5.11 Continuación. Cantidad y capacidad de los equipos por opción

Premisas, estructura y metodología del estimado de costos.

- Localización del proyecto: Área industrial de Silvestre. Edo. Barinas.
- Fecha Base: Marzo de 2.002.
- Labor: Convención Colectiva del Trabajo Petrolera, CCP 2000 - 2002.
- Estimado Clase IV.
- Tipo de Contratación: Petrolera.
- Complejidad del trabajo: Normal.
- Ingeniería y procura de equipos mayores: PDVSA.
- Construcción de obra: contratista local.
- Contingencia Ingeniería y construcción de obra: 15%.
- Contingencia procura de equipos largo tiempo de entrega: 5%.

5.6.3 Estimado de costos de operación, mantenimiento y ahorros.-

En esta sección se definen los gastos y ahorros vinculados al proyecto, tanto en la configuración de operaciones actualmente instalada como en la propuesta por este trabajo. Estos serán, junto con los gastos de instalación los que definan la viabilidad económica del proyecto, evaluando si los ahorros generados son suficientes para justificar la inversión inicial y sus futuros gastos de operación y mantenimiento o si la conveniencia económica se declina hacia mantener el proceso tal como opera actualmente.

Los costos de operación-mantenimiento y los ahorros asociados al proyecto se pueden dividir en dos áreas, el área de enfriamiento y el área de consumo de electricidad.

Costos y ahorros asociados al enfriamiento.

Uno de los objetivos bases de este proyecto es el enfriamiento del agua de proceso, por ende los gastos vinculados con este aspecto tienen una prioridad en la evaluación.

Por un lado, se realizó una estimación de los gastos de operación y mantenimiento de la configuración actual, idealizándola con un modelo basado en estudios anteriores realizados por la empresa, donde todos los costos son transformados en costos equivalentes a los consumidos por un sistema de torres de enfriamiento.

Los costos de interés son los de instalación, operación y mantenimiento de sistemas de enfriamiento por torres para cada opción. Para la situación actual, todo el enfriamiento está a cargo de las torres de enfriamiento y para la situación propuesta el enfriamiento se divide en el obtenido por los ciclos ORC más un enfriamiento final aportado por torres de enfriamiento, cabe destacar que el enfriamiento obtenido por los ciclos ORC se representa como un ahorro en la evaluación, y su valor es el equivalente al costo de torres de enfriamiento con la misma capacidad.

El cálculo de estos costos y ahorros se realiza igualando los caudales de trabajo y las diferencias de temperaturas requeridas y obtenidas, con torres de enfriamiento que tengan la capacidad para transferir dichas tasas de calor (entre estos costos se incluyen el consumo eléctrico de los equipos vinculados a las torres). A continuación se presentan las tablas que resumen la capacidad de enfriamiento de cada opción (*Tabla 5.12, 5.13 y 5.14*):

Opción 1A actual	Se enfrían 110 MBAD desde 190 F hasta 85 F . Todo mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 1A propuesta	Se enfrían 110 MBAD desde 190 F hasta 162 F mediante <i>ciclos ORC</i> , luego desde 162 F hasta 85 F mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 1B actual	Se enfrían 173 MBAD desde 190 F hasta 85 F . Todo mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 1B propuesta	Se enfrían 173 MBAD desde 190 F hasta 155 F mediante <i>ciclos ORC</i> , luego desde 155 F hasta 85 F mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 2A actual	Se enfrían 136 MBAD desde 220 F hasta 85 F . Todo mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 2A propuesta	Se enfrían 136 MBAD desde 220 F hasta 193 F mediante <i>ciclos ORC</i> , luego desde 193 F hasta 85 F mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 2B actual	Se enfrían 123 MBAD desde 220 F hasta 85 F . Todo mediante <i>torres de enfriamiento</i> .
Opción 2B propuesta	Se enfrían 123 MBAD desde 220 F hasta 162 F mediante <i>ciclos ORC</i> , luego desde 162 F hasta 85 F mediante <i>torres de enfriamiento</i> .

Tabla 5.12. Capacidad de enfriamiento de los ciclos ORC por opción.

<i>Opción</i>	<i>Caudal MBAD</i>	<i>Enfriamiento por ORC (F)</i>	<i>Enfriamiento por torres (F)</i>
<i>1A (actual)</i>	<i>110</i>	<i>0</i>	<i>$\Delta T= 105$</i>
<i>1A (propuesta)</i>	<i>110</i>	<i>$\Delta T= 28$</i>	<i>$\Delta T= 77$</i>
<i>1B (actual)</i>	<i>173</i>	<i>0</i>	<i>$\Delta T= 105$</i>
<i>1B (propuesta)</i>	<i>173</i>	<i>$\Delta T= 35$</i>	<i>$\Delta T= 70$</i>
<i>2A (actual)</i>	<i>136</i>	<i>0</i>	<i>$\Delta T= 135$</i>
<i>2A (propuesta)</i>	<i>136</i>	<i>$\Delta T= 27$</i>	<i>$\Delta T= 108$</i>
<i>2B (actual)</i>	<i>123</i>	<i>0</i>	<i>$\Delta T= 135$</i>
<i>2B (propuesta)</i>	<i>123</i>	<i>$\Delta T= 58$</i>	<i>$\Delta T= 77$</i>

Tabla 5.13. Resumen de la capacidad de enfriamiento de los ciclos ORC por Opción.

<i>Opción</i>	<i>Enfriamiento por ORC (MMBs./año)</i>	<i>Enfriamiento por torres (MMBs./año)</i>
<i>1A (actual)</i>	<i>0</i>	<i>990</i>
<i>1A (propuesta)</i>	<i>264</i>	<i>726</i>
<i>1B (actual)</i>	<i>0</i>	<i>1560</i>
<i>1B (propuesta)</i>	<i>520</i>	<i>1040</i>
<i>2A (actual)</i>	<i>0</i>	<i>1225</i>
<i>2A (propuesta)</i>	<i>245</i>	<i>980</i>
<i>2B (actual)</i>	<i>0</i>	<i>1110</i>
<i>2B (propuesta)</i>	<i>478</i>	<i>630</i>

Tabla 5.14. Costos y ahorros vinculados al enfriamiento del agua de proceso.

Estos costos se calcularon basados en el historial de gastos vinculados a las torres de enfriamiento utilizadas en la zona, así como la diferencia de temperatura a enfriar y el caudal de trabajo.

Costos y ahorros vinculados al consumo de electricidad.

El Distrito Sur tiene varios proveedores de electricidad, entre los principales están: CADELA, ELECENRO, VENEQUIP y la generación propia de la empresa mediante turbinas de gas y motores diesel. Las tarifas para la evaluación económica serán las registradas en el año 2001, en la siguiente tabla se resumen éstas por proveedor:

B A R I N A S						
DESCRIPCION	PRESUPUESTADO (REV 1)			REAL		
	KWH	Bs	TARIFA	KWH	Bs	TARIFA
GENERACION CONTRATADA	17.856.000	556.482.240	31.17			
CADELA	70.669.963	4.224.220.062	59.77	84.118.426	3.606.090.156	42.87
GENERACIÓN PROPIA	3.913.440	131.520.000	33.61	11.740.320	372.720.000	31.75
GENERACIÓN PROPIA + GASOIL				11.740.320	613.720.000	52.27
TOTAL	92.439.403	4.912.222.302	53.14	95.858.746	3.978.810.156	41.51
				95.858.746	4.219.810.156	44.02

A P U R E						
DESCRIPCION	PRESUPUESTADO (REV 1)			REAL		
	KWH	Bs	TARIFA	KWH	Bs	TARIFA
GENERACION CONTRATADA	122.884.060	2.469.969.606	20.10	123.019.100	2.761.484.330	22.45
GENERACION CONTRATADA MAS GASOIL				123.019.100	5.218.993.246	42.42
ELECENRO	66.098.130	2.978.730.000	45.07	74.185.350	3.210.627.623	43.28
TOTAL	188.982.190	5.448.699.606	28.83	197.204.450	5.972.111.952	30.28
				197.204.450	8.429.620.868	42.75

Tabla 5.15. Tarifas eléctricas de los principales proveedores del Distrito Sur para el año 2001.

El costo de la energía se calculará en base a esta tarifa, la energía generada por los ciclos ORC se tomará como sustitutiva a la aportada por las diferentes compañías y representará un ahorro en las operaciones del Distrito; además se efectuará un análisis de sensibilidad para determinar cual proveedor de energía es el más rentable sustituir.

190 F - 1 MW - Isobutano - SRK - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190	F		
<i>Caudal Fluido</i>		105	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		56	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		871	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		5,3	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4	%		
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	85	KW	<i>Caudal</i>	1440	GPM
			<i>Altura</i>	476	ft
Precaentador Isobutano:					
	<i>Carga</i>	5			
		MMBTU/H			
Precaentador:					
	<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA
	<i>Configuracion</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA
	<i>Area</i>	NA			
	<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>	160F			
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	25 ft
	<i>Área</i>	23635 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4
	<i>Carga</i>	14 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048
	<i>Caudal agua caliente</i>	107 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in
Turbogenerador:					
	<i>Potencia</i>	1070	KW	==>	1338 KVA
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	25 ft
	<i>Área</i>	23634 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4
	<i>Carga</i>	50 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048
	<i>Caudal agua fria</i>	161 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in
Tramos de tuberías:					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
	<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>		5.8 ft/seg	12 in	
	<i>Evaporador-Turbina:</i>		90.2 ft/seg	12 in	
	<i>Tubería Turbina-Condensador:</i>		130.5 ft/seg	12 in	
	<i>Tubería Condensador-Bomba:</i>		5.8 ft/seg	12 in	
	<i>Tubería Agua caliente:</i>		10.7 ft/seg	12 in	
	<i>Tubería Agua fría:</i>		15.6 ft/seg	12 in	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	74	KW	<i>Caudal</i>	4694,76	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
Torres de enfriamiento:					
	<i>Configuracion</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>	25	MMBTU/H	ΔT	19 F
	<i>Caudal agua/Unidad</i>	2347 GPM			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1 MW - Isobutano - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190	F		
<i>Caudal Fluido</i>		105	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		56	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		854	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		5,2	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4	%		
<i>Unidades:</i>					
<i>Bomba:</i>					
<i>Potencia</i>	86	KW	<i>Caudal</i>	1440	GPM
<i>Altura</i>	476 ft				
<i>Precaentador Isobutano:</i>					
<i>Carga</i>	5				
<i>Precaentador:</i>					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuracion</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Area</i>	NA				
<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>	161 F				
<i>Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	25 ft	
<i>Área</i>	23635 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	14 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	107 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
<i>Turbogenerador:</i>					
<i>Potencia</i>	1054 KW		==>	1318	KVA
<i>Condensador: Numero de equipos = 1 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	25 ft	
<i>Área</i>	26634 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	50 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua fria</i>	161 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
<i>Tramos de tuberías:</i>					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>			5.8 ft/seg	12 in	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			88.3 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			129.2 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			5.8 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			10.7 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			15.6 ft/seg	12 in	
<i>Bomba sistema de condensado:</i>					
<i>Potencia</i>	74	KW	<i>Caudal</i>	4694,76	GPM
<i>Altura</i>	58 ft				
<i>Torres de enfriamiento:</i>					
<i>Configuracion</i>	2		<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	25		MMBTU/H	ΔT	19 F
<i>Caudal agua/Unidad</i>	2347 GPM				
<i>Motogenerador:</i>					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1 MW - Mezcla - SRK - SE					
<i>Fluido</i>		Mezcla			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190	F		
<i>Caudal Fluido</i>		105	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		52	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		958	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		6,3	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4	%		
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	84	KW	<i>Caudal</i>	1430	GPM
			<i>Altura</i>	476	ft
Precaentador Isobutano:					
	<i>Carga</i>	5 MMBTU/H			
Precaentador:					
	<i>Tipo</i>	NA	<i>Diametro</i>	NA	
	<i>Configuracion</i>	0 Equipo	<i>Longitud</i>	NA	
	<i>Área</i>	NA			
	<i>Carga</i>	NA	<i># Tubos</i>	NA	
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>	157 F			
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	30 ft	
	<i>Área</i>	28591 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	13 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua caliente</i>	96 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
	<i>Potencia</i>	1146	KW	⇒	1433 KVA
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	23634 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	50 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua fria</i>	139 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
	<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>	5.8 ft/seg	12 in		
	<i>Evaporador-Turbina:</i>	83.3 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>	129.2 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>	5.8 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Agua caliente:</i>	9.6 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Agua fria:</i>	13.5 ft/seg	12 in		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	64	KW	<i>Caudal</i>	4053,24	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
Torres de enfriamiento:					
	<i>Configuracion</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>	25	MMBTU/H	ΔT	21 F
	<i>Caudal agua/Unidad</i>	2027 GPM			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1 MW - Mezcla - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Mezcla			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190	F		
<i>Caudal Fluido</i>		105	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		52	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		941	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		6,2	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4	%		
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	84	KW	<i>Caudal</i>	1430	GPM
			<i>Altura</i>	476	ft
Precaentador Isobutano:					
	<i>Carga</i>	5			
		MMBTU/H			
Precaentador:					
	<i>Tipo</i>	NA	<i>Diametro</i>	NA	
	<i>Configuracion</i>	0 Equipo	<i>Longitud</i>	NA	
	<i>Área</i>	NA			
	<i>Carga</i>	NA	<i># Tubos</i>	NA	
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>	158 F			
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	30 ft	
	<i>Área</i>	28591 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	13	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua caliente</i>	96	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
		MBAD			
Turbogenerador:					
	<i>Potencia</i>	1129	KW	==>	1411
					KVA
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	23634 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	50	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua fria</i>	139	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
		MBAD			
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
	<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>	5.8 ft/seg	12 in		
	<i>Evaporador-Turbina:</i>	81.2 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>	127.9 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>	5.8 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Agua caliente:</i>	9.6 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Agua fria:</i>	13.5 ft/seg	12 in		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	64	KW	<i>Caudal</i>	4053,24	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
Torres de enfriamiento:					
	<i>Configuracion</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>	25	MMBTU/H	ΔT	21 F
	<i>Caudal agua/Unidad</i>	2027 GPM			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1.5 MW - Isobutano - SRK - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190	F		
<i>Caudal Fluido</i>		162	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		90	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		1399	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		5,3	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4	%		
<i>Unidades:</i>					
<i>Bomba:</i>					
<i>Potencia</i>	122	KW	<i>Caudal</i>	2190	GPM
<i>Altura</i>	446 ft				
<i>Precaentador Isobutano:</i>					
<i>Carga</i>	3 MMBTU/H				
<i>Precaentador:</i>					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuración</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>			NA		
<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>			155 F		
<i>Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	29015 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	18 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua caliente</i>	150 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
<i>Turbogenerador:</i>					
<i>Potencia</i>	1635	KW	⇒	2044	KVA
<i>Condensador: Numero de equipos = 2 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	28591 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	42 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua fria</i>	161 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
<i>Tramos de tuberías:</i>					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>			6.3 ft/seg	12 in	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			90.2 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			136.8 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			4.6 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			10.8 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			15.6 ft/seg	12 in	
<i>Bomba sistema de condensado:</i>					
<i>Potencia</i>	74	KW	<i>Caudal</i>	4694,76	GPM
<i>Altura</i>	58 ft				
<i>Torres de enfriamiento:</i>					
<i>Configuración</i>	2	Unidades	<i>Potencia/Unidad</i>	20	Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>		42	MMBTU/H	ΔT	31 F
<i>Caudal agua/Unidad</i>			2347	GPM	
<i>Motogenerador:</i>					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1.5 MW - Isobutano - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190 F			
<i>Caudal Fluido</i>		162 lb/seg			
<i>Calor suministrado</i>		90 MMBTU/H			
<i>Potencia neta</i>		1375 KW			
<i>Eficiencia ciclo</i>		5,2 %			
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4 %			
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	122 KW	<i>Caudal</i>	2190 GPM	<i>Altura</i>	446 ft
Pre calentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	3 MMBTU/H				
Pre calentador:					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuración</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>	NA				
<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>	155 F				
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in		
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	29015 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	18 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua caliente</i>	173 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	1611 KW		⇒	2014	KVA
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in		
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	28591 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	42 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua fria</i>	185 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>		6.3 ft/seg	12 in		
<i>Evaporador-Turbina:</i>		88.3 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		135.4 ft/seg	16 in		
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		4.5 ft/seg	16 in		
<i>Tuberia Agua caliente:</i>		10.8 ft/seg	16 in		
<i>Tuberia Agua fria:</i>		15.6 ft/seg	12 in		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	74 KW	<i>Caudal</i>	5394,6 GPM	<i>Altura</i>	58 ft
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw	
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	42 MMBTU/H		ΔT	31 F	
<i>Caudal agua/Unidad</i>	2697 GPM				
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1.5 MW - Mezcla - SRK - SE					
<i>Fluido</i>			Mezcla		
<i>Temperatura fuente caliente</i>			190	F	
<i>Caudal Fluido</i>			161	lb/seg	
<i>Calor suministrado</i>			90	MMBTU/H	
<i>Potencia neta</i>			1541	KW	
<i>Eficiencia ciclo</i>			5,8	%	
<i>Eficiencia Carnot</i>			15,4	%	
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	106	KW	<i>Caudal</i>	2180	GPM
<i>Altura</i>	623		ft		
Precaentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	3				
Precaentador:					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuracion</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Area</i>	NA				
<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>	155 F				
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	29015 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	18 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua caliente</i>	150 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	1761 KW		==>	2201	KVA
Condensador: Numero de equipos = 4 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	23986 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	21 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua fria</i>	161 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>			6.3 ft/seg	12 in	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			90.4 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			144.2 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			4.5 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			10.8 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			15.6 ft/seg	12 in	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	74	KW	<i>Caudal</i>	4694,76	GPM
<i>Altura</i>	58		ft		
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuracion</i>	2		<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	42		MMBTU/H	ΔT	31 F
<i>Caudal agua/Unidad</i>	2347		GPM		
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1.5 MW - Mezcla - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Mezcla			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		190	F		
<i>Caudal Fluido</i>		161	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		90	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		1486	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		5,6	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		15,4	%		
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	135	KW	<i>Caudal</i>	2190	GPM
			<i>Altura</i>	495	ft
Precaentador Isobutano:					
	<i>Carga</i>	3 MMBTU/H			
Precaentador:					
	<i>Tipo</i>	NA	<i>Diametro</i>	NA	
	<i>Configuracion</i>	0 Equipo	<i>Longitud</i>	NA	
	<i>Área</i>	NA			
	<i>Carga</i>	NA	<i># Tubos</i>	NA	
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>	155 F			
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	30 ft	
	<i>Área</i>	29015 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	3	
	<i>Carga</i>	18 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5123	
	<i>Caudal agua caliente</i>	150 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
	<i>Potencia</i>	1735	KW =>	2169	KVA
Condensador: Numero de equipos = 4 Serie					
	<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	23986 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	3	
	<i>Carga</i>	21 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5123	
	<i>Caudal agua fria</i>	161 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
	<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>	6.3 ft/seg	12 in		
	<i>Evaporador-Turbina:</i>	88.5 ft/seg	12 in		
	<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>	142.7 ft/seg	16 in		
	<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>	4.5 ft/seg	16 in		
	<i>Tuberia Agua caliente:</i>	10.8 ft/seg	16 in		
	<i>Tuberia Agua fria:</i>	15.6 ft/seg	12 in		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	74	KW	<i>Caudal</i>	4694,76	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
Torres de enfriamiento:					
	<i>Configuracion</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>	42	MMBTU/H	ΔT	31 F
	<i>Caudal agua/Unidad</i>	2347 GPM			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 1 MW - Isobutano - SRK - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		220	F		
<i>Caudal Fluido</i>		100	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		40	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		1104	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		9,4	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,1	%		
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	106	KW	<i>Caudal</i>	1360	GPM
			<i>Altura</i>	624	ft
Pre calentador Isobutano:					
	<i>Carga</i>	5 MMBTU/H			
Pre calentador:					
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Diametro</i>	50 in	
	<i>Configuración</i>	1 Equipo	<i>Longitud</i>	10 ft	
	<i>Área</i>		3483 ft ²		
	<i>Carga</i>	15 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	1912	
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>		193 F		
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	23634 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	40 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua caliente</i>	136 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
	<i>Potencia</i>	1310	KW	⇒	1638 KVA
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	70 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	18276 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	3	
	<i>Carga</i>	25 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	3880	
	<i>Caudal agua fria</i>	148 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
	<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>		3.8 ft/seg	12 in	
	<i>Evaporador-Turbina:</i>		71.9 ft/seg	12 in	
	<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		91.8 ft/seg	16 in	
	<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		3.9 ft/seg	12 in	
	<i>Tuberia Agua caliente:</i>		8.6 ft/seg	16 in	
	<i>Tuberia Agua fria:</i>		9.2 ft/seg	16 in	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	60	KW	<i>Caudal</i>	4315,68	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
Torres de enfriamiento:					
	<i>Configuración</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>		25	MMBTU/H	ΔT 23 F
	<i>Caudal agua/Unidad</i>		2158	GPM	
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 1 MW - Isobutano - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		220	F		
<i>Caudal Fluido</i>		100	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		40	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		1084	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		9,2	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,1	%		
<i>Unidades:</i>					
<i>Bomba:</i>					
<i>Potencia</i>	106	KW	<i>Caudal</i>	1360	GPM
			<i>Altura</i>	624	ft
<i>Precalentador Isobutano:</i>					
	<i>Carga</i>	5			
		MMBTU/H			
<i>Precalentador:</i>					
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Diametro</i>	50 in	
	<i>Configuración</i>	1 Equipo	<i>Longitud</i>	10 ft	
	<i>Área</i>	3483 ft ²			
	<i>Carga</i>	14	<i># Tubos</i>	1912	
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>	193 F			
<i>Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	23634 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	40	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua caliente</i>	136	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
<i>Turbogenerador:</i>					
	<i>Potencia</i>	1290	KW	⇒	1613
					KVA
<i>Condensador: Numero de equipos = 2 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	70 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	18276 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	3	
	<i>Carga</i>	25	<i># Tubos</i>	3880	
	<i>Caudal agua fria</i>	148	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
<i>Tramos de tuberías: Velocidad Diametro</i>					
	<i>Bomba-Precalentador/Evaporador:</i>		3.8	ft/seg	12 in
	<i>Evaporador-Turbina:</i>		70.3	ft/seg	12 in
	<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		90.5	ft/seg	16 in
	<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		3.9	ft/seg	12 in
	<i>Tuberia Agua caliente:</i>		8.6	ft/seg	16 in
	<i>Tuberia Agua fria:</i>		9.0	ft/seg	16 in
<i>Bomba sistema de condensado:</i>					
<i>Potencia</i>	60	KW	<i>Caudal</i>	4315,68	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
<i>Torres de enfriamiento:</i>					
	<i>Configuración</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20
					Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>	25	MMBTU/H	ΔT	23 F
	<i>Caudal agua/Unidad</i>	2158	GPM		
<i>Motogenerador:</i>					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 1 MW - Mezcla - SRK - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		220 F			
<i>Caudal Fluido</i>		100 lb/seg			
<i>Calor suministrado</i>		40 MMBTU/H			
<i>Potencia neta</i>		1118 KW			
<i>Eficiencia ciclo</i>		9,5 %			
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,1 %			
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	106 KW	<i>Caudal</i>	1360 GPM	<i>Altura</i>	623 ft
Pre calentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	5 MMBTU/H				
Pre calentador:					
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Diametro</i>	50 in	
<i>Configuración</i>	1 Equipo		<i>Longitud</i>	10 ft	
<i>Área</i>		3483 ft ²			
<i>Carga</i>	14 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	1912		
<i>Temperatura salida agua proceso</i>		193 F			
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	80 in		
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	25 ft	
<i>Área</i>	23634 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	40 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5048		
<i>Caudal agua caliente</i>	136 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in		
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	1324 KW	⇒	1655	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	70 in		
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	25 ft	
<i>Área</i>	17970 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	25 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	3815		
<i>Caudal agua fria</i>	148 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in		
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>		3.9 ft/seg	12 in		
<i>Evaporador-Turbina:</i>		70.7 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		127.0 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		3.9 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Agua caliente:</i>		11.9 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Agua fria:</i>		12.4 ft/seg	12 in		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	60 KW	<i>Caudal</i>	4315,68 GPM	<i>Altura</i>	58 ft
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw	
<i>Calor sustraído/Unidad</i>		25 MMBTU/H	ΔT	23 F	
<i>Caudal agua/Unidad</i>		2158 GPM			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 1 MW - Mezcla - PR - SE					
<i>Fluido</i>			Isobutano		
<i>Temperatura fuente caliente</i>			220	F	
<i>Caudal Fluido</i>			100	lb/seg	
<i>Calor suministrado</i>			40	MMBTU/H	
<i>Potencia neta</i>			1098	KW	
<i>Eficiencia ciclo</i>			9,4	%	
<i>Eficiencia Carnot</i>			19,1	%	
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	106	KW	<i>Caudal</i>	1360	GPM
			<i>Altura</i>	625	ft
Precaentador Isobutano:					
	<i>Carga</i>	5 MMBTU/H			
Precaentador:					
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Diametro</i>	50 in	
	<i>Configuracion</i>	1 Equipo	<i>Longitud</i>	10 ft	
	<i>Área</i>		3483 ft ²		
	<i>Carga</i>	14 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	1912	
	<i>Temperatura salida agua proceso</i>		193 F		
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
	<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	23634 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	40 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5048	
	<i>Caudal agua caliente</i>	136 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
	<i>Potencia</i>	1304	KW	⇒	1630 KVA
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	70 in	
	<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	25 ft	
	<i>Área</i>	17970 ft ²	<i>Pasos tubos</i>	4	
	<i>Carga</i>	25 MMBTU/H	<i># Tubos</i>	3815	
	<i>Caudal agua fria</i>	148 MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
	<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
			3.8 ft/seg	12 in	
	<i>Evaporador-Turbina:</i>		72.7 ft/seg	12 in	
	<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		125.3 ft/seg	12 in	
	<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		3.9 ft/seg	12 in	
	<i>Tuberia Agua caliente:</i>		11.9 ft/seg	12 in	
	<i>Tuberia Agua fria:</i>		12.4 ft/seg	12 in	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	60	KW	<i>Caudal</i>	4315,68	GPM
			<i>Altura</i>	58	ft
Torres de enfriamiento:					
	<i>Configuracion</i>	2	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw
	<i>Calor sustraído/Unidad</i>		25	MMBTU/H	ΔT
	<i>Caudal agua/Unidad</i>		2158	GPM	23 F
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 2.5 MW - Isobutano - SRK - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		220	F		
<i>Caudal Fluido</i>		194	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		104	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		2346	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		7,7	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,1	%		
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	237	KW	<i>Caudal</i>	2650	GPM
<i>Altura</i>	722 ft				
Pre calentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	6 MMBTU/H				
Pre calentador:					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuración</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>	NA				
<i>Carga</i>	0	MMBTU/H	<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>	162 F				
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>		80 in	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	28590 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	35	MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	110	MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	2733	KW	⇒	3416	KVA
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>		80 in	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	29015 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	32	MMBTU/H	<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua fria</i>	193	MBAD	<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>		5.5 ft/seg	16 in		
<i>Evaporador-Turbina:</i>		85.4 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		153.1 ft/seg	16 in		
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		4.8 ft/seg	16 in		
<i>Tuberia Agua caliente:</i>		10.8 ft/seg	12 in		
<i>Tuberia Agua fria:</i>		13.5 ft/seg	16 in		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	90	KW	<i>Caudal</i>	5627,88	GPM
<i>Altura</i>	58 ft				
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	3	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20	Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	32	MMBTU/H	ΔT	30 F	
<i>Caudal agua/Unidad</i>	1876 GPM				
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 2.5 MW - Isobutano - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		220	F		
<i>Caudal Fluido</i>		194	lb/seg		
<i>Calor suministrado</i>		104	MMBTU/H		
<i>Potencia neta</i>		2301	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		7,5	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,1	%		
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	237	KW	<i>Caudal</i>	2650	GPM
<i>Altura</i>	722 ft				
Pre calentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	6 MMBTU/H				
Pre calentador:					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuración</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>	NA				
<i>Carga</i>	0 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>	162 F				
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	28590 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	35 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	123 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	2688	KW	⇒	3360	KVA
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	29015 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	32 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua fria</i>	220 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>			5.5 ft/seg	16 in	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			82.9 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			151.1 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			4.8 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			10.8 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			15.4 ft/seg	16 in	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	90	KW	<i>Caudal</i>	6415,2	GPM
<i>Altura</i>	58 ft				
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	3	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20	Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	32	MMBTU/H	ΔT	30 F	
<i>Caudal agua/Unidad</i>	2138 GPM				
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 2.5 MW - Mezcla - SRK - SE					
Fluido		Isobutano			
Temperatura fuente caliente		220	F		
Caudal Fluido		193	lb/seg		
Calor suministrado		104	MMBTU/H		
Potencia neta		2351	KW		
Eficiencia ciclo		7,7	%		
Eficiencia Carnot		19,1	%		
Unidades:					
Bomba:					
Potencia	236	KW	Caudal	2650	GPM
Altura	722 ft				
Pre calentador Isobutano:					
Carga	6 MMBTU/H				
Pre calentador:					
Tipo	NA		Diametro	NA	
Configuración	0 Equipo		Longitud	NA	
Área	NA				
Carga	0	MMBTU/H	# Tubos	NA	
Temperatura salida agua proceso	162 F				
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie					
Configuración por Equipo:			Diametro	80 in	
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	30 ft	
Área	28590 ft ²		Pasos tubos	4	
Carga	35	MMBTU/H	# Tubos	5048	
Caudal agua caliente	120	MBAD	Diametro tubos	1 in	
Turbogenerador:					
Potencia	2737	KW	⇒	3421	KVA
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie					
Configuración por Equipo:			Diametro	80 in	
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	30 ft	
Área	29015 ft ²		Pasos tubos	3	
Carga	32	MMBTU/H	# Tubos	5123	
Caudal agua fria	193	MBAD	Diametro tubos	1 in	
Tramos de tuberías:					
			Velocidad	Diametro	
Bomba-Pre calentador/Evaporador:			5.6 ft/seg	16 in	
Evaporador-Turbina:			85.6 ft/seg	12 in	
Tuberia Turbina-Condensador:			145.9 ft/seg	16 in	
Tuberia Condensador-Bomba:			4.8 ft/seg	16 in	
Tuberia Agua caliente:			10.8 ft/seg	12 in	
Tuberia Agua fria:			13.5 ft/seg	16 in	
Bomba sistema de condensado:					
Potencia	90	KW	Caudal	5627,88	GPM
Altura	58 ft				
Torres de enfriamiento:					
Configuración	3	Unidades	Potencia/Unidad	20 Kw	
Calor sustraído/Unidad	32	MMBTU/H	ΔT	30 F	
Caudal agua/Unidad	1876 GPM				
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 2.5 MW - Mezcla - PR - SE					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		220 F			
<i>Caudal Fluido</i>		193 lb/seg			
<i>Calor suministrado</i>		104 MMBTU/H			
<i>Potencia neta</i>		2306 KW			
<i>Eficiencia ciclo</i>		7,6 %			
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,1 %			
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	236 KW	<i>Caudal</i>	2650 GPM	<i>Altura</i>	722 ft
Pre calentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	6 MMBTU/H				
Pre calentador:					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuración</i>	0 Equipo		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>	NA				
<i>Carga</i>	0 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>	162 F				
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	28590 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	35 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	124 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	2692 KW		==>	3365	KVA
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	80 in	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	30 ft	
<i>Área</i>	29015 ft ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	32 MMBTU/H		<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua fria</i>	220 MBAD		<i>Diametro tubos</i>	1 in	
Tramos de tuberías:					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>			5.5 ft/seg	16 in	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			83.3 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			144.4 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			4.8 ft/seg	16 in	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			10.8 ft/seg	12 in	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			13.5 ft/seg	16 in	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	90 KW	<i>Caudal</i>	6415,2 GPM	<i>Altura</i>	58 ft
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	3	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw	
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	32 MMBTU/H		ΔT	30 F	
<i>Caudal agua/Unidad</i>	2138 GPM				
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1 MW - Isobutano - SRK - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			88 C			
Caudal Fluido			48 Kg/seg			
Calor suministrado			14 MMKCal/H			
Potencia neta			870 KW			
Eficiencia ciclo			5,5 %			
Eficiencia Carnot			15,4 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	85	KW	Caudal	0.09 m ³ /seg	Altura	145 m
Precalentador Isobutano:						
Carga	1,26 MMKCal/H					
Precalentador:						
Tipo	NA		Diametro	NA		
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA		
Área			NA			
Carga	NA		# Tubos	NA		
Temperatura salida agua proceso			71 C			
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2196 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	3,4 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua caliente	0,23 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1069 KW		⇒	1336	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2195 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	12,7 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua fria	0,34 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.8 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			27.5 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			39.8 m/seg	300 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua caliente:			3.3 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	74	KW	Caudal	1224 m ³ /H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		6	MMKCal/H	ΔT	10 C	
Caudal agua/Unidad		612 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

190 F - 1 MW - Isobutano - PR - SI					
Fluido		Isobutano			
Temperatura fuente caliente		88 C			
Caudal Fluido		47,6 Kg/seg			
Calor suministrado		13 MMKCal/H			
Potencia neta		856 KW			
Eficiencia ciclo		5,5 %			
Eficiencia Carnot		15,4 %			
Unidades:					
Bomba:					
Potencia	85	KW	Caudal	0.09 m ³ /seg	Altura 145 m
Precalentador Isobutano:					
Carga	1,26 MMKCal/H				
Precalentador:					
Tipo	NA		Diametro	NA	
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA	
Área			NA		
Carga	NA		# Tubos	NA	
Temperatura salida agua proceso			71 C		
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie					
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm	
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	7.6 m	
Área	2196 m ²		Pasos tubos	4	
Carga	3,4 MMKCal/H		# Tubos	5048	
Caudal agua caliente	0,23 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm	
Turbogenerador:					
Potencia	1055 KW		⇒	1319	KVA
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie					
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm	
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m	
Área	2196 m ²		Pasos tubos	4	
Carga	12,6 MMKCal/H		# Tubos	5048	
Caudal agua fria	0,34 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm	
Tramos de tuberías:					
			Velocidad	Diametro	
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.8 m/seg	300 mm	
Evaporador-Turbina:			26.9 m/seg	300 mm	
Tuberia Turbina-Condensador:			39.4 m/seg	300 mm	
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	300 mm	
Tuberia Agua caliente:			3.3 m/seg	300 mm	
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	300 mm	
Bomba sistema de condensado:					
Potencia	74	KW	Caudal	1224 m ³ /H	Altura 18 m
Torres de enfriamiento:					
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw
Calor sustraído/Unidad		6	MMKCal/H	ΔT	10 C
Caudal agua/Unidad		612 m ³ /H			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1 MW - Mezcla - SRK - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			88 C			
Caudal Fluido			48 Kg/seg			
Calor suministrado			13 MMKCal/H			
Potencia neta			958 KW			
Eficiencia ciclo			6,2 %			
Eficiencia Carnot			15,4 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	84	KW	Caudal	0.09 m ³ /seg	Altura	145 m
Precalentador Isobutano:						
Carga	1,26 MMKCal/H					
Precalentador:						
Tipo	NA		Diametro	NA		
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA		
Área			NA			
Carga	NA		# Tubos	NA		
Temperatura salida agua proceso			70 C			
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2656 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	3,4 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua caliente	0,2 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1146 KW		⇒	1433	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2195 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	12,5 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua fria	0,3 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.8 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			25.4 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			39.4 m/seg	300 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua caliente:			2.9 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua fria:			4.1 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	64	KW	Caudal	1080 m ³ /H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		6	MMKCal/H	ΔT	12 C	
Caudal agua/Unidad		540 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

190 F - 1 MW - Mezcla - PR - SI					
Fluido			Isobutano		
Temperatura fuente caliente			88 C		
Caudal Fluido			47 Kg/seg		
Calor suministrado			13 MMKCal/H		
Potencia neta			941 KW		
Eficiencia ciclo			6,1 %		
Eficiencia Carnot			15,4 %		
Unidades:					
Bomba:					
Potencia	84 KW	Caudal	0.09 m3/seg	Altura	145 m
Pre calentador Isobutano:					
Carga	1,26 MMKCal/H				
Pre calentador:					
Tipo	NA		Diametro	NA	
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA	
Área			NA		
Carga	NA		# Tubos	NA	
Temperatura salida agua proceso			70 C		
Evaporador: Numero de equipos = 4 Serie					
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm	
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m	
Área	2656 m2		Pasos tubos	4	
Carga	3,3 MMKCal/H		# Tubos	5048	
Caudal agua caliente	0,2 m3/seg		Diametro tubos	25.4 mm	
Turbogenerador:					
Potencia	1129 KW		⇒	1411	KVA
Condensador: Numero de equipos = 1 Serie					
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm	
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m	
Área	2195 m2		Pasos tubos	4	
Carga	12,4 MMKCal/H		# Tubos	5048	
Caudal agua fria	0,3 m3/seg		Diametro tubos	25.4 mm	
Tramos de tuberías:					
			Velocidad	Diametro	
Bomba-Pre calentador/Evaporador:			1.8 m/seg	300 mm	
Evaporador-Turbina:			24.9 m/seg	300 mm	
Tuberia Turbina-Condensador:			39.0 m/seg	300 mm	
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	300 mm	
Tuberia Agua caliente:			2.9 m/seg	300 mm	
Tuberia Agua fria:			4.1 m/seg	300 mm	
Bomba sistema de condensado:					
Potencia	64 KW	Caudal	1080 m3/H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:					
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20 Kw	
Calor sustraído/Unidad		6 MMKCal/H	ΔT	12 C	
Caudal agua/Unidad		540 m3/H			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1.5 MW - Isobutano - SRK - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			88 C			
Caudal Fluido			73 Kg/seg			
Calor suministrado			22 MMKCal/H			
Potencia neta			1399 KW			
Eficiencia ciclo			5,4 %			
Eficiencia Carnot			15,4 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	122	KW	Caudal	0.14 m ³ /seg	Altura	136 m
Precalentador Isobutano:						
Carga	0,76 MMKCal/H					
Precalentador:						
Tipo	NA		Diametro	NA		
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA		
Área			NA			
Carga	NA		# Tubos	NA		
Temperatura salida agua proceso			68 C			
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2696 m ²		Pasos tubos	3		
Carga	4,5 MMKCal/H		# Tubos	5123		
Caudal agua caliente	0,32	m ³ /seg	Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1635 KW		⇒	2044	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2656 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	10,5 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua fria	0,34	m ³ /seg	Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.9 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			27.5 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			47.7 m/seg	400 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.6 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua caliente:			3.8 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	74	KW	Caudal	1224 m ³ /H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		11	MMKCal/H	ΔT	17 C	
Caudal agua/Unidad		612 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

190 F - 1.5 MW - Isobutano - PR - SI					
Fluido		Isobutano			
Temperatura fuente caliente		88	C		
Caudal Fluido		73	Kg/seg		
Calor suministrado		22	MMKCal/H		
Potencia neta		1375	KW		
Eficiencia ciclo		5,4	%		
Eficiencia Carnot		15,4	%		
Unidades:					
Bomba:					
Potencia	122	KW	Caudal	0.14 m ³ /seg	Altura 136 m
Pre calentador Isobutano:					
Carga	0,76 MMKCal/H				
Pre calentador:					
Tipo	NA		Diametro	NA	
Configuración	0 Equipo		Longitud	NA	
Área		NA			
Carga	NA		# Tubos	NA	
Temperatura salida agua proceso			69 C		
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie					
Configuración por Equipo:		Diametro		2032 mm	
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m	
Área	2752 m ²		Pasos tubos	3	
Carga	4,4 MMKCal/H		# Tubos	5123	
Caudal agua caliente	0,32 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm	
Turbogenerador:					
Potencia	1611 KW		⇒	2014	KVA
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
Configuración por Equipo:		Diametro		2032 mm	
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	9.1 m	
Área	2656 m ²		Pasos tubos	4	
Carga	10,5 MMKCal/H		# Tubos	5048	
Caudal agua fria	0,34 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm	
Tramos de tuberías:					
		Velocidad	Diametro		
Bomba-Pre calentador/Evaporador:		1.9 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:		26.7 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:		47.2 m/seg	400 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:		1.6 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua caliente:		3.8 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua fria:		4.7 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:					
Potencia	74	KW	Caudal	1224 m ³ /H	Altura 18 m
Torres de enfriamiento:					
Configuración	2	Unidades	Potencia/Unidad	20 Kw	
Calor sustraído/Unidad		11	MMKCal/H	ΔT	17 C
Caudal agua/Unidad		612 m ³ /H			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

190 F - 1.5 MW - Mezcla - SRK - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			88 C			
Caudal Fluido			73 Kg/seg			
Calor suministrado			22 MMKCal/H			
Potencia neta			1512 KW			
Eficiencia ciclo			5,8 %			
Eficiencia Carnot			15,4 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	135	KW	Caudal	0.14 m ³ /seg	Altura	151
Precalentador Isobutano:						
Carga	0,76 MMKCal/H					
Precalentador:						
Tipo	NA		Diametro	NA		
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA		
Área			NA			
Carga	NA		# Tubos	NA		
Temperatura salida agua proceso			68 C			
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2696 m ²		Pasos tubos	3		
Carga	4,5 MMKCal/H		# Tubos	5123		
Caudal agua caliente	0,32	m ³ /seg	Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1761 KW		⇒	2201	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 4 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2228 m ²		Pasos tubos	3		
Carga	5,2 MMKCal/H		# Tubos	5123		
Caudal agua fria	0,34	m ³ /seg	Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.9 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			27.6 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			50.2 m/seg	400 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.6 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua caliente:			3.8 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	74	KW	Caudal	1224 m ³ /H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		10	MMKCal/H	ΔT	17 C	
Caudal agua/Unidad		612 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

190 F - 1.5 MW - Mezcla - PR - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			88 C			
Caudal Fluido			73 Kg/seg			
Calor suministrado			22 MMKCal/H			
Potencia neta			1486 KW			
Eficiencia ciclo			5,8 %			
Eficiencia Carnot			15,4 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	135	KW	Caudal	0.14 m3/seg	Altura	151
Precalentador Isobutano:						
Carga	0,75 MMKCal/H					
Precalentador:						
Tipo	NA		Diametro	NA		
Configuracion	0 Equipo		Longitud	NA		
Área			NA			
Carga	NA		# Tubos	NA		
Temperatura salida agua proceso			69 C			
Evaporador: Numero de equipos = 5 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2696 m2		Pasos tubos	3		
Carga	4,4 MMKCal/H		# Tubos	5123		
Caudal agua caliente	0,32 m3/seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1735 KW		⇒	2169	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 4 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2228 m2		Pasos tubos	3		
Carga	5,2 MMKCal/H		# Tubos	5123		
Caudal agua fria	0,34 m3/seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.9 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			27.0 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			49.7 m/seg	400 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.6 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua caliente:			3.8 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	74	KW	Caudal	1224 m3/H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		10	MMKCal/H	ΔT	17 C	
Caudal agua/Unidad		612 m3/H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

220 F - 1 MW - Isobutano - SRK - SI					
<i>Fluido</i>			Isobutano		
<i>Temperatura fuente caliente</i>			105 C		
<i>Caudal Fluido</i>			45 Kg/seg		
<i>Calor suministrado</i>			10 MMKCal/H		
<i>Potencia neta</i>			1105 KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>			9,4 %		
<i>Eficiencia Carnot</i>			19,2 %		
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	106	KW	<i>Caudal</i>	0.09 m ³ /seg	<i>Altura</i> 190 m
Precaentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	1,26 MMKCal/H				
Precaentador:					
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Diametro</i>	1270 mm	
<i>Configuración</i>	1 Equipo		<i>Longitud</i>	3 m	
<i>Área</i>		323 m ²			
<i>Carga</i>	3.64 MMKcal/H		<i># Tubos</i>	1912	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>			89 C		
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	2032 mm	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	7.6 m	
<i>Área</i>	2196 m ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	10,1 MMKCal/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	0,25 m ³ /seg		<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	1310 KW		⇒	1638	KVA
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	1778 mm	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	7.6 m	
<i>Área</i>	1698 m ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	6,4 MMKCal/H		<i># Tubos</i>	3880	
<i>Caudal agua fria</i>	0,27 m ³ /seg		<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm	
Tramos de tuberías:					
			<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>	
<i>Bomba-Precaentador/Evaporador:</i>			1.8 m/seg	300 mm	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			27.5 m/seg	300 mm	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			39.8 m/seg	400 mm	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			1.8 m/seg	300 mm	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			3.3 m/seg	400 mm	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			4.7 m/seg	400 mm	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	59	KW	<i>Caudal</i>	972 m ³ /H	<i>Altura</i> 18 m
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	2	Unidades	<i>Potencia/Unidad</i>	20	Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>		6	MMKCal/H	ΔT	13 C
<i>Caudal agua/Unidad</i>		486 m ³ /H			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 1 MW - Isobutano - PR - SI					
<i>Fluido</i>			Isobutano		
<i>Temperatura fuente caliente</i>			105 C		
<i>Caudal Fluido</i>			46 Kg/seg		
<i>Calor suministrado</i>			10 MMKCal/H		
<i>Potencia neta</i>			1098 KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>			9,4 %		
<i>Eficiencia Carnot</i>			19,2 %		
Unidades:					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	106	KW	<i>Caudal</i>	0.09 m ³ /seg	<i>Altura</i> 190 m
Precalentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	1,26 MMKCal/H				
Precalentador:					
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Diametro</i>	1270 mm	
<i>Configuración</i>	1 Equipo		<i>Longitud</i>	3 m	
<i>Área</i>			323 m ²		
<i>Carga</i>	3.53 MMKcal/H		<i># Tubos</i>	1912	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>			89 C		
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	2032 mm	
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	7.6 m	
<i>Área</i>	2196 m ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	10,1 MMKCal/H		<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	0,25 m ³ /seg		<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm	
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	1303 KW		==>	1629	KVA
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>			<i>Diametro</i>	1778 mm	
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	7.6 m	
<i>Área</i>	1669 m ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	6,3 MMKCal/H		<i># Tubos</i>	3815	
<i>Caudal agua fria</i>	0,27 m ³ /seg		<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm	
Tramos de tuberías:					
<i>Bomba-Precalentador/Evaporador:</i>			<i>Velocidad</i>	1.8 m/seg	
<i>Evaporador-Turbina:</i>			<i>Velocidad</i>	27.5 m/seg	
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>			<i>Velocidad</i>	39.8 m/seg	
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>			<i>Velocidad</i>	1.8 m/seg	
<i>Tuberia Agua caliente:</i>			<i>Velocidad</i>	3.3 m/seg	
<i>Tuberia Agua fria:</i>			<i>Velocidad</i>	4.7 m/seg	
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	59	KW	<i>Caudal</i>	972 m ³ /H	<i>Altura</i> 18 m
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuración</i>	2	Unidades	<i>Potencia/Unidad</i>	20	Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>		6	MMKCal/H	ΔT	13 C
<i>Caudal agua/Unidad</i>		486 m ³ /H			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 1 MW - Mezcla - SRK - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			105 C			
Caudal Fluido			45 Kg/seg			
Calor suministrado			10 MMKCal/H			
Potencia neta			1119 KW			
Eficiencia ciclo			9,5 %			
Eficiencia Carnot			19,2 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	106	KW	Caudal	0.09 m ³ /seg	Altura	190 m
Precaentador Isobutano:						
Carga	1,26 MMKCal/H					
Precaentador:						
Tipo	AFS Horizontal		Diametro	1270 mm		
Configuracion	1 Equipo		Longitud	3 m		
Área		323 m ²				
Carga	3.64 MMKcal/H		# Tubos	1912		
Temperatura salida agua proceso			89 C			
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2195 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	10,1 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua caliente	0,25 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1324 KW		⇒	1655	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	1778mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	1669 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	6,3 MMKCal/H		# Tubos	3815		
Caudal agua fria	0,27 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Precaentador/Evaporador:			1.8 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			25.4 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			39.4 m/seg	300 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua caliente:			2.9 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua fria:			4.1 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	59	KW	Caudal	972 m ³ /H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		6	MMKCal/H	ΔT	13 C	
Caudal agua/Unidad		486 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

220 F - 1 MW - Mezcla - PR - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			105 C			
Caudal Fluido			45 Kg/seg			
Calor suministrado			10 MMKCal/H			
Potencia neta			1098 KW			
Eficiencia ciclo			9,4 %			
Eficiencia Carnot			19,2 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	106	KW	Caudal	0.09 m3/seg	Altura	190 m
Pre calentador Isobutano:						
Carga	1,26 MMKCal/H					
Pre calentador:						
Tipo	AFS Horizontal		Diametro	1270 mm		
Configuracion	1 Equipo		Longitud	3 m		
Área		323 m ²				
Carga	3.53 MMKcal/H		# Tubos	1912		
Temperatura salida agua proceso			89 C			
Evaporador: Numero de equipos = 1 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	2195 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	10,1 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua caliente	0,25 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	1303 KW		⇒	1629	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 2 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	1778mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	7.6 m		
Área	1669 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	6,3 MMKCal/H		# Tubos	3815		
Caudal agua fria	0,27 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Pre calentador/Evaporador:			1.8 m/seg	300 mm		
Evaporador-Turbina:			25.4 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			39.4 m/seg	300 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua caliente:			2.9 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua fria:			4.1 m/seg	300 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	59	KW	Caudal	972 m ³ /H	Altura	18 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	2	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw	
Calor sustraído/Unidad		6	MMKCal/H	ΔT	13 C	
Caudal agua/Unidad		486 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

220 F - 2.5 MW - Isobutano - SRK - SI						
Fluido			Isobutano			
Temperatura fuente caliente			105 C			
Caudal Fluido			88 Kg/seg			
Calor suministrado			27 MMKCal/H			
Potencia neta			2348 KW			
Eficiencia ciclo			7,6 %			
Eficiencia Carnot			19,2 %			
Unidades:						
Bomba:						
Potencia	237	KW	Caudal	0.17 m3/seg	Altura	220 m
Pre calentador Isobutano:						
Carga	1,51 MMKCal/H					
Pre calentador:						
Tipo	NA		Diametro	NA		
Configuracion	NA		Longitud	NA		
Área		NA		NA		
Carga	NA		# Tubos	NA		
Temperatura salida agua proceso			72C			
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2656 m ²		Pasos tubos	4		
Carga	8,8 MMKCal/H		# Tubos	5048		
Caudal agua caliente	0,23 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Turbogenerador:						
Potencia	2733 KW		⇒	3416	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie						
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm		
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	9.1 m		
Área	2695 m ²		Pasos tubos	3		
Carga	8,1 MMKCal/H		# Tubos	5123		
Caudal agua fria	0,4 m ³ /seg		Diametro tubos	25.4 mm		
Tramos de tuberías:						
			Velocidad	Diametro		
Bomba-Pre calentador/Evaporador:			1.8 m/seg	400 mm		
Evaporador-Turbina:			27.5 m/seg	300 mm		
Tuberia Turbina-Condensador:			39.8 m/seg	400 mm		
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	400 mm		
Tuberia Agua caliente:			3.3 m/seg	300 mm		
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	400 mm		
Bomba sistema de condensado:						
Potencia	88	KW	Caudal	1440 m ³ /H	Altura	58 m
Torres de enfriamiento:						
Configuracion	3	Unidades	Potencia/Unidad	20 Kw		
Calor sustraído/Unidad		8	MMKCal/H	ΔT	17 C	
Caudal agua/Unidad		480 m ³ /H				
Motogenerador:						
Capacidad : 550 KW / 688 KVA						

220 F - 2.5 MW - Isobutano - PR - SI					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		105 C			
<i>Caudal Fluido</i>		88 Kg/seg			
<i>Calor suministrado</i>		26 MMKCal/H			
<i>Potencia neta</i>		2303 KW			
<i>Eficiencia ciclo</i>		7,5 %			
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,2 %			
<i>Unidades:</i>					
Bomba:					
<i>Potencia</i>	237 KW	<i>Caudal</i>	0.17 m3/seg	<i>Altura</i>	220 m
Pre calentador Isobutano:					
<i>Carga</i>	1,51 MMKCal/H				
Pre calentador:					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuracion</i>	NA		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>	NA				
<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>			72C		
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	2032 mm		
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal	<i>Longitud</i>	9.1 m		
<i>Área</i>	2656 m2	<i>Pasos tubos</i>	4		
<i>Carga</i>	8,8 MMKCal/H	<i># Tubos</i>	5048		
<i>Caudal agua caliente</i>	0,23 m3/seg	<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm		
Turbogenerador:					
<i>Potencia</i>	2688 KW	⇒	3360	KVA	
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	2032 mm		
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal	<i>Longitud</i>	9.1 m		
<i>Área</i>	2695 m2	<i>Pasos tubos</i>	3		
<i>Carga</i>	8,1 MMKCal/H	<i># Tubos</i>	5123		
<i>Caudal agua fria</i>	0,4 m3/seg	<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm		
Tramos de tuberías:					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
<i>Bomba-Pre calentador/Evaporador:</i>		1.8 m/seg	400 mm		
<i>Evaporador-Turbina:</i>		27.5 m/seg	300 mm		
<i>Tuberia Turbina-Condensador:</i>		39.8 m/seg	400 mm		
<i>Tuberia Condensador-Bomba:</i>		1.8 m/seg	400 mm		
<i>Tuberia Agua caliente:</i>		3.3 m/seg	300 mm		
<i>Tuberia Agua fria:</i>		4.7 m/seg	400 mm		
Bomba sistema de condensado:					
<i>Potencia</i>	88 KW	<i>Caudal</i>	1440 m3/H	<i>Altura</i>	58 m
Torres de enfriamiento:					
<i>Configuracion</i>	3	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20 Kw	
<i>Calor sustraído/Unidad</i>		8 MMKCal/H	ΔT	16 C	
<i>Caudal agua/Unidad</i>		480 m3/H			
Motogenerador:					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 2.5 MW - Mezcla - SRK - SI					
<i>Fluido</i>		Isobutano			
<i>Temperatura fuente caliente</i>		105	C		
<i>Caudal Fluido</i>		45	Kg/seg		
<i>Calor suministrado</i>		26	MMKCal/H		
<i>Potencia neta</i>		2353	KW		
<i>Eficiencia ciclo</i>		7,6	%		
<i>Eficiencia Carnot</i>		19,2	%		
<i>Unidades:</i>					
<i>Bomba:</i>					
<i>Potencia</i>	236	KW	<i>Caudal</i>	0.17	m ³ /seg
<i>Altura</i>	220 m				
<i>Precalentador Isobutano:</i>					
<i>Carga</i>	1,51 MMKCal/H				
<i>Precalentador:</i>					
<i>Tipo</i>	NA		<i>Diametro</i>	NA	
<i>Configuracion</i>	NA		<i>Longitud</i>	NA	
<i>Área</i>		NA			
<i>Carga</i>	NA		<i># Tubos</i>	NA	
<i>Temperatura salida agua proceso</i>			72C		
<i>Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	2032 mm		
<i>Tipo</i>	AKS Horizontal		<i>Longitud</i>	9.1 m	
<i>Área</i>	2656 m ²		<i>Pasos tubos</i>	4	
<i>Carga</i>	8,8	MMKCal/H	<i># Tubos</i>	5048	
<i>Caudal agua caliente</i>	0,23	m ³ /seg	<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm	
<i>Turbogenerador:</i>					
<i>Potencia</i>	2737	KW	==>	3421	KVA
<i>Condensador: Numero de equipos = 3 Serie</i>					
<i>Configuración por Equipo:</i>		<i>Diametro</i>	2032 mm		
<i>Tipo</i>	AFS Horizontal		<i>Longitud</i>	9.1 m	
<i>Área</i>	2695 m ²		<i>Pasos tubos</i>	3	
<i>Carga</i>	8,1	MMKCal/H	<i># Tubos</i>	5123	
<i>Caudal agua fria</i>	0,408	m ³ /seg	<i>Diametro tubos</i>	25.4 mm	
<i>Tramos de tuberías:</i>					
		<i>Velocidad</i>	<i>Diametro</i>		
<i>Bomba-Precalentador/Evaporador:</i>		1.8 m/seg	400 mm		
<i>Evaporador-Turbina:</i>		27.5 m/seg	300 mm		
<i>Tubería Turbina-Condensador:</i>		39.8 m/seg	400 mm		
<i>Tubería Condensador-Bomba:</i>		1.8 m/seg	400 mm		
<i>Tubería Agua caliente:</i>		3.3 m/seg	300 mm		
<i>Tubería Agua fría:</i>		4.7 m/seg	400 mm		
<i>Bomba sistema de condensado:</i>					
<i>Potencia</i>	88	KW	<i>Caudal</i>	1468,8	m ³ /H
<i>Altura</i>	18 m				
<i>Torres de enfriamiento:</i>					
<i>Configuracion</i>	3	<i>Unidades</i>	<i>Potencia/Unidad</i>	20	Kw
<i>Calor sustraído/Unidad</i>	8		MMKCal/H	ΔT	17 C
<i>Caudal agua/Unidad</i>	490 m ³ /H				
<i>Motogenerador:</i>					
Capacidad : 550 KW / 688 KVA					

220 F - 2.5 MW - Mezcla - PR - SI								
Fluido			Isobutano					
Temperatura fuente caliente			105 C					
Caudal Fluido			45 Kg/seg					
Calor suministrado			26 MMKCal/H					
Potencia neta			2308 KW					
Eficiencia ciclo			7,6 %					
Eficiencia Carnot			19,2 %					
Unidades:								
Bomba:								
Potencia	236	KW	Caudal	0.17	m3/seg	Altura	220	m
Precalentador Isobutano:								
Carga	1,51 MMKCal/H							
Precalentador:								
Tipo	NA		Diametro	NA				
Configuracion	NA		Longitud	NA				
Área			NA					
Carga	NA		# Tubos	NA				
Temperatura salida agua proceso			72C					
Evaporador: Numero de equipos = 3 Serie								
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm				
Tipo	AKS Horizontal		Longitud	9.1 m				
Área	2656 m2		Pasos tubos	4				
Carga	8,7 MMKCal/H		# Tubos	5048				
Caudal agua caliente	0,23 m3/seg		Diametro tubos	25.4 mm				
Turbogenerador:								
Potencia	2692 KW		⇒	3365	KVA			
Condensador: Numero de equipos = 3 Serie								
Configuración por Equipo:			Diametro	2032 mm				
Tipo	AFS Horizontal		Longitud	9.1 m				
Área	2695 m2		Pasos tubos	3				
Carga	8,0 MMKCal/H		# Tubos	5123				
Caudal agua fria	0,408 m3/seg		Diametro tubos	25.4 mm				
Tramos de tuberías:								
			Velocidad	Diametro				
Bomba-Precalentador/Evaporador:			1.8 m/seg	400 mm				
Evaporador-Turbina:			27.5 m/seg	300 mm				
Tuberia Turbina-Condensador:			39.8 m/seg	400 mm				
Tuberia Condensador-Bomba:			1.8 m/seg	400 mm				
Tuberia Agua caliente:			3.3 m/seg	300 mm				
Tuberia Agua fria:			4.7 m/seg	400 mm				
Bomba sistema de condensado:								
Potencia	88	KW	Caudal	1468,8	m3/H	Altura	18	m
Torres de enfriamiento:								
Configuracion	3	Unidades	Potencia/Unidad	20	Kw			
Calor sustraído/Unidad		8	MMKCal/H	ΔT	16	C		
Caudal agua/Unidad		490 m3/H						
Motogenerador:								
Capacidad : 550 KW / 688 KVA								

Resultados análisis económico.

Opción 1A	
<i>Capacidad neta de generación: 871 KW</i> <i>Rata de generación: 7.525.440 KWH/año</i>	
Actual	Propuesta
<p>Costo enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;">990 MMBs./año</p>	<p>Costo instalación:</p> <p style="text-align: center;">9.548,154 MMBs.</p>
	<p>Costos operación y mantenimiento:</p> <p style="text-align: center;">190 MMBs./año</p>
	<p>Costos enfriamiento posterior:</p> <p style="text-align: center;">726 MMBs./año</p>
<p>Costos eléctricos:</p> <p>CADELA: 322,841 MMBs./año ELECENRO: 325,701 MMBs./año VENEQUIP: 319,229 MMBs./año GP: 393,354 MMBs./año</p>	<p>Ahorros enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;">264 MMBs./año</p>
	<p>Ahorros eléctricos:</p> <p>CADELA: (322,841) MMBs./año ELECENRO: (325,701) MMBs./año VENEQUIP: (319,229) MMBs./año GP: (393,354) MMBs./año</p>
<p style="text-align: center;">VPN_A</p> <p>CADELA: (11354) MMBs. ELECENRO: (9952) MMBs. VENEQUIP: (9896) MMBs. GP: (10537) MMBs.</p>	<p style="text-align: center;">VPN_P</p> <p>CADELA: (14556) MMBs. ELECENRO: (13487) MMBs. VENEQUIP: (13543) MMBs. GP: (12901) MMBs.</p>

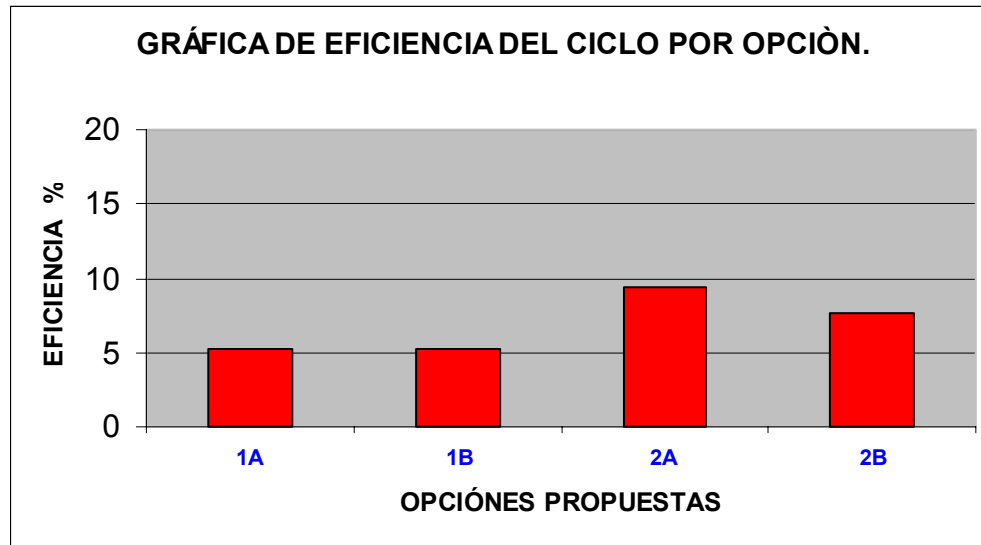
Opción 1B	
<i>Capacidad neta de generación: 1400 KW</i> <i>Rata de generación: 12.096.000 KWH/año</i>	
Actual	Propuesta
<p>Costo enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;">1560 MMBs./año</p>	<p>Costo instalación:</p> <p style="text-align: center;">12.561,318 MMBs.</p>
	<p>Costos operación y mantenimiento:</p> <p style="text-align: center;">250 MMBs./año</p>
	<p>Costos enfriamiento posterior:</p> <p style="text-align: center;">1040 MMBs./año</p>
<p>Costos eléctricos:</p> <p>CADELA: 518,918 MMBs./año ELECENRO: 523,514 MMBs./año VENEQUIP: 513,112 MMBs./año GP: 632,257 MMBs./año</p>	<p>Ahorros enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;">520 MMBs./año</p>
	<p>Ahorros eléctricos:</p> <p>CADELA: (518,918) MMBs./año ELECENRO: (523,514) MMBs./año VENEQUIP: (513,112) MMBs./año GP: (632,257) MMBs./año</p>
<p style="text-align: center;">VPN_A</p> <p>CADELA: (17979) MMBs. ELECENRO: (18019) MMBs. VENEQUIP: (17929) MMBs. GP: (18960) MMBs.</p>	<p style="text-align: center;">VPN_P</p> <p>CADELA: (17732) MMBs. ELECENRO: (17693) MMBs. VENEQUIP: (17783) MMBs. GP: (16752) MMBs.</p>

Opción 2A	
<i>Capacidad neta de generación: 1100 KW</i> <i>Rata de generación: 9.504.000 KWH/año</i>	
Actual	Propuesta
<p>Costo enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;"><i>1225 MMBs./año</i></p>	<p>Costo instalación:</p> <p style="text-align: center;"><i>7.920,528 MMBs.</i></p>
	<p>Costos operación y mantenimiento:</p> <p style="text-align: center;"><i>160 MMBs./año</i></p>
	<p>Costos enfriamiento posterior:</p> <p style="text-align: center;"><i>980 MMBs./año</i></p>
<p>Costos eléctricos:</p> <p>CADELA: <i>407,721 MMBs./año</i> ELECENRO: <i>411,333 MMBs./año</i> VENEQUIP: <i>403,159 MMBs./año</i> GP: <i>496,774 MMBs./año</i></p>	<p>Ahorros enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;"><i>245 MMBs./año</i></p>
	<p>Ahorros eléctricos:</p> <p>CADELA: <i>(407,721) MMBs./año.</i> ELECENRO: <i>(411,333) MMBs./año</i> VENEQUIP: <i>(403,159) MMBs./año</i> GP: <i>(496,774) MMBs./año</i></p>
<p style="text-align: center;">VPN_A</p> <p>CADELA: <i>(14120) MMBs.</i> ELECENRO: <i>(14152) MMBs.</i> VENEQUIP: <i>(14081) MMBs.</i> GP: <i>(14891) MMBs.</i></p>	<p style="text-align: center;">VPN_P</p> <p>CADELA: <i>(13828) MMBs.</i> ELECENRO: <i>(13797) MMBs.</i> VENEQUIP: <i>(13867) MMBs.</i> GP: <i>(13058) MMBs.</i></p>

Opción 2B	
<i>Capacidad neta de generación: 2350 KW</i> <i>Rata de generación: 20.304.000 KWH/año</i>	
Actual	Propuesta
<p>Costo enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;"><i>1110 MMBs./año</i></p>	<p>Costo instalación:</p> <p style="text-align: center;"><i>12.263,867 MMBs.</i></p>
	<p>Costos operación y mantenimiento:</p> <p style="text-align: center;"><i>245 MMBs./año</i></p>
	<p>Costos enfriamiento Posterior:</p> <p style="text-align: center;"><i>632 MMBs./año</i></p>
<p>Costos eléctricos:</p> <p>CADELA: <i>870,432 MMBs./año</i> ELECENRO: <i>878,757 MMBs./año</i> VENEQUIP: <i>861,295 MMBs./año</i> GP: <i>1.061,290 MMBs./año</i></p>	<p>Ahorros enfriamiento:</p> <p style="text-align: center;"><i>478 MMBs./año</i></p>
	<p>Ahorros eléctricos:</p> <p>CADELA: <i>(870,432) MMBs./año</i> ELECENRO: <i>(878,757) MMBs./año</i> VENEQUIP: <i>(861,295) MMBs./año</i> GP: <i>(1.061,290) MMBs./año</i></p>
<p style="text-align: center;">VPN_A</p> <p>CADELA: <i>(17128) MMBs.</i> ELECENRO: <i>(17200) MMBs.</i> VENEQUIP: <i>(17049) MMBs.</i> GP: <i>(18778) MMBs.</i></p>	<p style="text-align: center;">VPN_P</p> <p>CADELA: <i>(11137) MMBs.</i> ELECENRO: <i>(9751) MMBs.</i> VENEQUIP: <i>(17216) MMBs.</i> GP: <i>(9487) MMBs.</i></p>

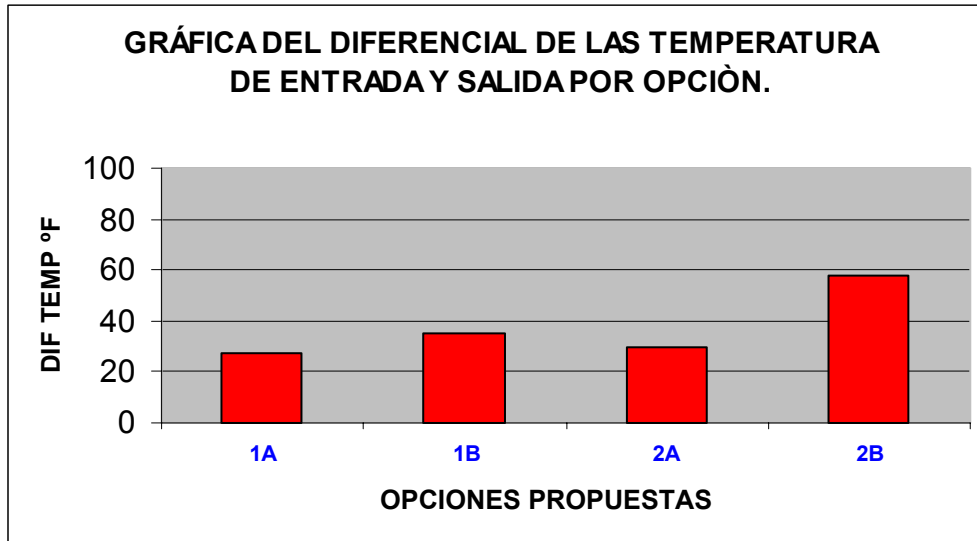
Análisis de resultados.-

- ✓ De las opciones de generación de energía planteadas en la primera fase de este proyecto, los ciclos ORC ofrecen la solución más acorde a las necesidades de la empresa; aunque si la instalación de ciclos Rankine con vapor de agua genera una mayor potencia, para la empresa no resulta ni atractivo ni factible técnicamente, por sus requerimientos de combustible, su sensibilidad a la calidad del agua y su inocuidad sobre el proceso de enfriamiento de la misma. Al igual que la baja diferencia de cotas, entre los tanques de lavado y las tanquetas A.P.I. y el valor del caudal de agua no genera una potencia hidráulica representativa como para que esta opción sea considerada dentro del proceso de energización del circuito de producción.
- ✓ Técnicamente es factible alcanzar las potencias planteadas con ciclos ORC de 1 MW a 3 MW para los niveles de temperatura y masa disponibles en el agua de deshidratación del crudo de Distrito Sur, únicamente variando los caudales de trabajo y el dimensionamiento de los equipos.
- ✓ La evaluación del funcionamiento del ORC utilizando una mezcla en vez de Isobutano puro como fluido de trabajo, dió como resultado optimizaciones poco interesantes del los parámetros del ciclo, debido al gran porcentaje (96.6 %) de isobutano contenido en la mezcla.
- ✓ En la siguiente grafica se observa el comportamiento por opción de la eficiencia del ciclo:



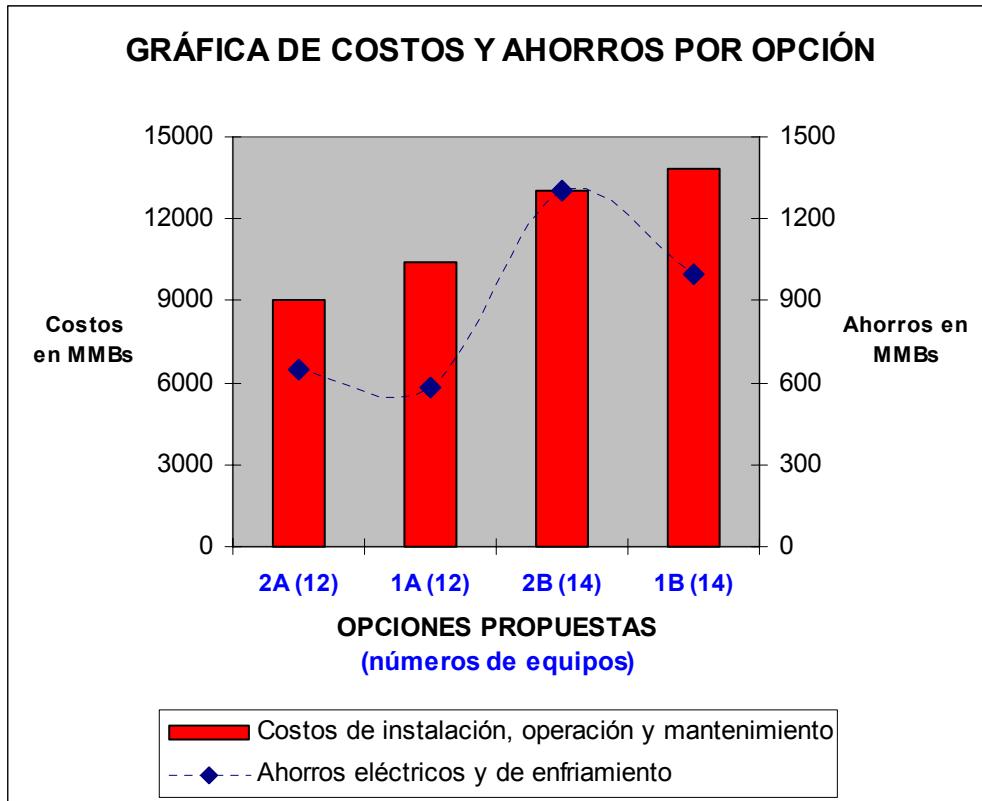
La eficiencia de las opciones generadas a partir de 220 F es superior a las de 190 F debido a la mayor diferencia de temperatura aprovechable entre la fuente caliente y la fuente fría de calor. Igualmente la relación entre la eficiencia del ciclo y la de Carnot es más favorable para las opciones de mayor temperatura y a su vez es mayor para la potencia de 1 MW que para la de 2.5 MW, es decir, la opción que aprovecha más el calor residual contenido en el agua es la de 220 F - 1 MW.

- ✓ El uso del precalentador de isobutano, que intercambia calor entre el fluido proveniente de la salida de la turbina y el de la salida de la bomba logra reducir notablemente las dimensiones de los evaporadores y condensadores, sin ser este equipo de dimensiones muy grandes. Esto debido a que aproxima al isobutano a su estado de cambio de fase, ahorrándole este trabajo a dichos equipos. Además representa un aprovechamiento del calor residual generado por el ciclo.
- ✓ En la siguiente grafica se puede observar ordenadas las opciones según la relación entre las temperaturas de entrada y salida del agua de proceso.

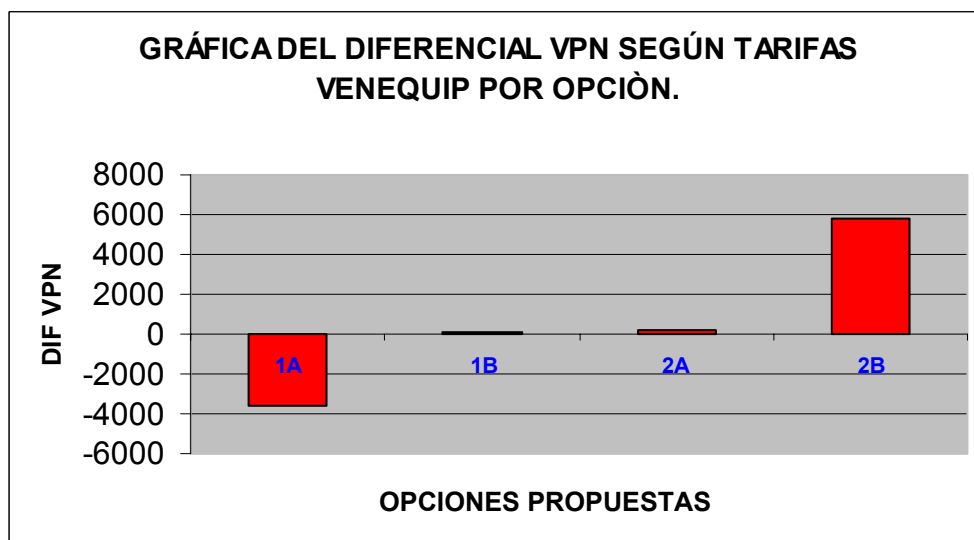


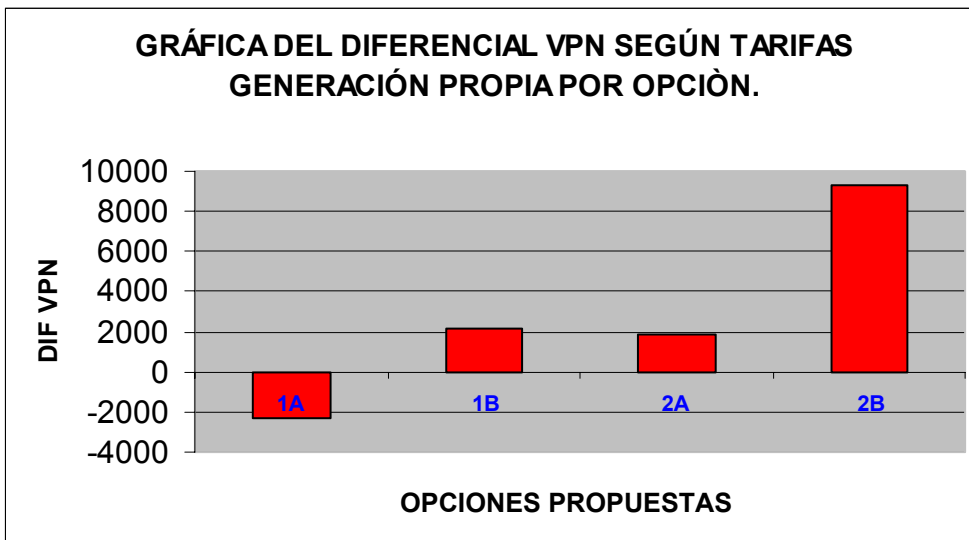
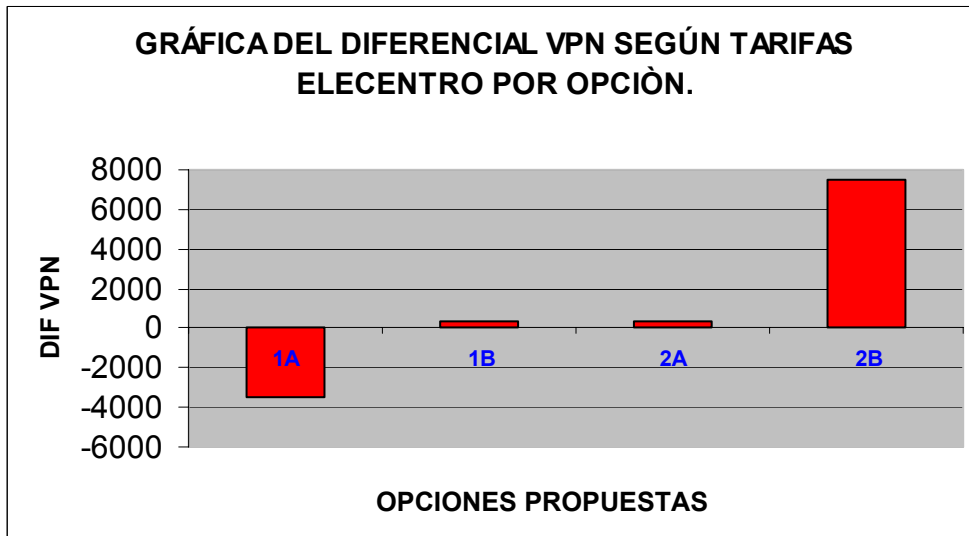
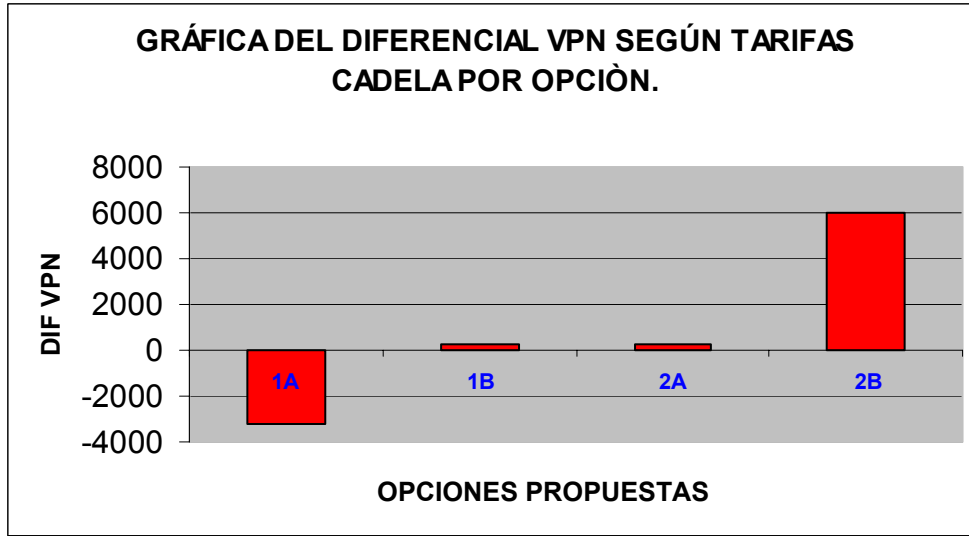
De modo que la opción que más reduce la temperatura en el agua de proceso es la de 220F-2.5MW, logrando así el objetivo de enfriar lo más posible el agua antes de que entre a sistema de enfriamiento convencional, asegurando su deposición al ambiente a temperaturas que no afecten la fauna y flora presentes en las proximidades de los desagües.

- ✓ Los costos de instalación, operación, mantenimiento y overhaul son proporcionales a la cantidad y capacidad de equipos utilizados por cada opción, no repercutiendo éste directamente es su factibilidad económica ya que los ahorros generados por cada opción no siguen este mismo orden como se observa en la gráfica a continuación



De modo tal que se obtienen las siguientes relaciones entre los resultados económicos, donde se destaca que las tarifas eléctricas ordenadas de menor a mayor son: VENEQUIP – CADELA – ELECENRO – GENERACIÓN PROPIA.





Conclusiones.-

- ✓ De las gráficas anteriores podemos concluir que las opciones económicamente rentables son las 1B, 2A y 2B, siendo ésta última la que presenta el mayor diferencial de VPN actual – VPN propuesto, mayor enfriamiento del agua de proceso y una alta eficiencia de aprovechamiento energético respecto a las demás opciones.

- ✓ La principal oportunidad de negocio de la empresa en la instalación de ORC radica en que se reduce el consumo de electricidad comprada a terceros, siendo la fuente térmica un combustible gratuito, infinito y proveniente del pozo; el agua, que es el medio de transporte de este calor pasa a ser de un pasivo a un activo contribuyente al proceso de la movilización de los barriles. Igualmente su enfriamiento ahorra costos e inversiones en equipos adicionales a dicho tren. Generando una confiabilidad en el sistema de producción, minimizando las paradas de pozos; reduciendo los gastos y salidas de funcionamiento de los equipos de extracción regularizando su trabajo evitando las fallas de corriente.

- ✓ Los ciclos ORC aquí planteados acercan la premisa de la empresa “*Somos la energía*” a la realidad con el objetivo de lograr optimizar el proceso de extracción de crudo al punto de que éste llegue ya procesado al barco de transporte con el único aporte energético que le imprime su pozo en el subsuelo.

- ✓ Una grandeza de este proyecto es su alto impacto ecológico y social, donde no sólo se recupera energía residual para reincorporarla al proceso reduciendo así el consumo externo de esta, sino que también se genera electricidad sin consumo de ningún tipo



de combustible contaminante. Por otro lado se logra aumentar la eficiencia del proceso de enfriamiento del agua existente en el Distrito Sur de PDVSA y se contribuye con el bienestar de la sociedad, restándole a las compañías distribuidoras de electricidad locales parte de la carga consumida por la empresa, la cual puede ser destinada al consumo de otros centros urbanos de la zona que actualmente sufren de racionamiento eléctrico

Recomendaciones.-

- ✓ Recomendamos que antes de avanzar el proyecto a la fase de ingeniería básica se realice un amplio estudio de posibilidades en equipos y configuraciones para la instalación de estas microcentrales, el desarrollo de plantas pilotos y la investigación detallada de la optimización de los elementos que conforman el ciclo, ya que la idea está conceptualizada pero con la salvedad de que aquí en Venezuela esta tecnología no se ha implementado. Evaluar la opción de comprar el kit de ORC ofrecido por los principales fabricantes de esta tecnología contra la opción de la fabricación propia, de modo tal de conocer tecnologías ya estudiadas y así ganar experiencia en el campo antes de aventurarse en la construcción por parte de la empresa.
- ✓ Extrapolar este proyecto a otros sectores de la industria donde existan fuentes de calor residual, engrandecería las bases de ganancia para justificar la inversión en investigación y desarrollo de esta tecnología en el país.
- ✓ Como recomendación particular al caso en estudio, es evaluar la conveniencia en ubicar centrales basadas en ciclos ORC de manera modular a lo largo de los campos de producción, adecuando los equipos a cada configuración de características. Buscando la manera de no generar sistemas estacionarios, sino equipos dinámicos que sean esbeltos para adaptarse a distintas situaciones. Ésto basados en la tendencia de la empresa a movilizar y cambiar de patrón sus activos frecuentemente.
- ✓ Se recomienda una conceptualización de los ciclos ORC híbridos, para evaluar sus virtudes y desventajas en relación a los ORC simples, de modo de ampliar la gama de soluciones aplicables para un mismo problema y así tener mas certeza en la selección de la más idónea.

- ✓ Se recomienda una conceptualización de la aplicación de intercambiadores de calor de contacto directo para los ciclos ORC, de modo tal que la transferencia de calor sea más eficiente, reduciendo así las dimensiones de los equipos y además actuando el fluido de trabajo como un agente de limpieza en el agua de proceso, disolviendo y arrastrando las partículas de crudo que pudieran estar aún en suspensión después del proceso de deshidratación, para luego ser retiradas del fluido de trabajo por medio de separadores bifásicos.
- ✓ Es necesario seguir estudiando posibles usos para el agua de desecho a altas temperaturas, evaluar los campos de el procesamiento agroindustrial, agricultura, sistemas de acondicionamiento de ambientes por absorción y recuperación de los sólidos disueltos entre otras que necesitan en sus procesos agua caliente a niveles de temperaturas similares a los encontrados en el agua estudiada (desconchado, despellejado, desplumado, precalentamiento, catalizadores, etc.). Ésto debido a que las condiciones en las que se devuelve este preciado líquido al medio ambiente todavía no son las mas idóneas, y aun con la instalación de ciclos ORC siguen siendo necesarios grandes gastos para la adecuación de ésta a su deposición final.
- ✓ Una vez concluida la etapa de conceptualización y antes de dar inicio a la siguiente etapa, la ingeniería básica, se recomienda realizar un estudio de confiabilidad del proceso para poder detectar sus puntos débiles y estar a tiempo de optimizar su diseño logrando los mayores factores de trabajo y confiabilidad.
- ✓ Se recomienda un estudio de la confiabilidad eléctrica del sistema buscando cerrar el circuito de energía que componen los pozos productores de mayor caudal y temperatura con los ORC, de modo tal que, cuando exista caidas de carga en el sistema eléctrico y parte de la producción se pare, no se detenga el suministro de agua caliente al ciclo de potencia pudiendo éste mantener la carga eléctrica y así la producción sin alteraciones; representando este factor una ganancia para la empresa.

Bibliografía.-

- Avallone Eugene A. y Baumeister III Theodore, *Marks Manual del Ingeniero Mecánico*, Mc Graw Hill, 9^{na} edición, Mexico, 1999.
- Considine Douglas M., *Tecnología del Petroleo*, Publicaciones Marcombo, Mexico, 1977, 315 p.
- Elliott, Single Valve Multistage Turbines, Bulletin No. H-36A, 1979.
- Gulf Publishing Company, *Handbook of Geothermal Energy*, USA, 1982, 612 p.
- Hextran 8.0, *Keyword Manual*, SIMSCI, USA, 1997, 325 p.
- Hextran 8.0, *Tutorial Guide and GUI Introduction*, SIMSCI, USA, 1997, 158 p.
- Holman J., *Transferencia de calor*, Mc Graw Hill, 8^{va} edición, España, 1998. 478 p.
- Icropera Frank P., DeWitt David P., *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, Jhon Wiley, 4^{ta} edición, USA, 1996, 886 p.
- Mata J., *Análisis Técnico Económico de los Ciclos Combinados Usando Turbinas de Combustión de Tecnología Avanzada*, UCV, Caracas, 1999, 191 p.
- McNaughton Kenneth, *Bombas, selección, uso y mantenimiento*, Mc Graw Hill, 1^{ra} edición, Mexico, 1995, 371 p.
- Ministerio del Ambiente, *Ley Penal de Ambiente*, Decreto No. 883, 1995.
- PDVSA Sur, *Evaluación del proceso de deshidratación de crudos y tratamiento de efluentes de las estaciones de flujo Mingo y Sinco-D*, Barinas, 1999, 34 p.
- PDVSA, *Guía de Gerencia para Proyectos de Inversión de Capital (GGPIC)*, PDVSA Servicios, Caracas, 1998.
- PDVSA, *Manual de Diseño de proceso, Intercambiadores de Calor Procedimiento de diseño*, PDVSA MDP-05-E-05, 1995.
- PDVSA, *Manual de Diseño de proceso, Transferencia de Calor, Intercambiadores de Calor*, PDVSA MDP-05-E-05, 1995.
- PDVSA, *Manual de Ingeniería de Diseño, DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS DE PROCESO*, volumen 13-III, número 90616.1.024 ,1995

- PDVSA, *TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE PRODUCCIÓN DE CORPOVEN, S.A. BARINAS. Selección de los sistemas de tratamiento para las estaciones Silvestre, Hato y Guafita*, # INTSTE-00735,96. INTEVEP, Noviembre 1996.
- PDVSA, *TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE PRODUCCIÓN DE CORPOVEN, S.A. BARINAS. Selección de los sistemas de tratamiento para las estaciones Mingo Y Sinco-D*, # INTSET-00523,96. INTEVEP, Noviembre 1996.
- Perry Rober H., Green Don W., Maloney James O., *Perry Manual de Ingeniero Quimico*, Mc Graw Hill, 6^{ta} edición, 1996.
- Pimentel F., *Guia de Centrales Energéticas*, UCV, 2001.
- Potter Philip J., *Power Plant Theory and Desing*, Jhon Wiley, 2^{da} edición, USA, 1976, 703 p.
- Pro/II 5.1, *Componenet and Streams*, SIMSCI, USA, 1997, 113 p.
- Pro/II 5.1, *Getting Started PRO/II with Provision*, SIMSCI, USA, 1997, 183 p.
- Pro/II 5.1, *User's Guide*, SIMSCI, USA, 1997.
- Rábek G., *Istalaciones Termicas apuntes de las clases, tablas, graficos y normas*, Facultad de Ingeniería UCV, Caracas, 1978.
- Rábek G., *Istalaciones Termicas*, UCV, 1^{ra} edición, Venezuela, 1982, 387 p.
- Royo E. Carnicer, Hasta C. Maniar, *Bombas Centrífugas*, Editorial Paraninfo, 1^{ra} edición, España, 1996, 119 p.
- Sonntag Richard, Borgnakke Claus and Gordon, Van Wylen. *Fundamentals of Thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc, New York, 1998, 783 p.
- Sonntag, Borgnakke, Wylen Van, *Fundamentals of Thermodynamics*, Jhon Wiley, 5^{ta} edición, USA, 1998, 783 p.
- *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Associatoin (TEMA)*, 7^{ma} edición, New York, 1988.
- Wahl Edward F., *Geothermal Energy Utilization*, Jhon Wiley, USA, 1977, 302 p.
- Wall Göran, *Exergy a Useful Concept*, 3^{ra} edicion, Göteborg, 1986.
- Wall Göran, *Exergy and Morals*, Roma, 1995.
- www.oramat.com
- www.turboden.com



- Yunus, Cengel. y Boles Michael, *Termodinámica*, McGraw-Hill, 2da Edición, México, D.F, 1996, 866 p.

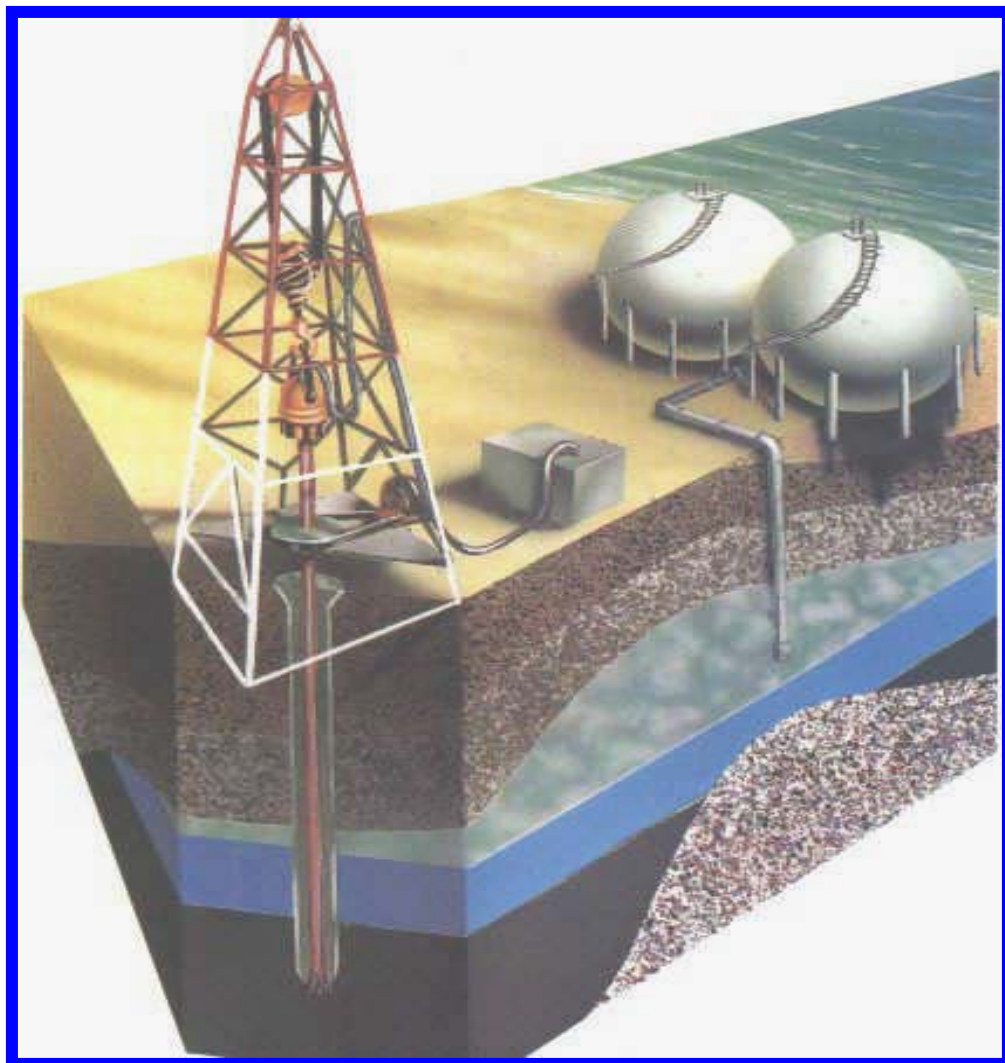
Capítulo I

Aprovechamiento de la energía



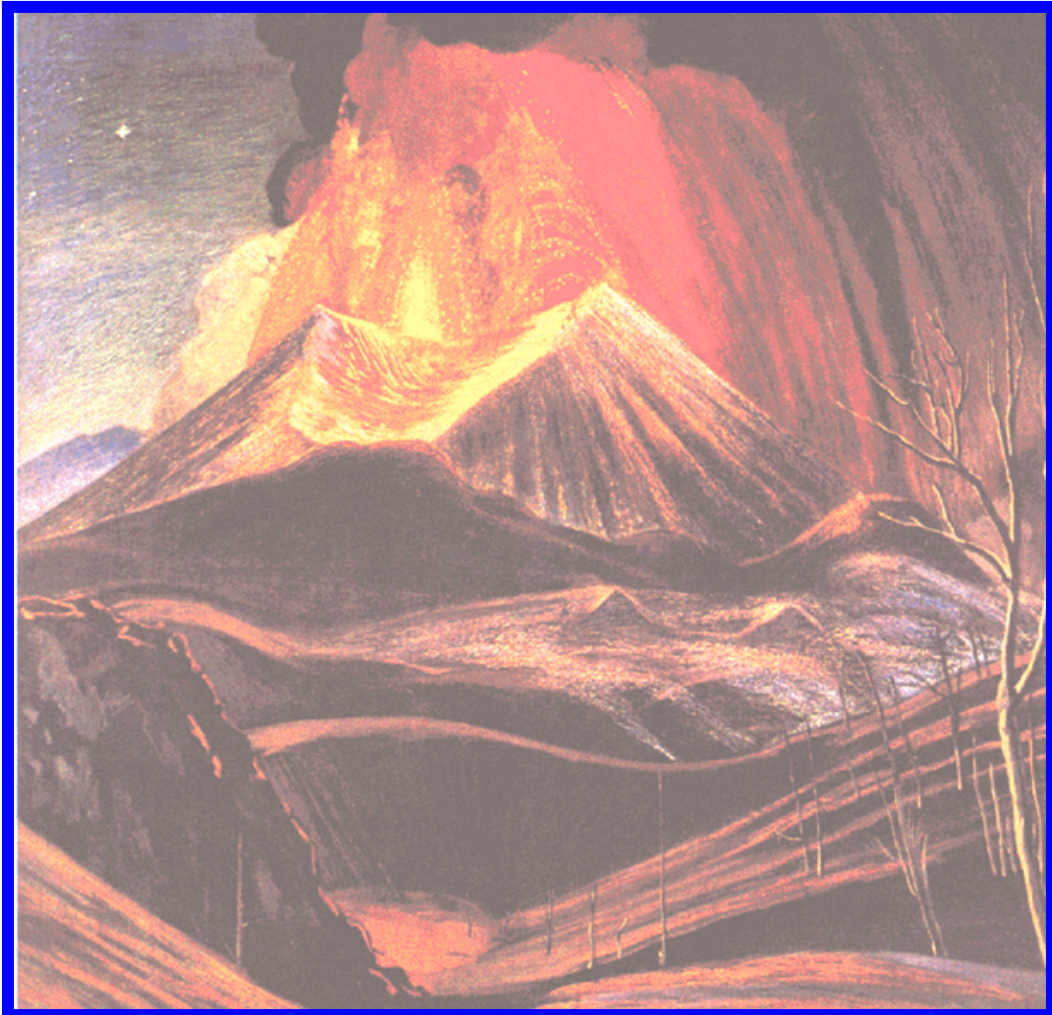
Capítulo II

Descripción de la empresa y sus procesos.



Capítulo III

Energía geotérmica.



Capítulo IV

*Documento de soporte de decisión
(DSD)—Fase de Visualización*



Capítulo V

*Documento de soporte de decisión
(DSD)—Fase de Conceptualización*



Anexos



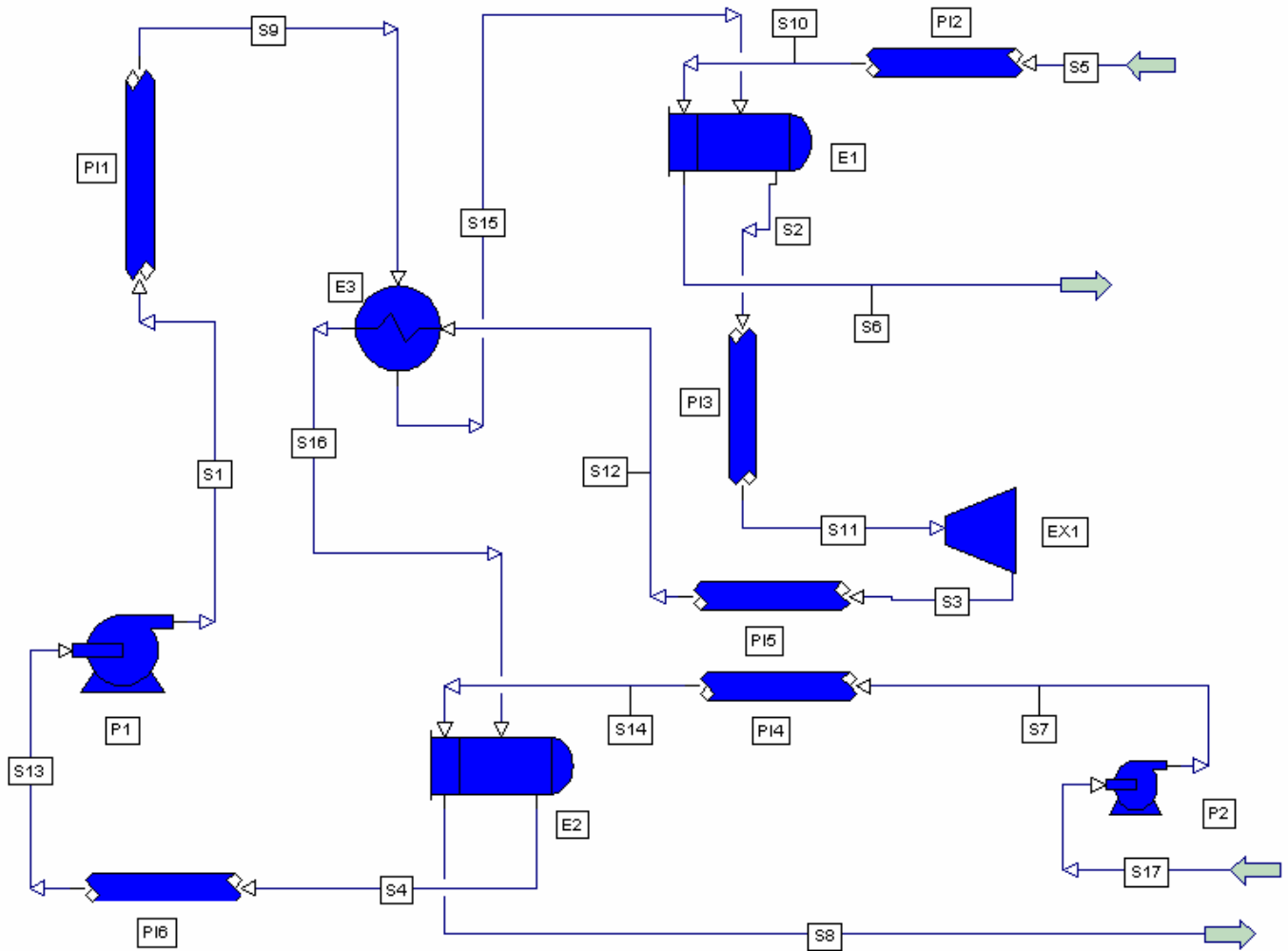
Resultados análisis técnico



Resultados análisis económico



180F-1Mw-Isobutano-SRK-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	138.26	141.90
PRESSURE, PSIA	192.67	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	75.6205	71.3276	71.9716
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.4453	58.4453	58.6105
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.9627		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1258.11
ACTUAL			1069.40

PUMP SUMMARY

02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S13
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.26
PRESSURE, PSIA	96.72	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	11522.0738	11499.7835
ACT FLOW RATE, GPM	1436.5191	1433.7401
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		475.8416
WORK, KW		84.5756

=====

UNIT 12, 'P2', 'Bomba sistema condensacion'

FEEDS S17
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	43513.0668	43513.7744
ACT FLOW RATE, GPM	5425.0089	5425.0971
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		73.7449

=====

UNIT 11, 'E3', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	9.964
F FACTOR (FT)	1.000E-04
MTD, F	9.964E-04
U*A, BTU/HR-F	5.018E+09

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
MIXED PRODUCT		S16
VAPOR, LB-MOL/HR	6500.000	6318.038
M LB/HR	377.806	367.230
CP, BTU/LB-F	0.468	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		181.962
M LB/HR		10.576
CP, BTU/LB-F		0.650
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CONDENSATION, LB-MOL/HR		181.962
TEMPERATURE, F	141.851	121.158
PRESSURE, PSIA	99.742	99.742

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S15
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CP, BTU/LB-F	0.629	0.660
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.265	131.816
PRESSURE, PSIA	204.980	204.980

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	53.7793		
LMTD, F	7.324		
MTD, F	6.956		
F FACTOR, (FT)	0.950		
U*A, BTU/HR-F	7.732E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	81.494	81.783	(REQD)
A, FT ²	94539.139	94874.290	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S15	
PRODUCTS VAPOR		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6500.000
M LB/HR	N/A	377.806
CP, BTU/LB-F	N/A	0.531
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	N/A
M LB/HR	377.806	N/A
CP, BTU/LB-F	0.660	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6500.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	131.826	180.000
PRESSURE, PSIA	204.980	192.980

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S10	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003
M LB/HR	1801.500	1801.500
CP, BTU/LB-F	1.004	1.001
TOTAL, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003
M LB/HR	1801.500	1801.500
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	190.000	160.214
PRESSURE, PSIA	29.900	8.945

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES		I	
I AREA/UNIT	94539.FT2 (94874.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		23634.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S15		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	377806.		1801500.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 377806.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	377806. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1801500. / 1801500.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	131.8 / 180.0		190.0 / 160.2		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 192.98		29.90 / 8.95		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	31.770 /		60.358 / 60.999		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.130		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.106 /		0.320 / 0.394		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0494 /		0.3884 / 0.3816		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6597 /		1.0042 / 1.0006		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5314		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	108.34				I	
I VELOCITY	FT/SEC	1.62		3.51		I	
I DP/SHELL	PSI	3.00		5.24		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00196 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	81.49 (81.78 REQD)	CLEAN	129.83	I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	53.779	MTD (CORRECTED)	7.0 FT	0.950	I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	10.0		17.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	23.3		19.3		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN	THICK	0.083	IN
I TYPE	BARE	PITCH		1.0		IN	PATTERN
I SHELL: ID	80.00	IN		BUNDLE DIAMETER (DOTL)		76.21	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1156.1	LB/FT-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	72104.8	FULL OF WATER		894827.9	BUNDLE	102000.3	I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	133 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	4 SERIES	I
I AREA/UNIT	94539. FT2 (94874. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S15		S10		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	41595.95		44044.50		
I PRANDTL NUMBER	3.386		2.210		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	6.722 /		61.603 / 64.574		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	156.3 (1.000)		1229.3 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I		
I SHELL FILM	52.13	0.00640	I		
I TUBE FILM	8.51	0.00104	I		
I TUBE METAL	2.12	0.00026	I		
I TOTAL FOULING	37.23	0.00457	I		
I ADJUSTMENT	-0.35	-0.00004	I		
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	94.56	2.84	95.52	5.01	I
I INLET NOZZLES	4.16	0.12	3.24	0.17	I
I OUTLET NOZZLES	1.28	0.04	1.24	0.07	I
I TOTAL /SHELL	3.00		5.24		
I TOTAL /UNIT	12.00		20.98		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5183	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	173.7	180.0	190.0	189.3	202.7	193.0	29.9	29.7
2	175.4	173.7	189.3	181.9	202.7	202.7	29.7	28.8
3	177.2	175.4	181.9	174.6	202.7	202.7	28.8	26.7
4	178.9	177.2	174.6	167.2	202.7	202.7	26.7	25.2
5	131.8	178.9	167.2	160.2	205.0	202.7	25.2	24.7

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

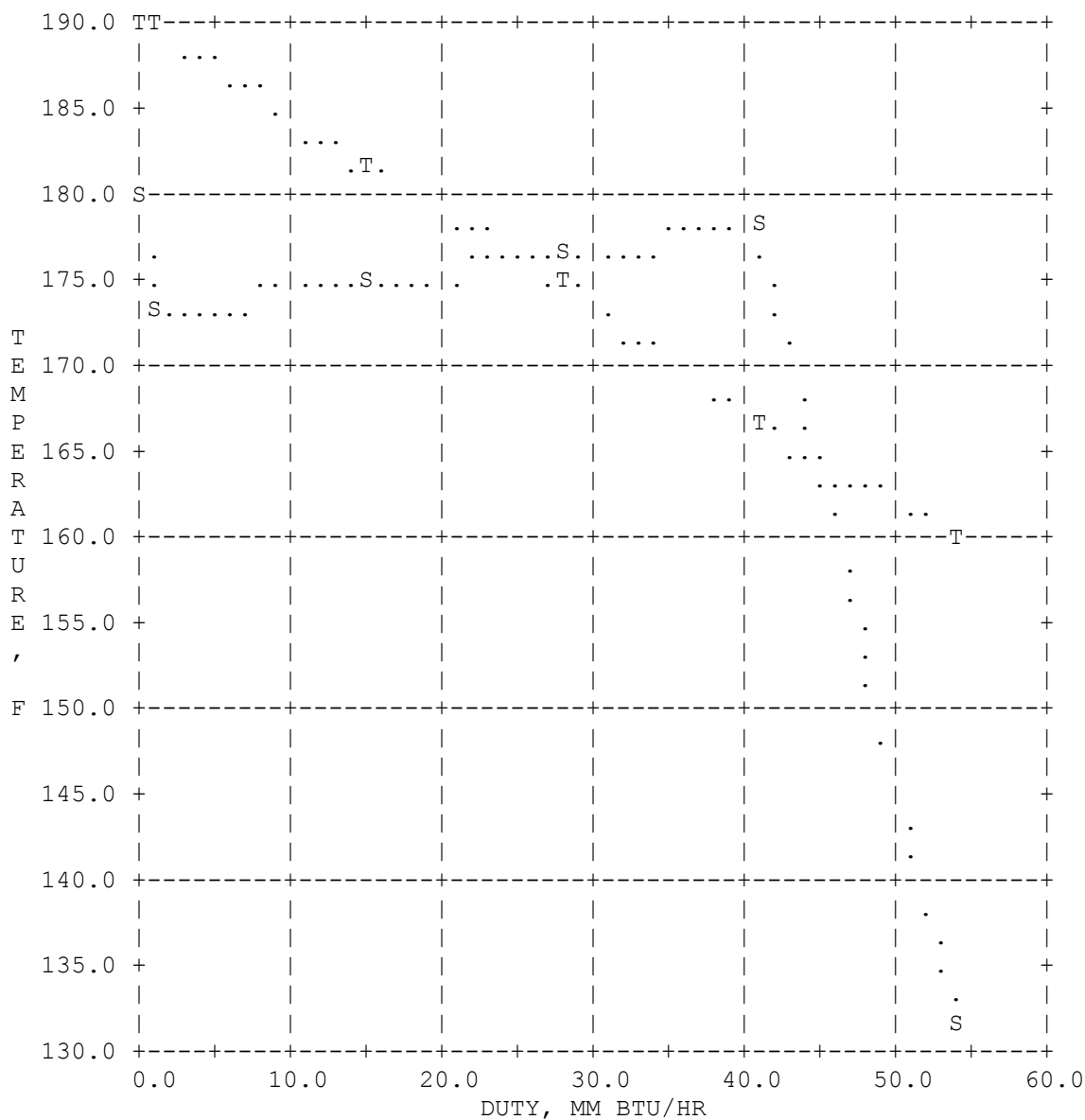
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	9.708	0.241	143.811	1289.096
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.864	155.138	1271.325
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.116	156.260	1239.453
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.496	157.351	1207.197
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	2.292	0.528	157.648	1171.997
TOTAL PRESSURE DROP			12.000	5.245		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
			BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F	
1	1.27	2.37	78.25	1359.71	12.61	0.950
2	13.30	24.74	81.40	16529.84	10.41	0.950
3	13.30	24.74	81.53	40186.31	4.28	0.950
4	13.30	24.74	81.64	28175.84	6.09	0.950
5	12.59	23.41	81.51	8622.59	18.87	0.950
TOTAL	53.78	100.00		94874.29		
WEIGHTED			81.49		7.32	0.950
OVERALL					17.62	0.950
INSTALLED				94539.14		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	50.4211	
LMTD, F	19.307	
MTD, F	18.616	
F FACTOR, (FT)	0.964	
U*A, BTU/HR-F	2.709E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	105.419	114.599 (REQD)
A, FT ²	23634.785	25692.814 (REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S16	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	6318.038	N/A
M LB/HR	367.230	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	181.962	6500.000
M LB/HR	10.576	377.806
CP, BTU/LB-F	0.650	0.633
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6318.038
L/F	0.0280	1.0000
TEMPERATURE, F	121.158	110.000
PRESSURE, PSIA	99.742	96.742

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S14	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
CP, BTU/LB-F	0.998	0.997
TOTAL, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	108.800
PRESSURE, PSIA	29.778	17.838

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 300 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
 I AREA/UNIT 23634.FT2 (25692.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 23634.FT2 I
 I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I FEED STREAM ID S16 S14 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 377806. 2702250. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 367230. / / I
 I LIQUID LB/HR 10576. / 377806. I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2702250. / 2702250. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 121.2 / 110.0 90.1 / 108.8 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 99.74 / 96.74 29.78 / 17.84 I
 I-----I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.563 / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 2.007 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 32.205 / 32.790 62.101 / 61.871 I
 I VAPOR LB/FT3 1.093 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP 0.113 / 0.121 0.760 / 0.620 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F 0.0506 / 0.0519 0.3583 / 0.3655 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0109 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F 0.6502 / 0.6334 0.9975 / 0.9975 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4595 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 130.04 I
 I VELOCITY FT/SEC 1.62 5.16 I
 I DP/SHELL PSI 3.00 11.94 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00124 REQD) 0.00200 I
 I-----I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 105.42 (114.60 REQD) CLEAN 203.36 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 50.421 MTD(CORRECTED) 18.6 FT 0.964 I
 I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 4 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 31.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 10.0 23.3 I
 I-----I

I TUBE: NUMBER 5048 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 25.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 22.00/ 16.00/ 22.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 345.7 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 25901.2 FULL OF WATER 172844.5 BUNDLE 102000.3 I
 I-----I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 300	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES I
I AREA/UNIT	23634. FT2	(25692. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S16		S14 I		
I FEED STREAM NAME I					
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.028 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	600177.01		34306.00 I		
I PRANDTL NUMBER	3.050		4.510 I		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/ I		
I VAPOR	13.813 /		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.343 / 8.003		70.705 / 69.198 I		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	278.4 (1.000)		1206.0 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE I					
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	37.87	0.00359		I	
I TUBE FILM	11.23	0.00106		I	
I TUBE METAL	2.75	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	48.16	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-8.01	-0.00076		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	96.34	2.89	97.43	11.63 I	
I INLET NOZZLES	1.24	0.04	2.01	0.24 I	
I OUTLET NOZZLES	2.42	0.07	0.57	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	3.00		11.94 I		
I TOTAL /UNIT	3.00		11.94 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I					
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	17	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3761	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	121.2	120.4	102.8	108.8	99.7	97.7	22.7	17.8
2	120.4	119.7	96.9	102.8	97.7	97.0	26.3	22.7
3	119.7	119.0	90.9	96.9	97.0	96.8	29.1	26.3
4	119.0	110.0	90.1	90.9	96.8	96.7	29.8	29.1

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

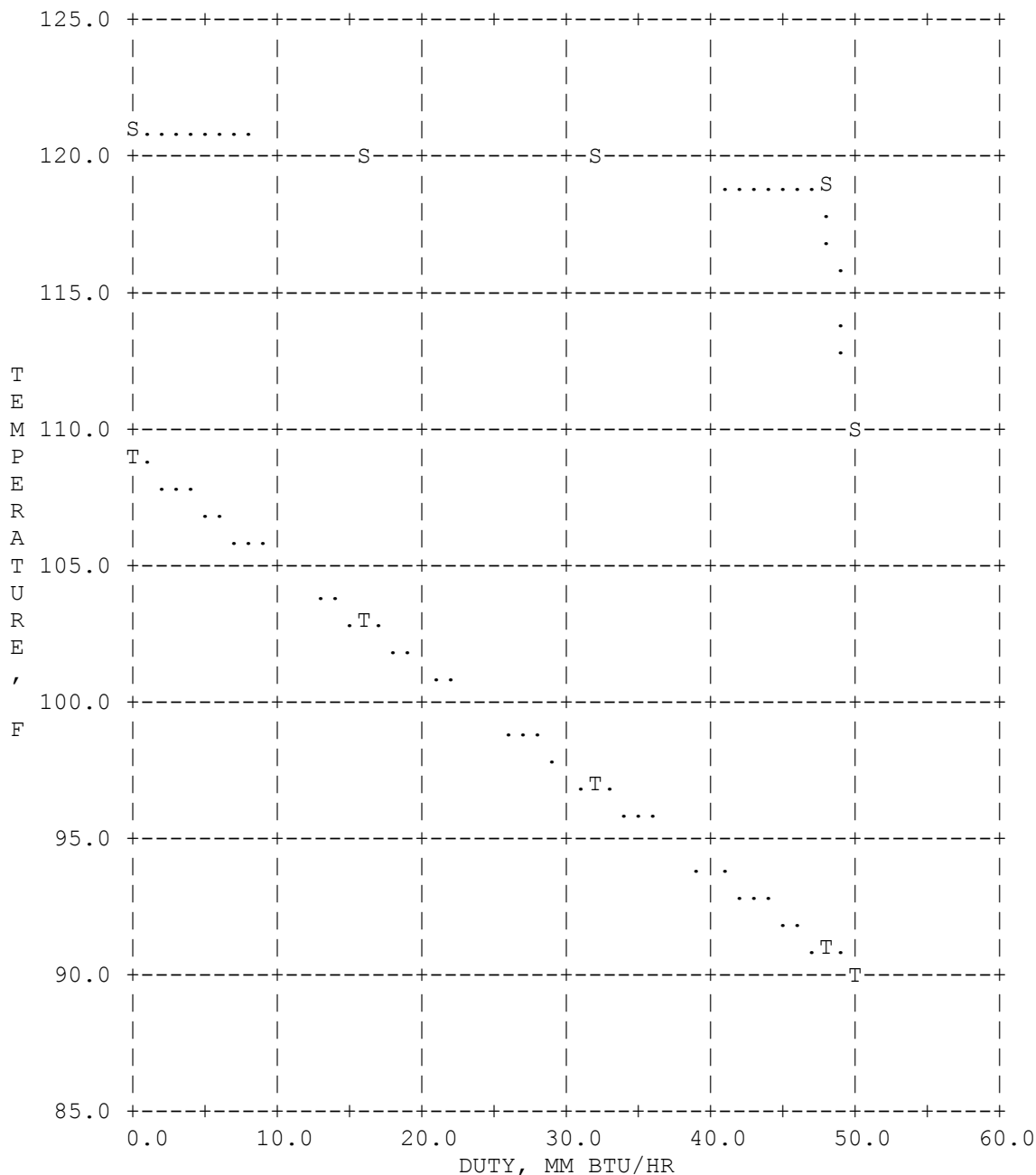
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.005	4.898	269.208	1241.455
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.742	3.563	280.062	1202.412
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.241	2.802	298.872	1163.632
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.012	0.677	248.167	1138.542
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	11.941		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	16.09	31.90	104.40	10781.69	14.82	0.964
2	16.09	31.90	105.62	7860.59	20.09	0.964
3	16.09	31.90	107.77	6106.19	25.35	0.964
4	2.17	4.29	100.13	944.34	23.75	0.964
TOTAL	50.42	100.00		25692.81		
WEIGHTED			105.42		19.31	0.964
OVERALL					15.83	0.964
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02020
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02020

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02020
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.83347

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	111.26460	111.26460
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.97981
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.83347	5.83347
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.85315	32.85313
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.98550E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.09976
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.09976

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.09976
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.66610

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.90024
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.66610	10.66610
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01340	0.01340
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01340
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.98199E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.30045
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00592
 TOTAL, PSI 0.30637

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.30637
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 90.17316

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.93720
PRESSURE, PSIA	192.97981	192.67344
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	89.99338	90.17316
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.12958	2.12533
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.59996E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua-Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22187
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.22187

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22187
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.55021

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.77814
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.55021	15.55021
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01363	0.01363
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01363
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.88143E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.24845
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00981
 TOTAL, PSI 0.25826

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.25826
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 130.49875

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	141.90147	141.85051
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.74174
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	130.12020	130.49875
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.03760	1.03459
FRICTION FACTOR	0.01303	0.01303
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01303
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.31274E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02024
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02024

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02024
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.84478

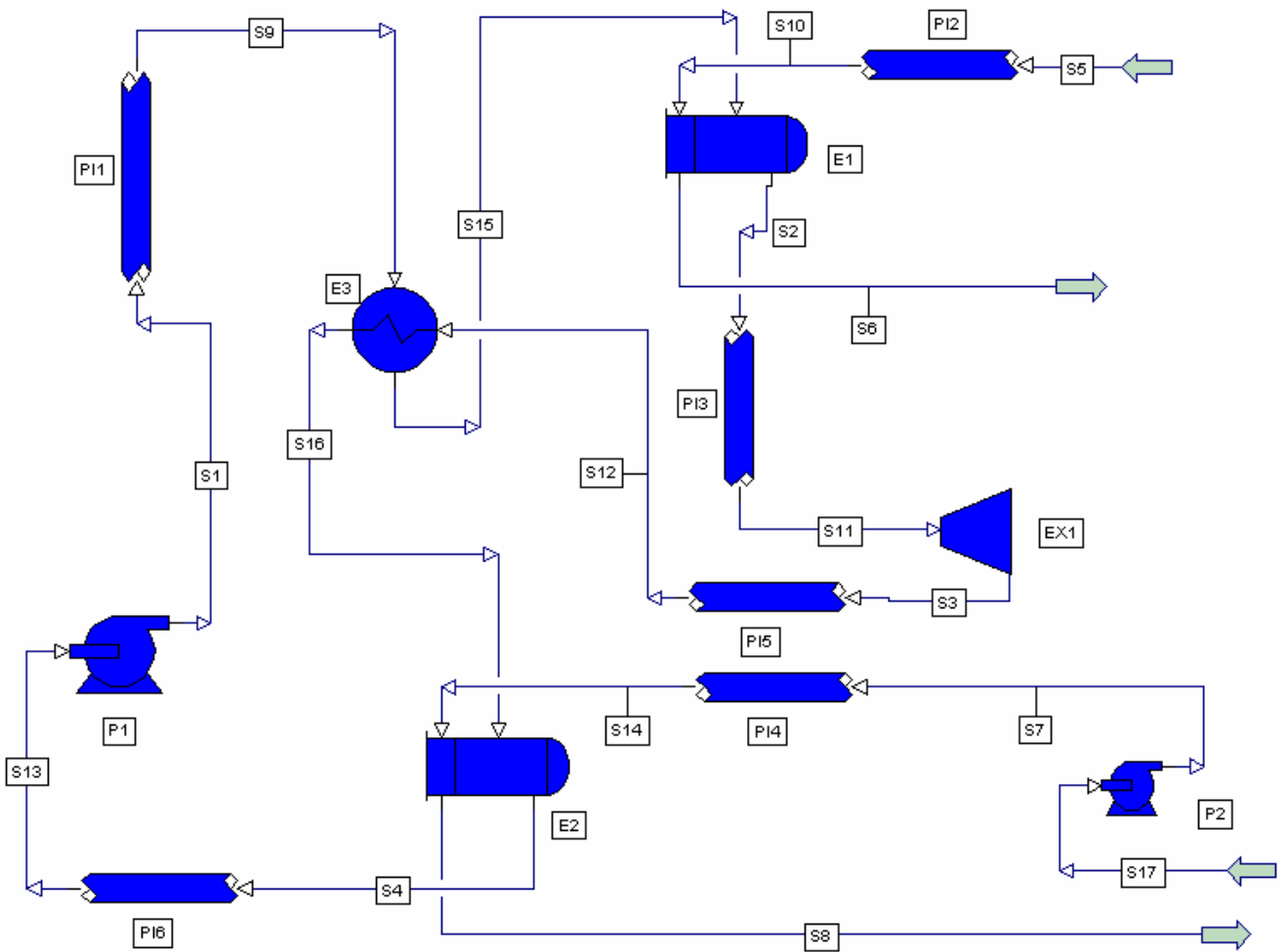
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	96.74174	96.72150
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.84477	5.84478
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.78962	32.78960
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.97050E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180F-1Mw-Isobutano-PR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	138.27	141.87
PRESSURE, PSIA	192.68	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	75.5164	71.2838	71.9187
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.4511	58.4511	58.6140
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.9042		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1240.46
ACTUAL			1054.39

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S13
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.27
PRESSURE, PSIA	96.72	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	11522.0727	11499.9558
ACT FLOW RATE, GPM	1436.5190	1433.7616
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		475.8300
WORK, KW		84.5736

=====

UNIT 12, 'P2', 'Bomba sistema condensacion'

FEEDS S17
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	43513.0668	43513.7744
ACT FLOW RATE, GPM	5425.0089	5425.0971
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		73.7449

=====

UNIT 11, 'E3', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	10.106
F FACTOR (FT)	1.000E-04
MTD, F	1.011E-03
U*A, BTU/HR-F	4.948E+09

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
MIXED PRODUCT		S16
VAPOR, LB-MOL/HR	6500.000	6295.769
M LB/HR	377.806	365.935
CP, BTU/LB-F	0.468	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		204.232
M LB/HR		11.871
CP, BTU/LB-F		0.636
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CONDENSATION, LB-MOL/HR		204.232
TEMPERATURE, F	141.818	121.980
PRESSURE, PSIA	99.744	99.744

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S15
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CP, BTU/LB-F	0.615	0.646
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.274	132.290
PRESSURE, PSIA	204.980	204.980

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	53.2551		
LMTD, F	7.629		
MTD, F	7.250		
F FACTOR, (FT)	0.950		
U*A, BTU/HR-F	7.345E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	80.767	77.695	(REQD)
A, FT ²	94539.139	90943.415	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S15		
PRODUCTS VAPOR		S2	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6500.000	
M LB/HR	N/A	377.806	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.530	
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	N/A	
M LB/HR	377.806	N/A	
CP, BTU/LB-F	0.646	N/A	
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000	
M LB/HR	377.806	377.806	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6500.000	
L/F	1.0000	0.0000	
TEMPERATURE, F	132.290	180.000	
PRESSURE, PSIA	204.980	192.980	

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S10		
PRODUCTS WATER		S6	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
CP, BTU/LB-F	1.004	1.001	
TOTAL, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	190.000	160.504	
PRESSURE, PSIA	29.900	8.936	

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES		I	
I AREA/UNIT	94539.FT2 (90943.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		23634.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S15		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	377806.		1801500.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 377806.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	377806. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1801500. / 1801500.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	132.3 / 180.0		190.0 / 160.5		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 192.98		29.90 / 8.94		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	31.745 /		60.358 / 60.993		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.172		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.106 /		0.320 / 0.393		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0493 /		0.3884 / 0.3817		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6458 /		1.0042 / 1.0007		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5304		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	107.71				I	
I VELOCITY	FT/SEC	1.62		3.51		I	
I DP/SHELL	PSI	3.00		5.24		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00249 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SERVICE		CLEAN		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	80.77 (77.69 REQD)		127.99		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	53.255 MTD(CORRECTED)		7.3 FT 0.950		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	10.0		17.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	23.3		19.3		I	
I-----I		BUNDLE DIAMETER(DOTL)		76.21 IN		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 25.0 FT		I	
I TYPE BARE		PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN					I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1157.0 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	72104.8 FULL OF WATER	894827.9 BUNDLE		102000.3		I	
I-----I						I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	133 - 300	TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	4 SERIES I
I AREA/UNIT	94539. FT2 (90943. FT2 REQUIRED) I				
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S15		S10 I		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	41763.67		44214.28 I		
I PRANDTL NUMBER	3.314		2.201 I		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/ I		
I VAPOR	/		13.813 I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	6.695 /		61.603 / 64.546 I		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	153.6 (1.000)		1231.8 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	52.58	0.00651		I	
I TUBE FILM	8.42	0.00104		I	
I TUBE METAL	2.11	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	36.90	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	3.95	0.00049		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	94.58	2.84	95.52	5.01 I	
I INLET NOZZLES	4.16	0.12	3.24	0.17 I	
I OUTLET NOZZLES	1.26	0.04	1.24	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	3.00		5.24 I		
I TOTAL /UNIT	12.00		20.96 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5183	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	174.7	180.0	190.0	189.4	202.7	193.0	29.9	29.7
2	176.4	174.7	189.4	182.1	202.7	202.7	29.7	28.7
3	178.2	176.4	182.1	174.8	202.7	202.7	28.7	26.5
4	180.0	178.2	174.8	167.4	202.7	202.7	26.5	25.2
5	132.3	180.0	167.4	160.5	205.0	202.7	25.2	24.7

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

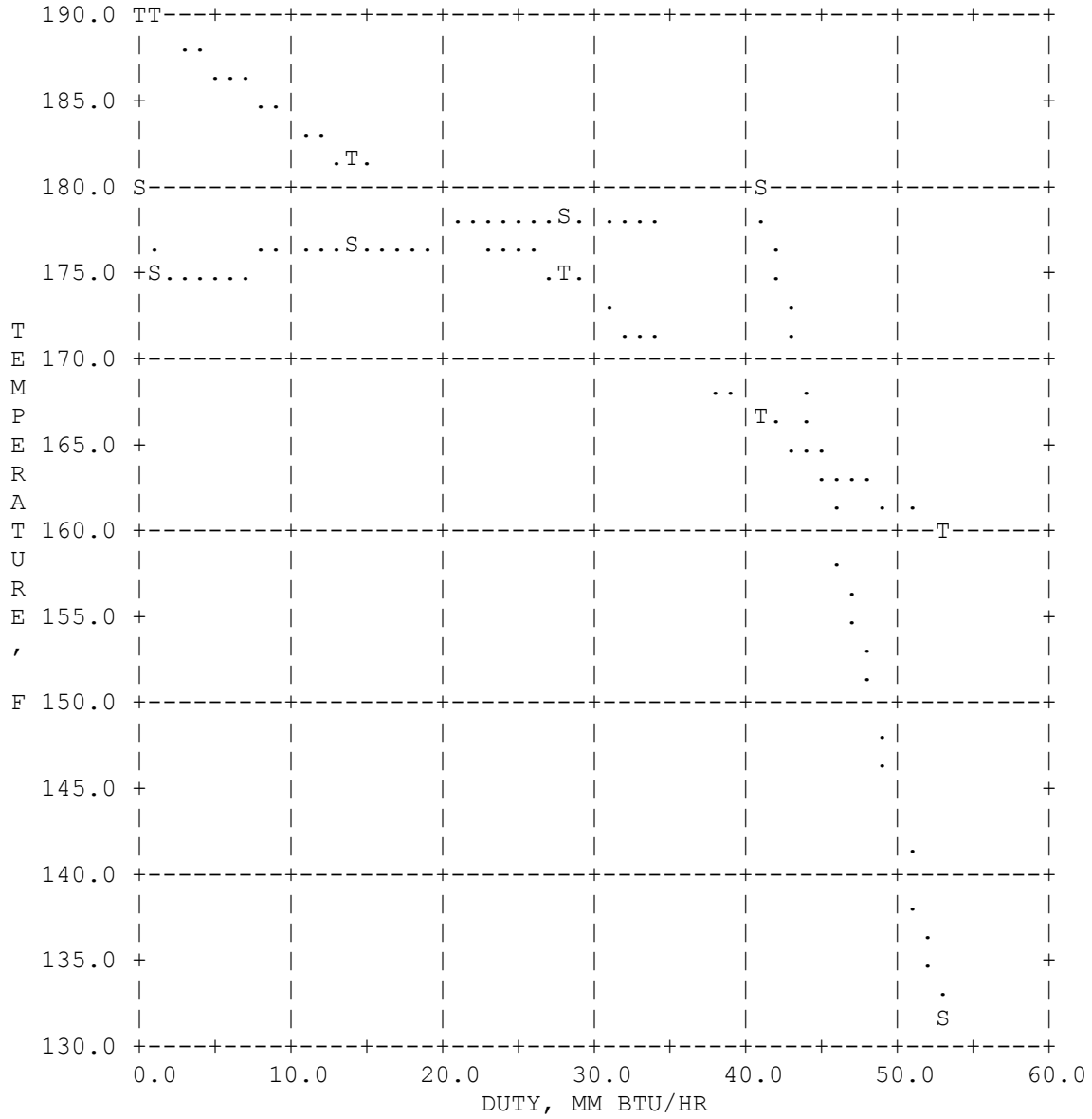
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	9.697	0.234	143.685	1289.418
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.994	152.293	1272.045
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.125	153.395	1240.359
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.354	154.466	1208.308
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	2.303	0.534	156.599	1173.297
TOTAL PRESSURE DROP			12.000	5.241		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	1.07	2.00	78.22	1175.06	12.21	0.950
2	13.23	24.84	80.61	18236.57	9.47	0.950
3	13.23	24.84	80.75	38701.52	4.45	0.950
4	13.23	24.84	80.87	24454.36	7.04	0.950
5	12.50	23.47	81.24	8375.91	19.33	0.950
TOTAL	53.26	100.00		90943.41		
WEIGHTED			80.77		7.63	0.950
OVERALL					17.56	0.950
INSTALLED				94539.14		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	49.9458	
LMTD, F	20.255	
MTD, F	19.538	
F FACTOR, (FT)	0.965	
U*A, BTU/HR-F	2.556E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	105.184	108.161 (REQD)
A, FT ²	23634.785	24303.705 (REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S16	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	6295.769	N/A
M LB/HR	365.935	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	204.232	6500.000
M LB/HR	11.871	377.806
CP, BTU/LB-F	0.636	0.618
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	377.806	377.806
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6295.769
L/F	0.0314	1.0000
TEMPERATURE, F	121.980	110.000
PRESSURE, PSIA	99.744	96.744

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S14	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
CP, BTU/LB-F	0.998	0.997
TOTAL, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	108.624
PRESSURE, PSIA	29.778	17.836

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 300 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
 I AREA/UNIT 23634.FT2 (24303.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 23634.FT2 I
 I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I FEED STREAM ID S16 S14 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 377806. 2702250. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 365935. / / I
 I LIQUID LB/HR 11871. / 377806. I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2702250. / 2702250. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 122.0 / 110.0 90.1 / 108.6 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 99.74 / 96.74 29.78 / 17.84 I
 I-----I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.563 / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 2.007 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 32.160 / 32.790 62.101 / 61.874 I
 I VAPOR LB/FT3 1.101 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP 0.113 / 0.121 0.760 / 0.621 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F 0.0505 / 0.0519 0.3583 / 0.3655 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0109 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F 0.6362 / 0.6182 0.9975 / 0.9975 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4590 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 128.83 I
 I VELOCITY FT/SEC 1.62 5.16 I
 I DP/SHELL PSI 3.00 11.94 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00174 REQD) 0.00200 I
 I-----I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 105.18 (108.16 REQD) CLEAN 202.48 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 49.946 MTD(CORRECTED) 19.5 FT 0.965 I
 I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 4 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 31.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 10.0 23.3 I
 I-----I

I TUBE: NUMBER 5048 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 25.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 22.00/ 16.00/ 22.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 341.8 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 25901.2 FULL OF WATER 172844.5 BUNDLE 102000.3 I
 I-----I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 300	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES I
I AREA/UNIT	23634. FT2	(24303. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S16		S14 I		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.031 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	593417.56		34240.28 I		
I PRANDTL NUMBER	2.973		4.519 I		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/ I		
I VAPOR	13.813 /		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.294 / 8.003		70.705 / 69.213 I		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	276.8 (1.000)		1205.1 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	38.00	0.00361		I	
I TUBE FILM	11.21	0.00107		I	
I TUBE METAL	2.74	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	48.05	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-2.75	-0.00026		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	96.36	2.89	97.43	11.64 I	
I INLET NOZZLES	1.23	0.04	2.01	0.24 I	
I OUTLET NOZZLES	2.42	0.07	0.57	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	3.00		11.94 I		
I TOTAL /UNIT	3.00		11.94 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	17	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3761	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	122.0	121.2	102.7	108.6	99.7	97.8	22.6	17.8
2	121.2	120.5	96.8	102.7	97.8	97.0	26.2	22.6
3	120.5	119.8	90.9	96.8	97.0	96.8	29.1	26.2
4	119.8	110.0	90.1	90.9	96.8	96.7	29.8	29.1

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

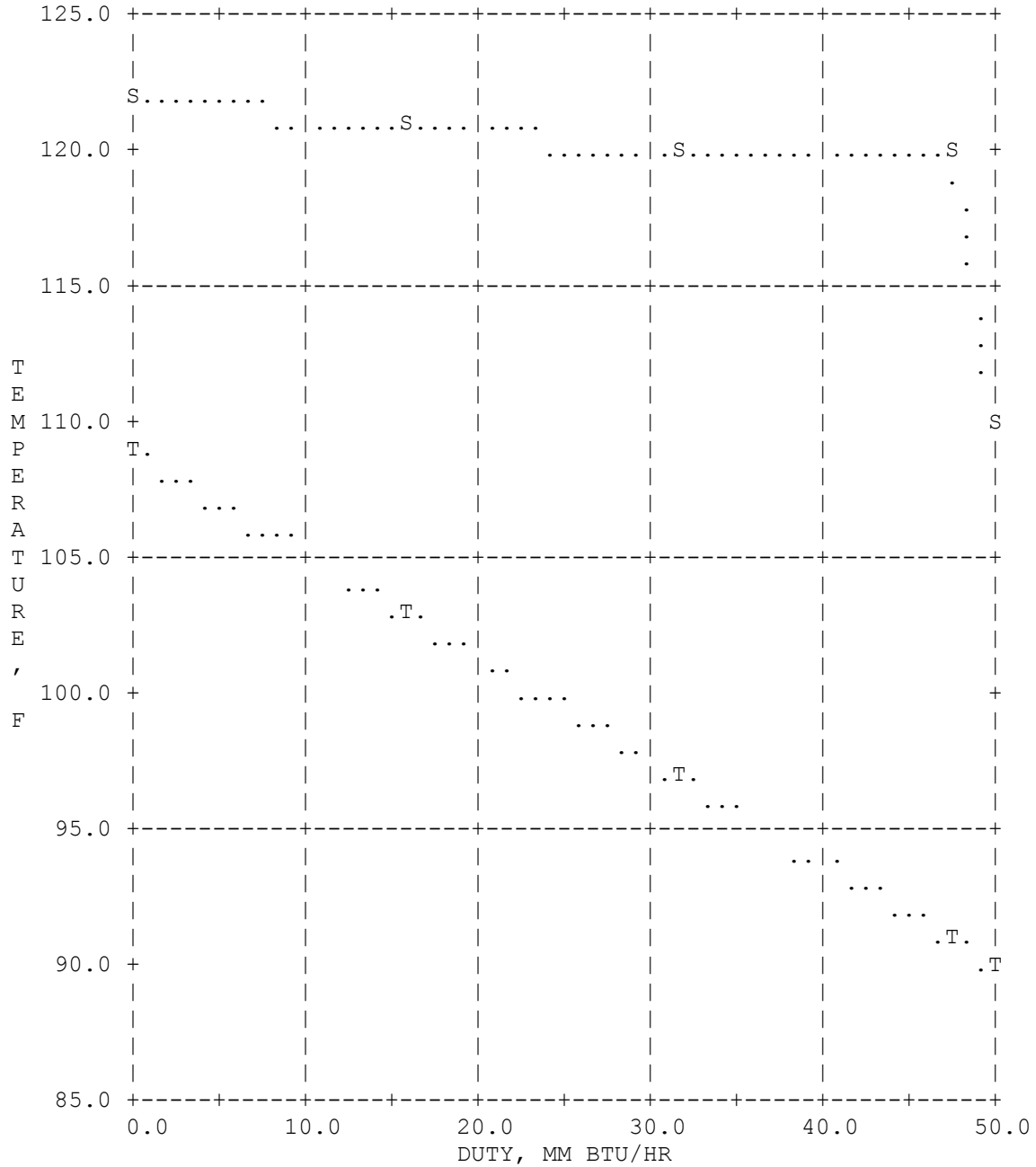
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT2-F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	1.987	4.808	267.743	1240.786
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.750	3.569	278.543	1202.226
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.250	2.840	297.097	1163.932
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.013	0.726	246.069	1138.785
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	11.942		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	15.88	31.80	104.18	10007.59	15.79	0.965
2	15.88	31.80	105.40	7446.85	20.97	0.965
3	15.88	31.80	107.54	5855.28	26.14	0.965
4	2.30	4.61	99.79	993.98	24.08	0.965
TOTAL	49.95	100.00		24303.70		
WEIGHTED			105.18		20.26	0.965
OVERALL					16.41	0.965
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02020
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02020

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02020
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.83356

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	111.27426	111.27426
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.97981
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.83356	5.83356
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.85266	32.85264
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.98562E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.09976
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.09976

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.09976
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.66610

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.90024
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.66610	10.66610
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01340	0.01340
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01340
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.98199E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.29452
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00568
 TOTAL, PSI 0.30020

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.30020
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 88.39167

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.93756
PRESSURE, PSIA	192.97981	192.67961
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	88.21593	88.39167
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.17249	2.16817
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.59996E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua-Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22187
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.22187

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22187
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.55021

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.77814
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.55021	15.55021
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01363	0.01363
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01363
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.88143E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.24601
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00962
 TOTAL, PSI 0.25562

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.25562
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 129.21696

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	141.86894	141.81779
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.74438
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	128.84260	129.21696
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.04789	1.04486
FRICTION FACTOR	0.01303	0.01303
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01303
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.31286E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02024
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02024

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02024
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.84478

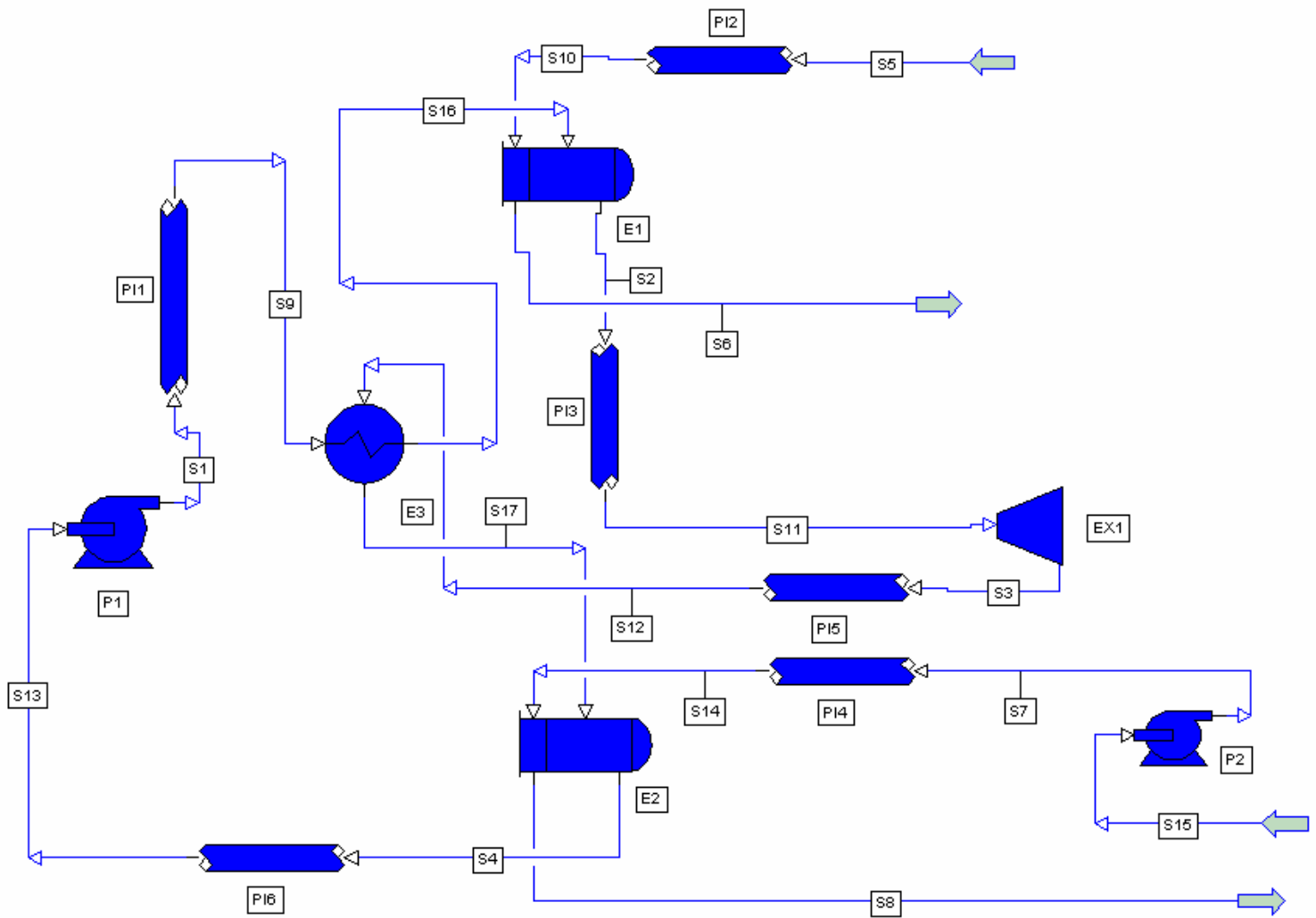
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	96.74438	96.72414
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.84477	5.84478
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.78962	32.78960
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.97050E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180F-1Mw-Mezcla-SRK-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	133.77	137.70
PRESSURE, PSIA	204.00	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	75.0361	70.4369	71.1268
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.5215	58.5215	58.6998
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.7376		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1347.90
ACTUAL			1145.72

PUMP SUMMARY

02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S13
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.27
PRESSURE, PSIA	96.73	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	11487.4665	11465.3122
ACT FLOW RATE, GPM	1432.2044	1429.4424
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		476.2346
WORK, KW		84.3186

=====

UNIT 11, 'P2', 'Bomba sistema condensacion'

FEEDS S15
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	37711.3263	37711.9395
ACT FLOW RATE, GPM	4701.6746	4701.7510
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		63.9123

=====

UNIT 12, 'E3'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	7.560
F FACTOR (FT)	1.000E-04
MTD, F	7.560E-04
U*A, BTU/HR-F	6.614E+09

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
MIXED PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	6500.000	6224.285
M LB/HR	376.347	360.354
CP, BTU/LB-F	0.466	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		275.715
M LB/HR		15.993
CP, BTU/LB-F		0.650
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CONDENSATION, LB-MOL/HR		275.715
TEMPERATURE, F	137.652	120.917
PRESSURE, PSIA	99.745	99.745

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CP, BTU/LB-F	0.630	0.661
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.267	131.857
PRESSURE, PSIA	204.980	204.980

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	53.2461	
LMTD, F	6.905	
MTD, F	6.465	
F FACTOR, (FT)	0.936	
U*A, BTU/HR-F	8.236E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	75.156	72.018 (REQD)
A, FT ²	114362.574	109588.264 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S16	
PRODUCTS VAPOR		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6500.000
M LB/HR	N/A	376.347
CP, BTU/LB-F	N/A	0.541
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	N/A
M LB/HR	376.347	N/A
CP, BTU/LB-F	0.661	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6500.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	131.865	180.000
PRESSURE, PSIA	204.980	204.281
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S10	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	89999.999	89999.999
M LB/HR	1621.350	1621.350
CP, BTU/LB-F	1.004	1.000
TOTAL, LB-MOL/HR	89999.999	89999.999
M LB/HR	1621.350	1621.350
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	190.000	157.227
PRESSURE, PSIA	29.919	9.165

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM ID		S16		S10	
FEED STREAM NAME					
TOTAL FLUID	LB/HR	376347.		1621350.	
VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 376347.		/	
LIQUID	LB/HR	376347. /		/	
STEAM	LB/HR	/		/	
WATER	LB/HR	/		1621350. / 1621350.	
NON CONDENSIBLE	LB/HR				
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	131.9 /	180.0	190.0 /	157.2
PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 /	204.28	29.92 /	9.16
SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 /	1.000
VAP (60F/60F AIR)		/	1.999	/	
DENSITY, LIQUID	LB/FT3	31.738 /		60.358 /	61.058
VAPOR	LB/FT3	/	2.295	/	
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.106 /		0.320 /	0.403
VAPOR	CP	/	0.009	/	
THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0495 /		0.3884 /	0.3808
VAP	BTU/HR-FT-F	/	0.0132	/	
SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6611 /		1.0042 /	1.0003
VAPOR	BTU/LB-F	/	0.5408	/	
LATENT HEAT	BTU/LB	107.67			
VELOCITY	FT/SEC	1.60		3.16	
DP/SHELL	PSI	0.17		5.19	
FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00258 REQD)		0.00200	
TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	75.16 (72.02 REQD)	CLEAN	114.45
HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	53.246	MTD (CORRECTED)	6.5 FT	0.936
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
NUMBER OF PASSES		1		4	
MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
INLET NOZZLE ID	IN	10.0		15.3	
OUTLET NOZZLE ID	IN	21.3		17.3	
TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN	THICK 0.083
TYPE	BARE			IN	LENGTH 30.0 FT
				IN	PITCH 1.0
				IN	PATTERN 30 DEGREES
SHELL: ID	80.00	IN		BUNDLE DIAMETER (DOTL)	76.21
RHO-V2: INLET NOZZLE	1148.4	LB/FT-SEC2			
TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75696.1	FULL OF WATER	1062179.4	BUNDLE	121615.9

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

-----I					
I	EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID	E1	I
I	SIZE	133 - 360	TYPE	AKS HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES
I	AREA/UNIT	14362. FT2	(09588. FT2 REQUIRED)		
-----I					
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE
-----I					
I	FEED STREAM ID		S16		S10
I	FEED STREAM NAME				
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		1.000 / 0.000		1.000 / 1.000
I	REYNOLDS NUMBER		41528.66		39741.93
I	PRANDTL NUMBER		3.373		2.206
I	WATSON K, LIQUID		13.818 /		/
I	VAPOR		/		13.818
I	SURFACE TENSION DYNE/CM		6.699 /		61.603 / 64.861
I	FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F		136.2 (1.000)		1130.9 (1.000)
I	FOULING LAYER THICKNESS IN		0.000		0.000
-----I					
I	THERMAL RESISTANCE				
I	UNITS: (HR-FT2-F/BTU)		(PERCENT)		(ABSOLUTE)
I	SHELL FILM		55.17		0.00734
I	TUBE FILM		8.53		0.00114
I	TUBE METAL		1.96		0.00026
I	TOTAL FOULING		34.33		0.00457
I	ADJUSTMENT		4.36		0.00058
-----I					
I	PRESSURE DROP		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE
I	UNITS: (PSI)		(PERCENT)		(ABSOLUTE)
I	WITHOUT NOZZLES		0.00		0.00
I	INLET NOZZLES		70.92		0.12
I	OUTLET NOZZLES		29.08		0.05
I	TOTAL /SHELL				0.17
I	TOTAL /UNIT				0.70
I	DP SCALER				1.00
-----I					
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				
-----I					
I	TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19 FT
I	TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284
I	THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81 LB/FT3
-----I					
I	BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5039
I	CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997 FT2
I	WINDOW HYD DIA	1.04	IN		
I	TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185 FT2
-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	178.3	180.0	190.0	189.8	204.9	204.3	29.9	29.7
2	178.2	178.3	189.8	181.5	204.9	204.9	29.7	28.4
3	178.1	178.2	181.5	173.1	204.9	204.9	28.4	26.2
4	178.0	178.1	173.1	164.8	204.9	204.9	26.2	25.2
5	131.9	178.0	164.8	157.2	205.0	204.9	25.2	24.7

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

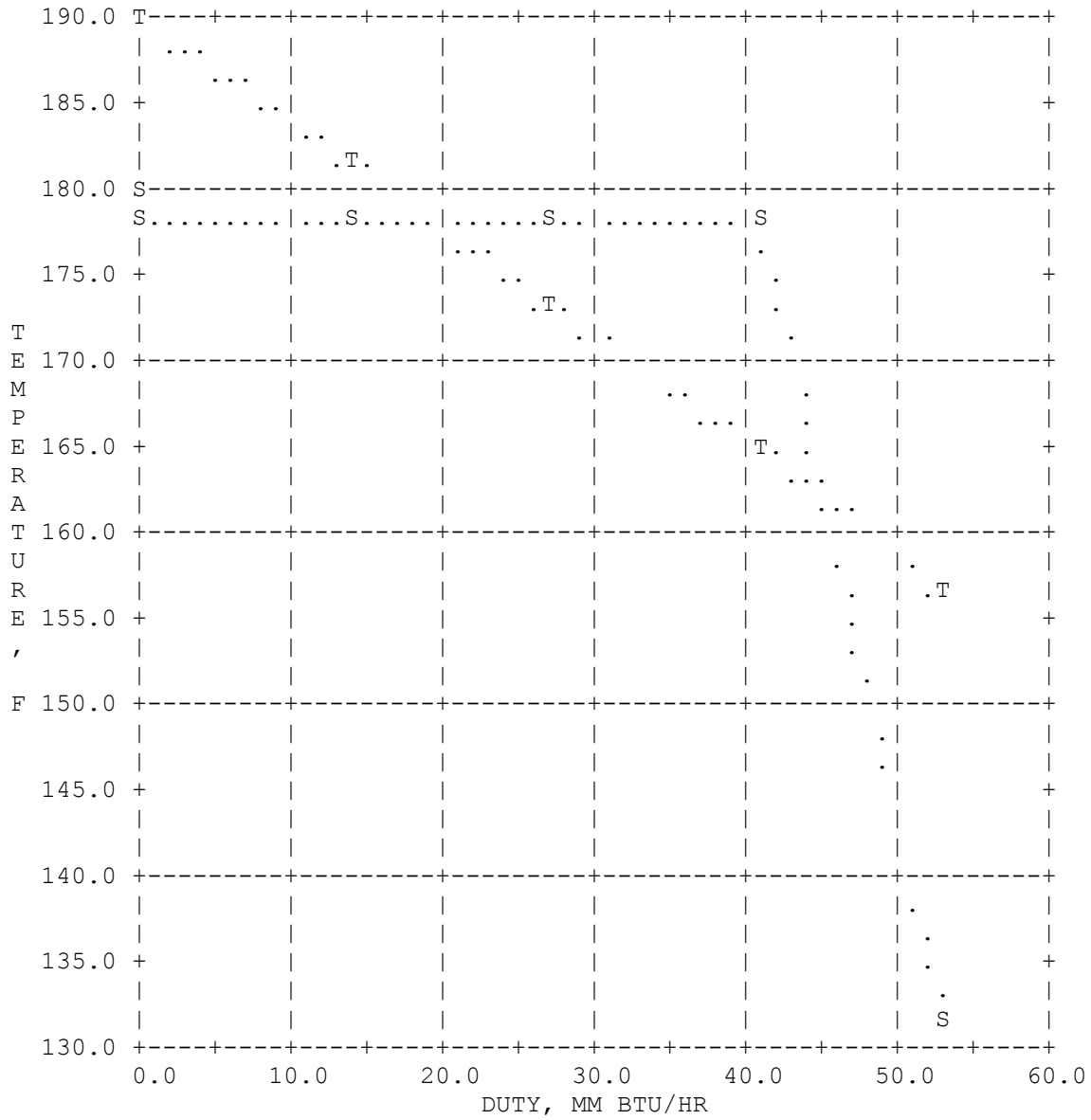
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.575	0.245	146.830	1186.012
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.302	134.271	1169.062
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.127	134.335	1135.625
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.039	134.402	1101.720
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.124	0.476	159.543	1065.972
TOTAL PRESSURE DROP			0.699	5.189		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
			BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F	
1	0.35	0.65	78.60	441.33	10.73	0.936
2	13.54	25.43	74.76	29548.64	6.55	0.936
3	13.54	25.43	74.60	47807.76	4.05	0.936
4	13.54	25.43	74.43	23119.36	8.40	0.936
5	12.28	23.06	81.29	8671.19	18.61	0.936
TOTAL	53.25	100.00		109588.26		
WEIGHTED			75.16		6.90	0.936
OVERALL					16.51	0.936
INSTALLED				114362.57		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	49.6266		
LMTD, F	17.006		
MTD, F	16.141		
F FACTOR, (FT)	0.949		
U*A, BTU/HR-F	3.075E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	104.156	130.085	(REQD)
A, FT ²	23634.785	29518.645	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	6224.285	N/A
M LB/HR	360.354	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	275.715	6500.000
M LB/HR	15.993	376.347
CP, BTU/LB-F	0.650	0.635
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6224.285
L/F	0.0424	1.0000
TEMPERATURE, F	120.917	110.000
PRESSURE, PSIA	99.745	96.745

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S14	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	130000.000	130000.000
M LB/HR	2341.950	2341.950
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	130000.000	130000.000
M LB/HR	2341.950	2341.950
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	111.338
PRESSURE, PSIA	29.832	20.580

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S17		S14	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	376347.		2341950.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	360354. /		/	
I LIQUID	LB/HR	15993. / 376347.		/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		2341950. / 2341950.	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	120.9 / 110.0		90.1 / 111.3	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.75 / 96.75		29.83 / 20.58	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 / 0.563		1.000 / 1.000	
I VAP (60F/60F AIR)		1.999 /		/	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.224 / 32.761		62.101 / 61.836	
I VAPOR	LB/FT3	1.088 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.113 / 0.120		0.760 / 0.604	
I VAPOR	CP	0.008 /		/	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0507 / 0.0520		0.3583 / 0.3664	
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0109 /		/	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6503 / 0.6346		0.9975 / 0.9975	
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4593 /		/	
I LATENT HEAT	BTU/LB	130.57			
I VELOCITY	FT/SEC	1.61		4.47	
I DP/SHELL	PSI	3.00		9.25	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00009 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	104.16 (130.09 REQD)	CLEAN	198.71
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR		49.627	MTD (CORRECTED)	16.1 FT 0.949
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		2		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	31.3		19.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	10.0		21.3	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN	THICK 0.083
I TYPE BARE				IN	LENGTH 25.0 FT
I SHELL: ID	80.00	IN			PITCH 1.0
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	22.00/	16.00/ 22.00, SINGLE
I RHO-V2: INLET NOZZLE	339.5	LB/FT-SEC2			
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	25901.2	FULL OF WATER	172844.5	BUNDLE	102000.3

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 300	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES I
I AREA/UNIT	23634. FT2	(29518. FT2 REQUIRED)			I
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S14 I		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.042 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	608228.78		30303.71 I		
I PRANDTL NUMBER	3.029		4.420 I		
I WATSON K, LIQUID	13.811 / 13.818		/ I		
I VAPOR	13.818 /		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.370 / 7.983		70.705 / 68.986 I		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	278.6 (1.000)		1085.9 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	37.38	0.00359		I	
I TUBE FILM	12.32	0.00118		I	
I TUBE METAL	2.72	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	47.58	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-19.93	-0.00191		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	96.38	2.89	97.27	9.00 I	
I INLET NOZZLES	1.22	0.04	1.94	0.18 I	
I OUTLET NOZZLES	2.40	0.07	0.79	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	3.00		9.25 I		
I TOTAL /UNIT	3.00		9.25 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	17	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3761	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	120.9	119.9	104.5	111.3	99.7	97.7	24.6	20.6
2	119.9	118.9	97.7	104.5	97.7	97.0	27.3	24.6
3	118.9	117.9	90.9	97.7	97.0	96.8	29.4	27.3
4	117.9	110.0	90.1	90.9	96.8	96.7	29.8	29.4

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

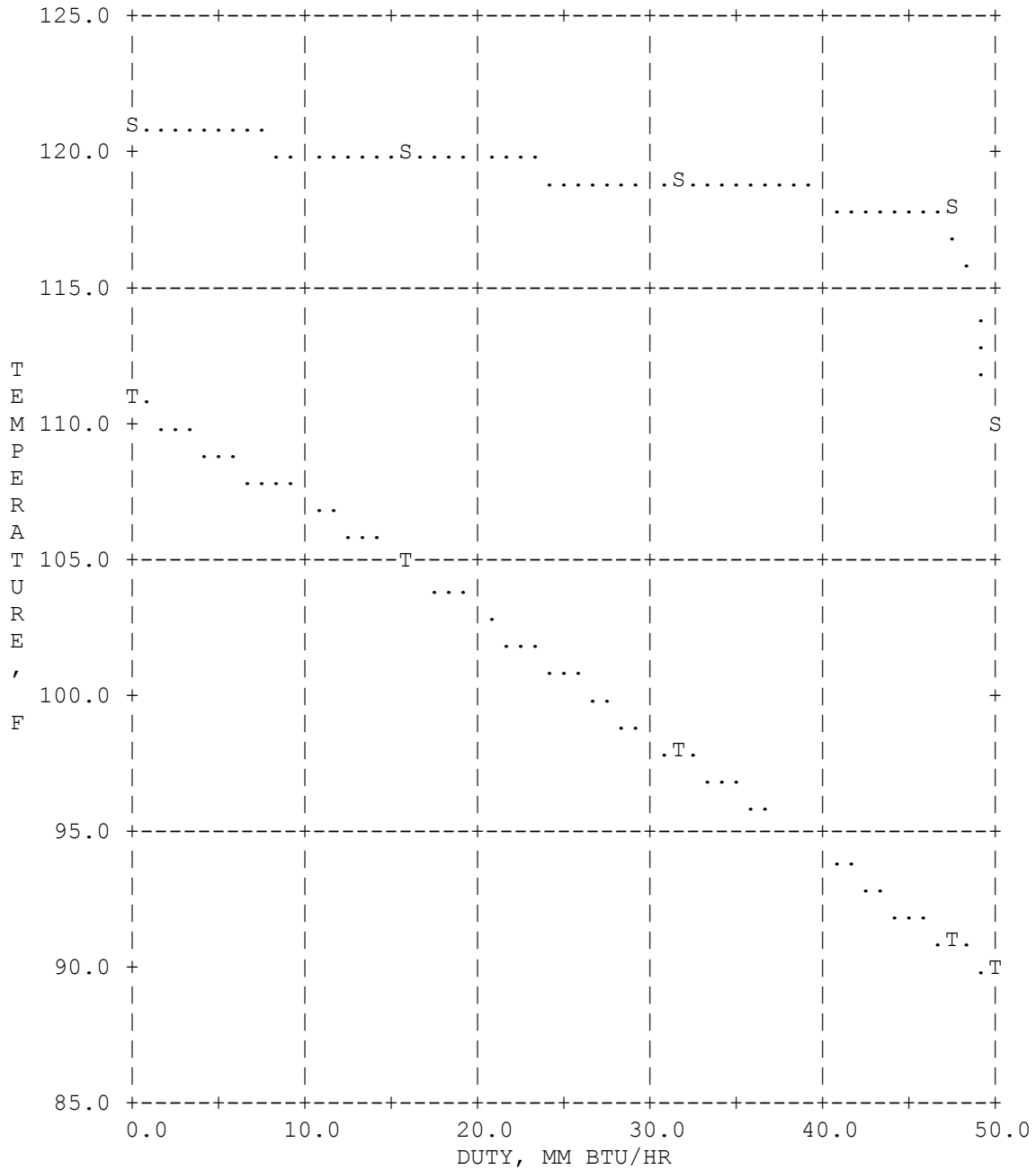
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.070	4.065	269.300	1119.734
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.700	2.700	281.220	1080.070
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.221	2.032	299.851	1040.753
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.010	0.455	248.003	1015.937
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	9.252		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	15.90	32.05	103.20	13243.46	12.26	0.949
2	15.90	32.05	104.45	8838.07	18.15	0.949
3	15.90	32.05	106.40	6559.44	24.01	0.949
4	1.92	3.86	98.76	877.67	23.29	0.949
TOTAL	49.63	100.00		29518.65		
WEIGHTED			104.16		17.01	0.949
OVERALL					14.12	0.949
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02006
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02006

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02006
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.81599

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	111.26706	111.26706
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.97995
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.81598	5.81599
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.82469	32.82467
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.98586E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.08107
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.08107

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.08107
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 9.59949

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.91893
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	9.59949	9.59949
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01345	0.01345
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01345
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.68379E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.27658
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00472
 TOTAL, PSI 0.28130

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.28130
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 83.32005

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.94042
PRESSURE, PSIA	204.28111	203.99981
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	83.17295	83.32005
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.29531	2.29126
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.58808E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua-Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.16775
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.16775

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.16775
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 13.47685

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.83225
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	13.47685	13.47685
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01372	0.01372
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01372
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.63058E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.24506
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00954
 TOTAL, PSI 0.25460

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.25460
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 129.21481

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	137.70340	137.65212
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.74541
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	128.84445	129.21481
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.04383	1.04084
FRICTION FACTOR	0.01303	0.01303
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01303
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.31753E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02010
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02010

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02010
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.82722

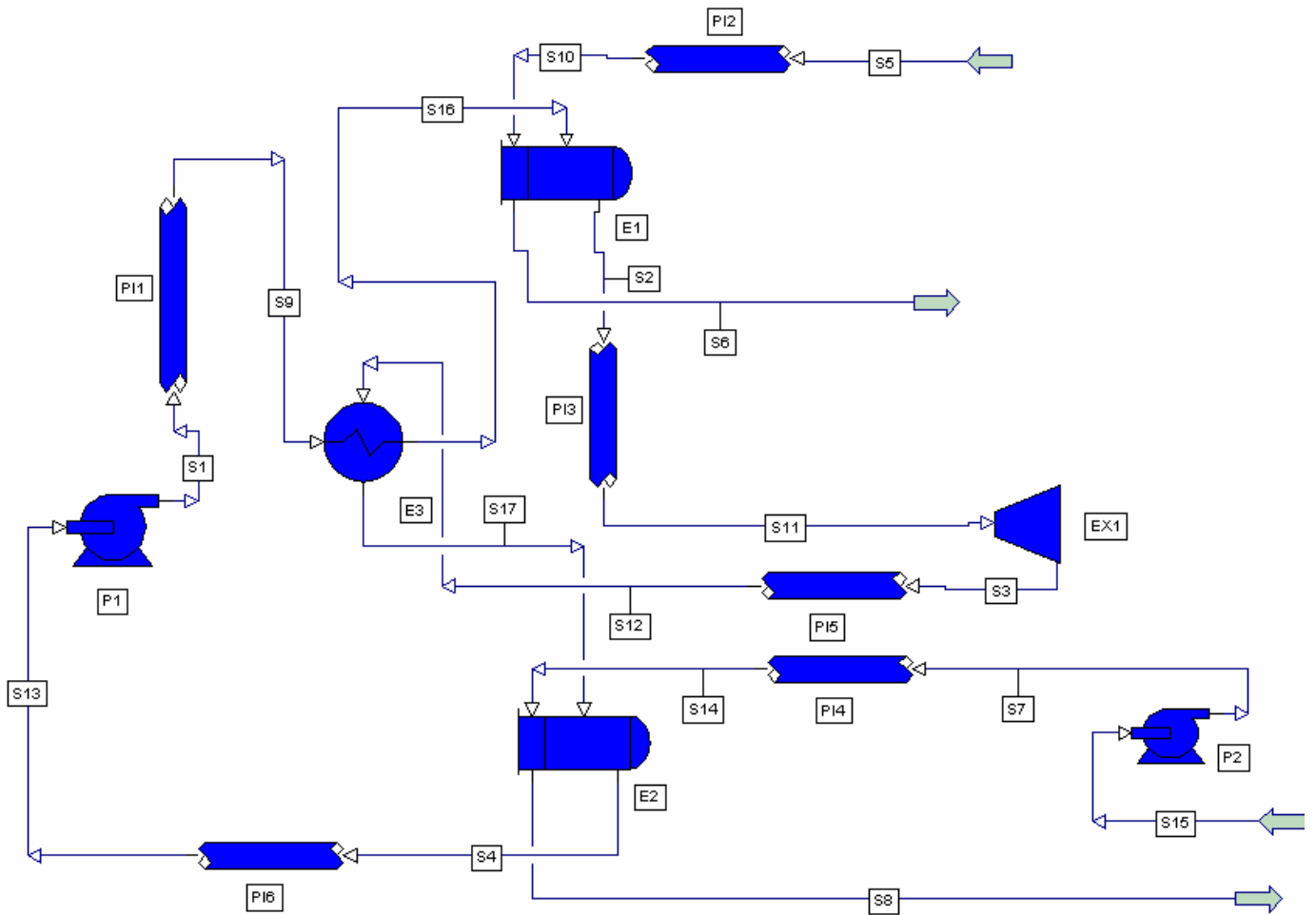
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	96.74541	96.72531
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.82722	5.82722
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.76141	32.76139
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.97081E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180F-1Mw-Mezcla-PR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	133.78	137.66
PRESSURE, PSIA	204.01	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	74.9262	70.3941	71.0739
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.5275	58.5275	58.7032
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.6793		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1328.22
ACTUAL			1128.99

PUMP SUMMARY

02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S13
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.28
PRESSURE, PSIA	96.73	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	11487.4654	11465.4713
ACT FLOW RATE, GPM	1432.2043	1429.4622
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		476.2231
WORK, KW		84.3166

=====

UNIT 11, 'P2', 'Bomba sistema condensacion'

FEEDS S15
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	37711.3263	37711.9395
ACT FLOW RATE, GPM	4701.6746	4701.7510
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		63.9123

=====

UNIT 12, 'E3'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	7.582
F FACTOR (FT)	1.000E-04
MTD, F	7.582E-04
U*A, BTU/HR-F	6.594E+09

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
MIXED PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	6500.000	6201.115
M LB/HR	376.347	359.010
CP, BTU/LB-F	0.466	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		298.885
M LB/HR		17.338
CP, BTU/LB-F		0.636
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CONDENSATION, LB-MOL/HR		298.885
TEMPERATURE, F	137.613	121.747
PRESSURE, PSIA	99.748	99.748

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CP, BTU/LB-F	0.616	0.647
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.276	132.332
PRESSURE, PSIA	204.980	204.980

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	52.7178	
LMTD, F	6.557	
MTD, F	6.145	
F FACTOR, (FT)	0.937	
U*A, BTU/HR-F	8.578E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	74.378	75.011 (REQD)
A, FT ²	114362.574	115336.183 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S16	
PRODUCTS VAPOR		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6500.000
M LB/HR	N/A	376.347
CP, BTU/LB-F	N/A	0.540
LIQUID, LB-MOL/HR	6500.000	N/A
M LB/HR	376.347	N/A
CP, BTU/LB-F	0.647	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6500.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	132.332	180.000
PRESSURE, PSIA	204.980	204.285
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S10	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	89999.999	89999.999
M LB/HR	1621.350	1621.350
CP, BTU/LB-F	1.004	1.000
TOTAL, LB-MOL/HR	89999.999	89999.999
M LB/HR	1621.350	1621.350
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	190.000	157.552
PRESSURE, PSIA	29.919	9.185

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES		I	
I AREA/UNIT	114362.FT2 (115336.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		28590.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	376347.		1621350.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 376347.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	376347. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1621350. / 1621350.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	132.3 / 180.0		190.0 / 157.6		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 204.29		29.92 / 9.19		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 1.999		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	31.712 /		60.358 / 61.052		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.345		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.106 /		0.320 / 0.402		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0494 /		0.3884 / 0.3809		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6472 /		1.0042 / 1.0004		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5397		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	107.06				I	
I VELOCITY	FT/SEC	1.60		3.16		I	
I DP/SHELL	PSI	0.17		5.18		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00189 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SERVICE		CLEAN		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	74.38 (75.01 REQD)		112.66		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	52.718 MTD (CORRECTED)		6.1 FT 0.937		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	10.0		15.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	21.3		17.3		I	
I-----I		BUNDLE DIAMETER (DOTL)		76.21 IN		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 30.0 FT		I	
I TYPE	BARE	PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN					I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1149.3 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75696.1 FULL OF WATER	1062179.4 BUNDLE		121615.9		I	
I-----I						I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I				
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID	E1	I
I SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES	I
I AREA/UNIT	14362. FT2 (15336. FT2 REQUIRED)			I
I-----I				
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I
I-----I				
I FEED STREAM ID		S16	S10	I
I FEED STREAM NAME				I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		1.000 / 0.000	1.000 / 1.000	I
I REYNOLDS NUMBER		41695.78	39957.47	I
I PRANDTL NUMBER		3.300	2.193	I
I WATSON K, LIQUID		13.818 /	/	I
I VAPOR		/	13.818	I
I SURFACE TENSION DYNE/CM		6.672 /	61.603 / 64.830	I
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F		133.6 (1.000)	1134.2 (1.000)	I
I FOULING LAYER THICKNESS IN		0.000	0.000	I
I-----I				
I THERMAL RESISTANCE				I
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I
I SHELL FILM	55.66	0.00748		I
I TUBE FILM	8.42	0.00113		I
I TUBE METAL	1.94	0.00026		I
I TOTAL FOULING	33.98	0.00457		I
I ADJUSTMENT	-0.84	-0.00011		I
I-----I				
I PRESSURE DROP		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT) (ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	94.08 4.88	I
I INLET NOZZLES	71.37	0.12	4.34 0.23	I
I OUTLET NOZZLES	28.63	0.05	1.57 0.08	I
I TOTAL /SHELL		0.17	5.18	I
I TOTAL /UNIT		0.69	20.74	I
I DP SCALER		1.00	1.00	I
I-----I				
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL				I
I-----I				
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH 28.19	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN) 1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY 490.81	LB/FT3 I
I-----I				
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW 5039	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA 2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN		I
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA 0.185	FT2 I
I-----I				

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	179.3	180.0	190.0	189.9	204.9	204.3	29.9	29.7
2	179.2	179.3	189.9	181.6	204.9	204.9	29.7	28.2
3	179.1	179.2	181.6	173.3	204.9	204.9	28.2	26.1
4	179.0	179.1	173.3	165.1	204.9	204.9	26.1	25.2
5	132.3	179.0	165.1	157.6	205.0	204.9	25.2	24.7

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

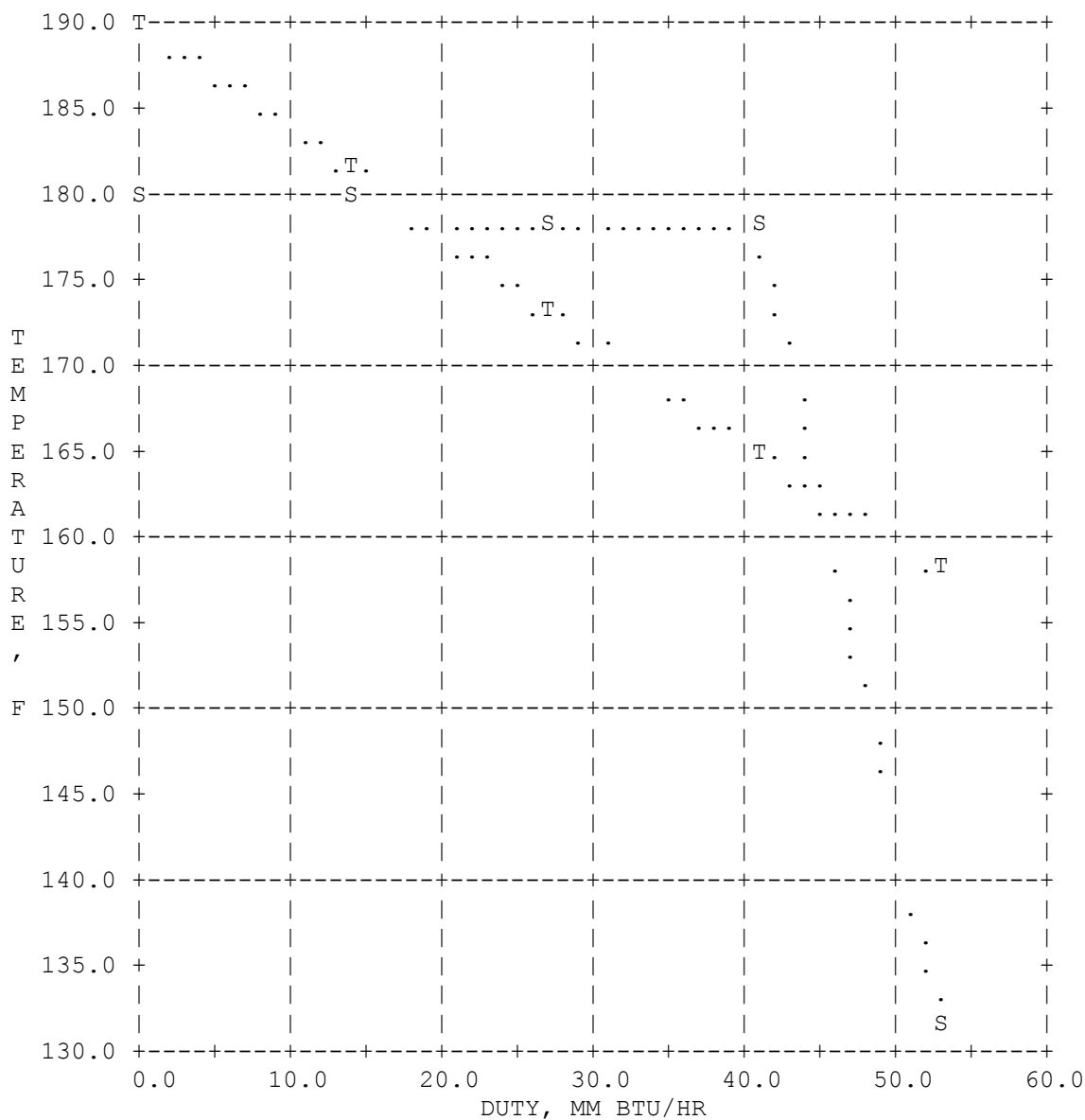
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.571	0.233	146.685	1186.329
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.466	131.762	1169.795
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.136	131.821	1136.541
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.902	131.883	1102.822
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.124	0.447	158.474	1067.311
TOTAL PRESSURE DROP			0.695	5.184		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	0.14	0.26	78.56	182.78	10.30	0.937
2	13.46	25.54	73.98	35034.37	5.54	0.937
3	13.46	25.54	73.83	50550.39	3.85	0.937
4	13.46	25.54	73.66	21125.91	9.23	0.937
5	12.19	23.11	81.02	8442.73	19.01	0.937
TOTAL	52.72	100.00		115336.18		
WEIGHTED			74.38		6.56	0.937
OVERALL					16.45	0.937
INSTALLED				114362.57		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	49.1537	
LMTD, F	18.017	
MTD, F	17.128	
F FACTOR, (FT)	0.951	
U*A, BTU/HR-F	2.870E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	103.891	121.423 (REQD)
A, FT ²	23634.785	27623.261 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	6201.115	N/A
M LB/HR	359.010	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	298.885	6500.000
M LB/HR	17.338	376.347
CP, BTU/LB-F	0.636	0.619
TOTAL, LB-MOL/HR	6500.000	6500.000
M LB/HR	376.347	376.347
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6201.115
L/F	0.0460	1.0000
TEMPERATURE, F	121.747	110.000
PRESSURE, PSIA	99.748	96.748
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S14	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	130000.000	130000.000
M LB/HR	2341.950	2341.950
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	130000.000	130000.000
M LB/HR	2341.950	2341.950
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	111.135
PRESSURE, PSIA	29.832	20.577

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 300 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
 I AREA/UNIT 23634.FT2 (27623.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 23634.FT2 I
 I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I FEED STREAM ID S17 S14 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 376347. 2341950. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 359010. / / I
 I LIQUID LB/HR 17338. / 376347. / I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2341950. / 2341950. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 121.7 / 110.0 90.1 / 111.1 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 99.75 / 96.75 29.83 / 20.58 I
 I-----I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.563 / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 1.999 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 32.180 / 32.761 62.101 / 61.839 I
 I VAPOR LB/FT3 1.097 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP 0.113 / 0.120 0.760 / 0.605 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F 0.0506 / 0.0520 0.3583 / 0.3664 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0109 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F 0.6362 / 0.6193 0.9975 / 0.9975 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4589 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 129.35 I
 I VELOCITY FT/SEC 1.61 4.47 I
 I DP/SHELL PSI 3.00 9.25 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00061 REQD) 0.00200 I
 I-----I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 103.89 (121.42 REQD) CLEAN 197.74 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 49.154 MTD(CORRECTED) 17.1 FT 0.951 I
 I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 4 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 31.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 10.0 21.3 I
 I-----I

I TUBE: NUMBER 5048 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 25.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 22.00/ 16.00/ 22.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 335.7 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 25901.2 FULL OF WATER 172844.5 BUNDLE 102000.3 I
 I-----I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 300	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES
I AREA/UNIT	23634. FT2	(27623. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S14		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.046 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	599644.76		30226.81		
I PRANDTL NUMBER	2.961		4.433		
I WATSON K, LIQUID	13.811 / 13.818		/		
I VAPOR	13.818 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.322 / 7.983		70.705 / 69.003		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	276.8 (1.000)		1084.8 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	37.53	0.00361		I	
I TUBE FILM	12.30	0.00118		I	
I TUBE METAL	2.71	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	47.46	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-14.44	-0.00139		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	
I WITHOUT NOZZLES	96.39	2.89	97.27	9.00	
I INLET NOZZLES	1.21	0.04	1.94	0.18	
I OUTLET NOZZLES	2.40	0.07	0.79	0.07	
I TOTAL /SHELL	3.00		9.25		
I TOTAL /UNIT	3.00		9.25		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81 LB/FT3	
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	17	
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3761	
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997 FT2	
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185 FT2	
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	121.7	120.7	104.4	111.1	99.7	97.7	24.5	20.6
2	120.7	119.7	97.7	104.4	97.7	97.0	27.3	24.5
3	119.7	118.7	91.0	97.7	97.0	96.8	29.3	27.3
4	118.7	110.0	90.1	91.0	96.8	96.7	29.8	29.3

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

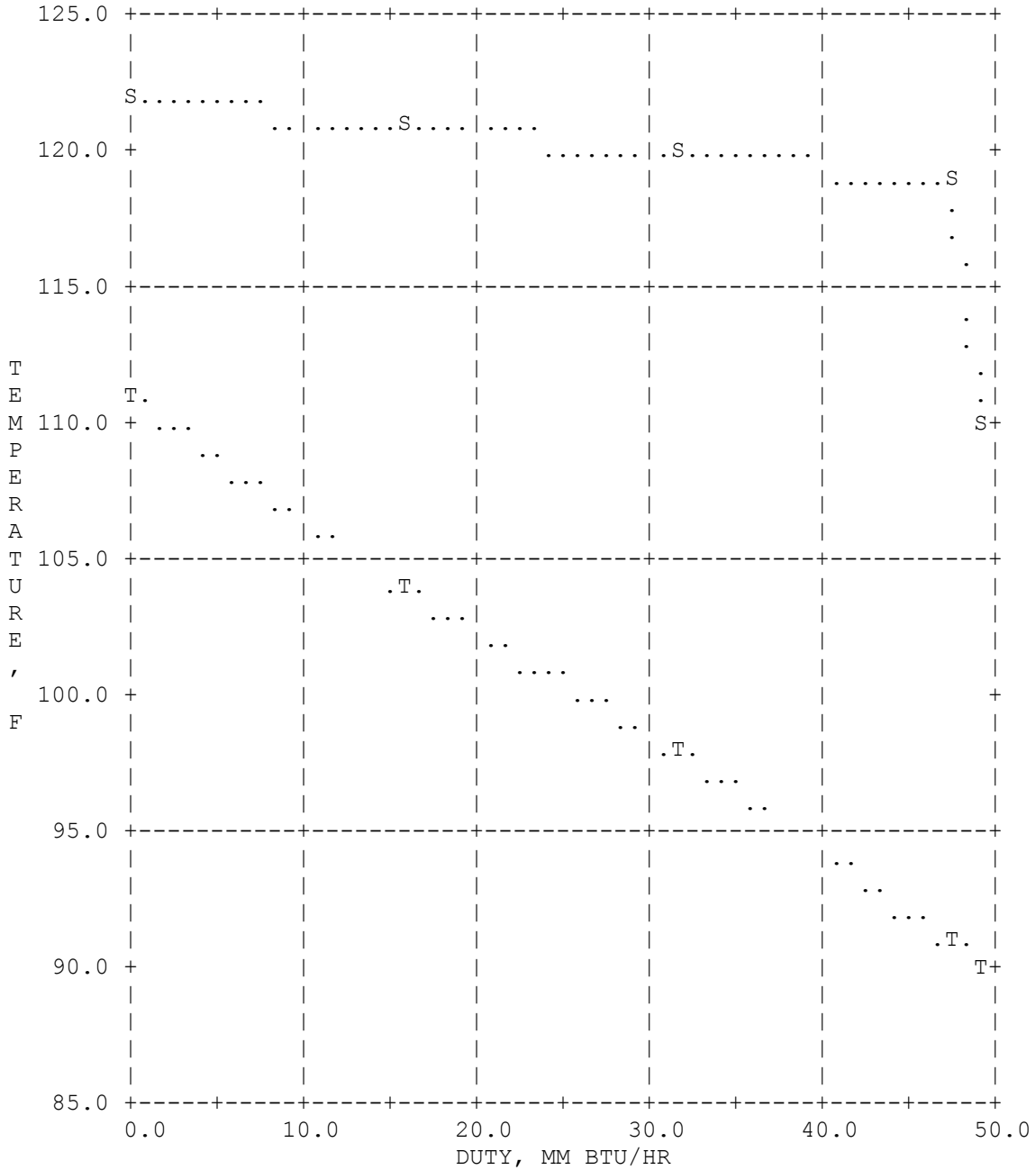
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.044	3.968	267.762	1119.047
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.715	2.718	279.240	1079.884
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.230	2.078	297.414	1041.073
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.011	0.491	245.896	1016.185
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	9.255		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	15.70	31.94	102.97	12089.84	13.27	0.951
2	15.70	31.94	104.17	8324.56	19.04	0.951
3	15.70	31.94	106.10	6277.92	24.79	0.951
4	2.06	4.19	98.43	930.95	23.62	0.951
TOTAL	49.15	100.00		27623.26		
WEIGHTED			103.89		18.02	0.951
OVERALL					14.78	0.951
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02006
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02006

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02006
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.81607

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	111.27598	111.27598
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.97995
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.81606	5.81607
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.82424	32.82421
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.98597E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.08107
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.08107

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.08107
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 9.59949

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.91893
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	9.59949	9.59949
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01345	0.01345
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01345
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.68379E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.27070
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00452
 TOTAL, PSI 0.27522

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.27522
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 81.54823

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.94080
PRESSURE, PSIA	204.28543	204.01021
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	81.40469	81.54823
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.34517	2.34104
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.58808E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua-Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.16775
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.16775

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.16775
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 13.47685

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.83225
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	13.47685	13.47685
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01372	0.01372
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01372
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.63058E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.24264
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00935
 TOTAL, PSI 0.25198

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.25198
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 127.93802

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	137.66431	137.61286
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.74802
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	127.57178	127.93802
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.05424	1.05123
FRICTION FACTOR	0.01303	0.01303
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01303
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.31768E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.02010
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.02010

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.02010
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.82722

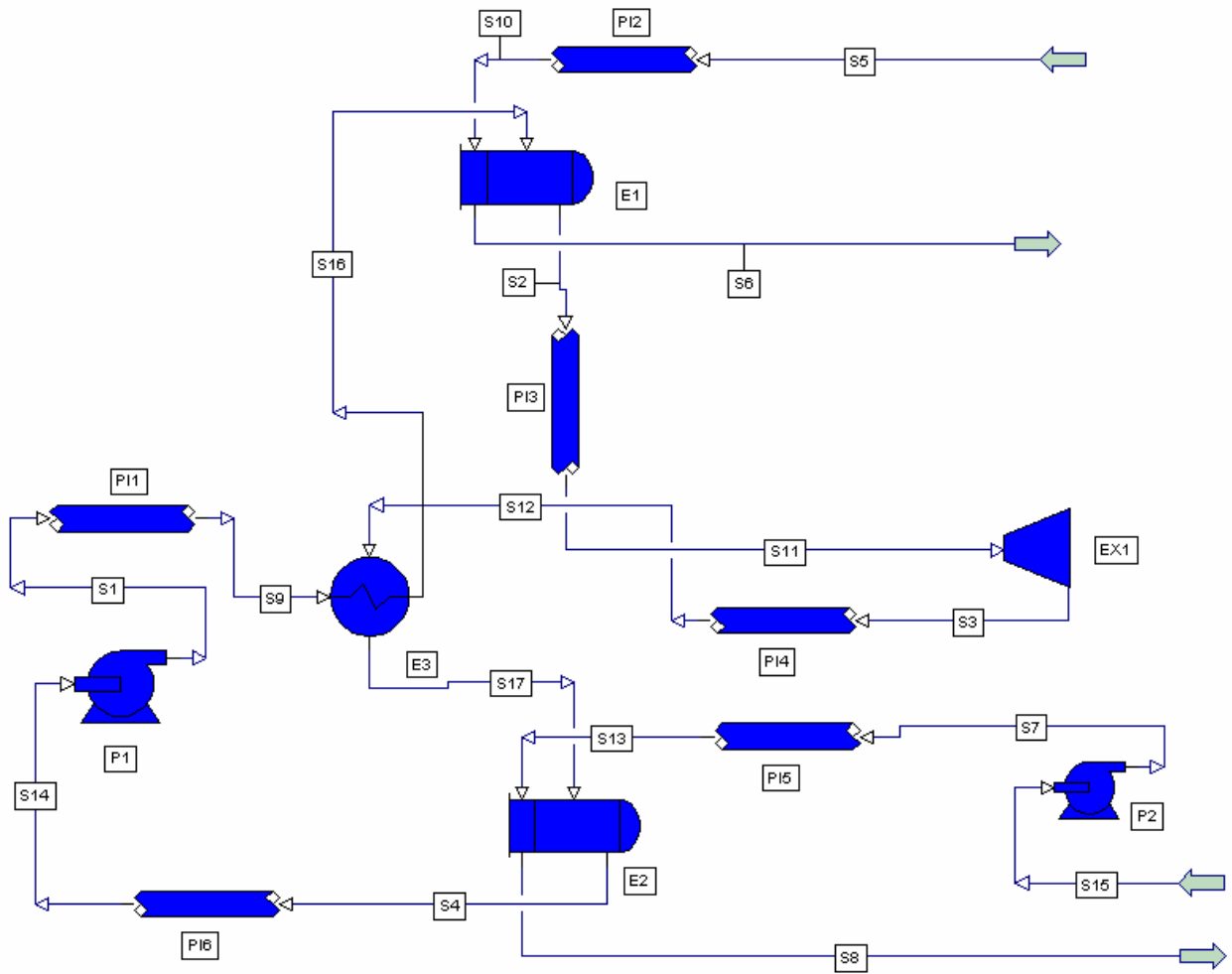
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	96.74802	96.72792
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.82722	5.82722
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.76141	32.76139
FRICTION FACTOR	0.01399	0.01399
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01399
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.97081E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180-F-1.5Mw-Isobutano-SRK-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	136.77	140.38
PRESSURE, PSIA	203.79	105.00	105.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	115.6183	109.0547	110.0393
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.2480	58.2481	58.4126
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	4.2088		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1923.59
ACTUAL			1635.05

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S14
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.16
PRESSURE, PSIA	102.63	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	17584.8461	17553.9919
ACT FLOW RATE, GPM	2192.3977	2188.5509
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		446.2839
WORK, KW		122.0340

=====

UNIT 11, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S15
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	43513.0668	43513.7744
ACT FLOW RATE, GPM	5425.0089	5425.0971
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		73.7449

=====

UNIT 12, 'E3', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	3.000
LMTD, F	24.496
F FACTOR (FT)	0.974
MTD, F	23.865
U*A, BTU/HR-F	125710.419

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
VAPOR PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CP, BTU/LB-F	0.470	0.465
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	140.310	129.266
PRESSURE, PSIA	104.642	104.642

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CP, BTU/LB-F	0.622	0.633
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.155	114.376
PRESSURE, PSIA	204.981	204.981

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	88.5706		
LMTD, F	7.454		
MTD, F	7.206		
F FACTOR, (FT)	0.967		
U*A, BTU/HR-F	1.229E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	84.421	84.719	(REQD)
A, FT ²	145077.126	145588.524	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S16		
PRODUCTS VAPOR		S2	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	10000.000	
M LB/HR	N/A	581.240	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.541	
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	N/A	
M LB/HR	581.240	N/A	
CP, BTU/LB-F	0.633	N/A	
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000	
M LB/HR	581.240	581.240	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		10000.000	
L/F	1.0000	0.0000	
TEMPERATURE, F	114.376	180.000	
PRESSURE, PSIA	204.981	204.061	

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S10		
PRODUCTS WATER		S6	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996	
M LB/HR	2522.100	2522.100	
CP, BTU/LB-F	1.004	1.000	
TOTAL, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996	
M LB/HR	2522.100	2522.100	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	190.000	154.950	
PRESSURE, PSIA	29.881	4.974	

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 5 SERIES		I	
I AREA/UNIT	145077.FT2 (145588.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		29015.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	581240.		2522100.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 581240.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	581240. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		2522100. / 2522100.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	114.4 / 180.0		190.0 / 154.9		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 204.06		29.88 / 4.97		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.694 /		60.358 / 61.103		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.306		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.118 /		0.320 / 0.410		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0514 /		0.3884 / 0.3802		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6334 /		1.0042 / 1.0001		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5412		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	107.19				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.40		3.63		I	
I DP/SHELL	PSI	0.18		4.98		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00196 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SERVICE		CLEAN		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	84.42 (84.72 REQD)		137.42		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	88.571 MTD(CORRECTED)		7.2 FT 0.967		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		3		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		19.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		21.3		I	
I-----I		BUNDLE DIAMETER(DOTL)		76.21 IN		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 30.0 FT		I	
I TYPE	BARE	PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN					I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1292.6 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75696.1 FULL OF WATER	1063678.5 BUNDLE		123284.6		I	
I-----I						I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	5 SERIES	I
I AREA/UNIT	45077. FT2 (45588. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S16		S10		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	61004.01		45801.44		
I PRANDTL NUMBER	3.396		2.200		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.743 /		61.603 / 65.078		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	166.6 (1.000)		1265.5 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	50.66	0.00600		I	
I TUBE FILM	8.57	0.00101		I	
I TUBE METAL	2.20	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	38.57	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-0.35	-0.00004		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	93.97	4.68	I
I INLET NOZZLES	75.76	0.14	4.31	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	24.24	0.04	1.72	0.09	I
I TOTAL /SHELL	0.18		4.98		
I TOTAL /UNIT	0.92		24.91		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5133	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	178.5	180.0	190.0	189.8	204.8	204.1	29.9	29.7
2	178.7	178.5	189.8	181.6	204.8	204.8	29.7	28.3
3	178.8	178.7	181.6	173.4	204.8	204.8	28.3	26.3
4	178.9	178.8	173.4	165.2	204.8	204.8	26.3	25.4
5	114.4	178.9	165.2	154.9	205.0	204.8	25.4	24.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

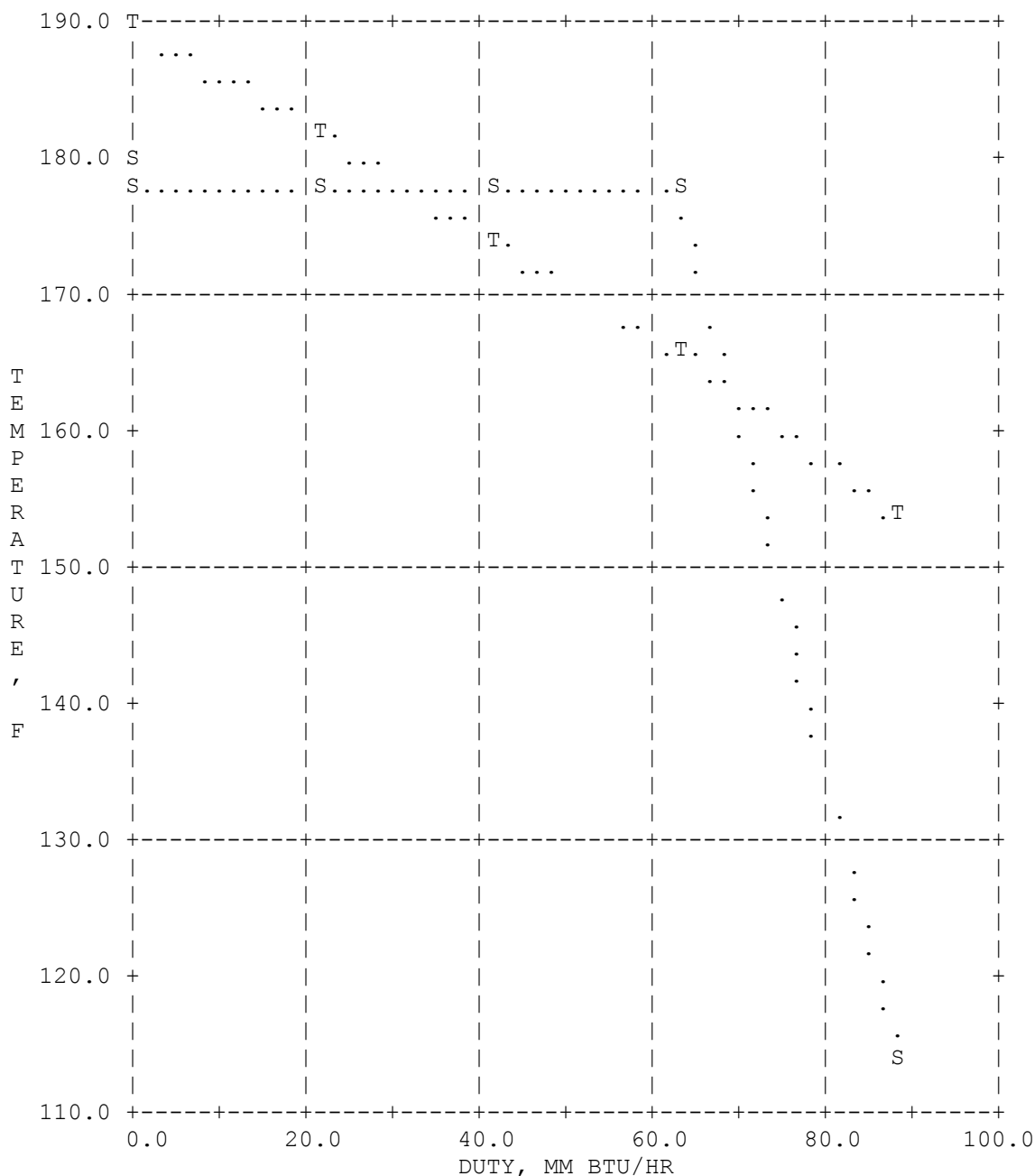
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.780	0.230	203.901	1325.729
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.316	162.786	1307.405
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.040	162.876	1270.731
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.935	162.966	1233.558
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.139	0.461	216.607	1185.675
TOTAL PRESSURE DROP			0.920	4.981		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	0.46	0.52	93.44	476.38	10.62	0.967
2	20.73	23.40	83.65	41360.64	6.20	0.967
3	20.73	23.40	83.48	63520.00	4.04	0.967
4	20.73	23.40	83.29	28835.77	8.93	0.967
5	25.93	29.27	94.98	11395.73	24.78	0.967
TOTAL	88.57	100.00		145588.52		
WEIGHTED			84.42		7.45	0.967
OVERALL					21.83	0.967
INSTALLED				145077.13		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	83.4079		
LMTD, F	13.375		
MTD, F	12.500		
F FACTOR, (FT)	0.935		
U*A, BTU/HR-F	6.673E+06		
U, BTU/HR-FT2-F	106.905	116.692	(REQD)
A, FT2	57181.287	62416.236	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	N/A
M LB/HR	581.240	N/A
CP, BTU/LB-F	0.465	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	10000.000
M LB/HR	N/A	581.240
CP, BTU/LB-F	N/A	0.626
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CONDENSATION, LB-MOL/HR		10000.000
L/F	0.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	129.266	105.000
PRESSURE, PSIA	104.642	102.642

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S13	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	121.036
PRESSURE, PSIA	29.778	2.337

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 360 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 2 SERIES I
 I AREA/UNIT 57181.FT2 (62416.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 28590.FT2 I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

I FEED STREAM ID S17 S13 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 581240. 2702250. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 581240. / / I
 I LIQUID LB/HR / 581240. / I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2702250. / 2702250. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 129.3 / 105.0 90.1 / 121.0 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 104.64 / 102.64 29.78 / 2.34 I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 2.007 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 / 33.053 62.101 / 61.694 I
 I VAPOR LB/FT3 1.132 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP / 0.125 0.760 / 0.549 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F / 0.0525 0.3583 / 0.3699 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0112 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F / 0.6260 0.9975 / 0.9978 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4651 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 129.01 I
 I VELOCITY FT/SEC 2.47 5.17 I
 I DP/SHELL PSI 1.00 13.72 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00122 REQD) 0.00200 I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 106.90 (116.69 REQD) CLEAN 208.96 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 83.408 MTD(CORRECTED) 12.5 FT 0.935 I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 4 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 37.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 12.0 23.3 I

I TUBE: NUMBER 5048 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 30.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 20.00/ 16.00/ 20.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 402.1 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 30131.5 FULL OF WATER 205679.1 BUNDLE 121615.9 I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 360	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	2 SERIES
I AREA/UNIT	57181. FT2	(62416. FT2 REQUIRED)			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S13		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	1050319.39		37854.95		
I PRANDTL NUMBER	2.877		4.067		
I WATSON K, LIQUID	/ 13.813		/		
I VAPOR	13.813 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 8.303		70.705 / 68.160		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	284.9 (1.000)		1266.0 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	37.53	0.00351		I	
I TUBE FILM	10.84	0.00101		I	
I TUBE METAL	2.79	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	48.84	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-8.39	-0.00078		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	
I WITHOUT NOZZLES	87.39	0.87	97.76	13.41	
I INLET NOZZLES	4.34	0.04	1.75	0.24	
I OUTLET NOZZLES	8.27	0.08	0.50	0.07	
I TOTAL /SHELL	1.00		13.72		
I TOTAL /UNIT	2.00		27.44		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81 LB/FT3	
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	21	
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3761	
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997 FT2	
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185 FT2	
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	129.3	124.7	120.6	121.0	104.6	104.6	16.6	2.3
2	124.7	124.2	111.3	120.6	104.6	103.8	23.6	16.6
3	124.2	123.7	101.9	111.3	103.8	103.7	26.8	23.6
4	123.7	123.3	92.6	101.9	103.7	103.6	28.9	26.8
5	123.3	105.0	90.1	92.6	103.6	103.6	29.8	28.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

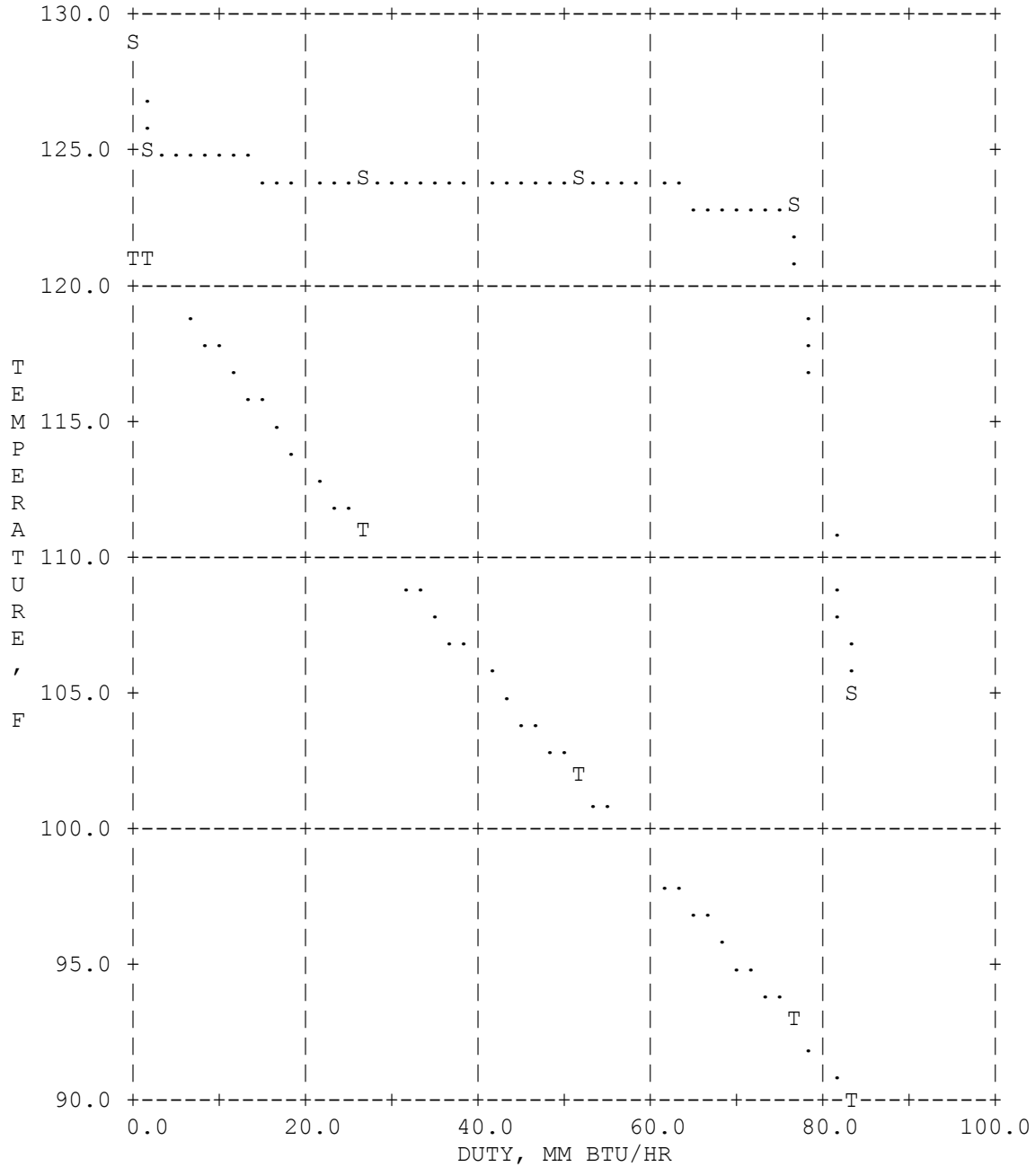
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.054	14.215	301.925	1341.134
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.740	7.074	269.468	1308.433
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.160	3.186	289.719	1247.854
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.043	2.072	314.691	1187.571
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.003	0.893	350.742	1146.341
TOTAL PRESSURE DROP			1.000	27.441		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	1.24	1.49	109.90	2039.10	5.92	0.935
2	25.13	30.13	105.02	33304.37	7.69	0.935
3	25.13	30.13	107.41	14737.67	16.98	0.935
4	25.13	30.13	110.03	9410.65	25.97	0.935
5	6.78	8.13	113.63	2924.45	21.84	0.935
TOTAL	83.41	100.00		62416.24		
WEIGHTED			106.90		13.37	0.935
OVERALL					11.24	0.935
INSTALLED				57181.29		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01904
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01904

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01904
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.27315

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.15509	106.15509
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.98096
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.27315	6.27315
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.11139	33.11137
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.48613E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.11902
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.11902

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.11902
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 12.35562

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.88098
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	12.35562	12.35562
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01310	0.01310
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01310
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.79751E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.26411
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00534
 TOTAL, PSI 0.26945

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.26945
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 90.24469

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.94282
PRESSURE, PSIA	204.06109	203.79164
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	90.09158	90.24469
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.30557	2.30166
FRICTION FACTOR	0.01301	0.01301
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01301
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.35728E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.33783
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.01973
 TOTAL, PSI 0.35756

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.35756
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 156.35920

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	140.38205	140.30995
PRESSURE, PSIA	105.00001	104.64245
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	155.75584	156.35920
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.10344	1.09918
FRICTION FACTOR	0.01277	0.01277
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01277
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.24436E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22187
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.22187

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22187
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.55021

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.77814
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.55021	15.55021
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01363	0.01363
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01363
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.88143E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01175
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01175

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01175
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.19971

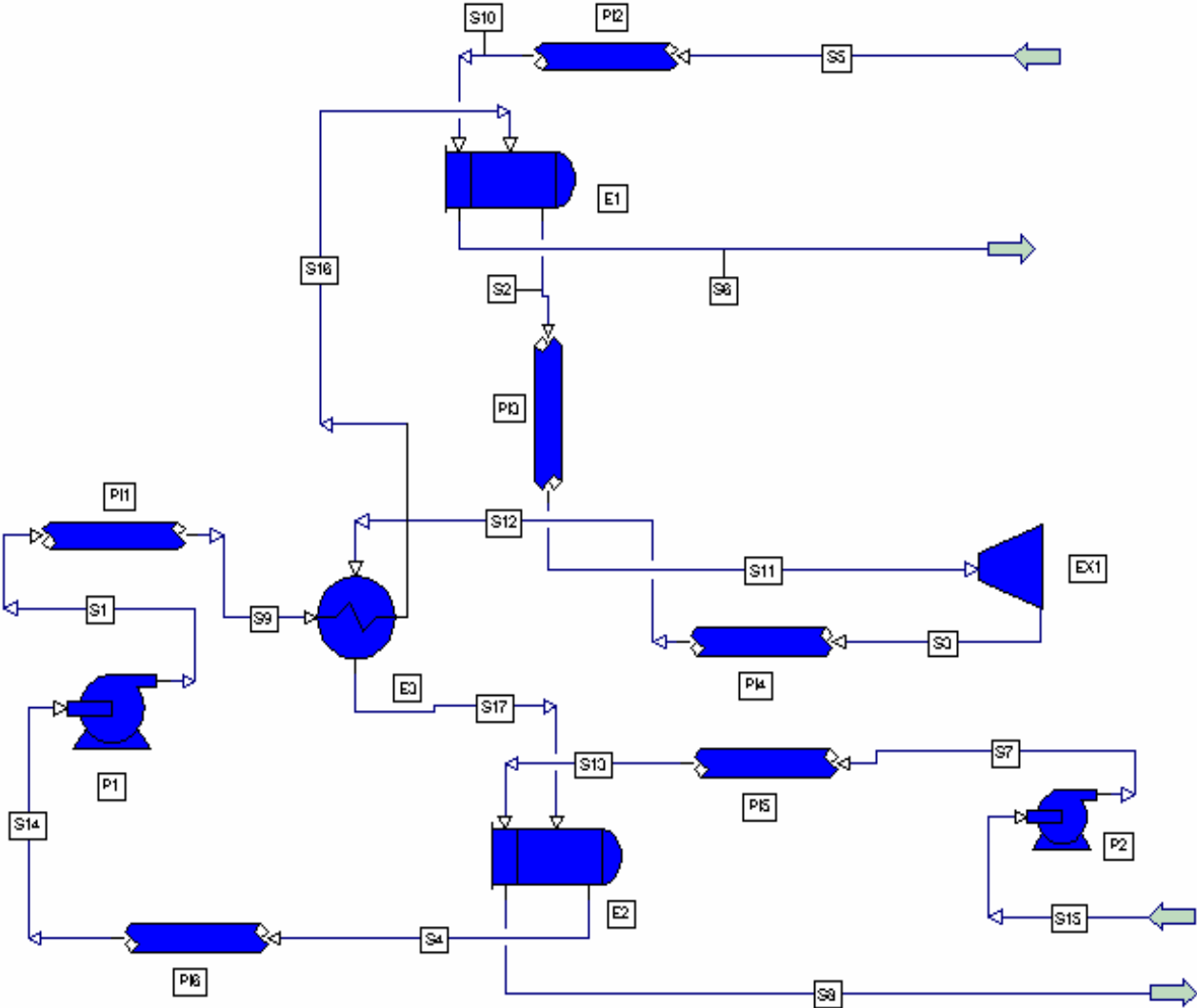
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	102.64245	102.63070
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.19970	5.19971
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.05331	33.05330
FRICTION FACTOR	0.01333	0.01333
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01333
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.24566E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180-F-1.5Mw-Isobutano-PR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11

PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	136.78	140.34
PRESSURE, PSIA	203.80	105.00	105.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	115.4490	108.9839	109.9537
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.2542	58.2542	58.4163
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	4.1190		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1894.74
ACTUAL			1610.53

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-4
386/EM
02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S14

PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.17
PRESSURE, PSIA	102.63	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	17584.8437	17554.3365
ACT FLOW RATE, GPM	2192.3974	2188.5939
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		446.2667
WORK, KW		122.0292

=====

UNIT 11, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S15
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	43513.0668	43513.7744
ACT FLOW RATE, GPM	5425.0089	5425.0971
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		73.7449

=====

UNIT 12, 'E3', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	3.000
LMTD, F	24.342
F FACTOR (FT)	0.973
MTD, F	23.690
U*A, BTU/HR-F	126634.080

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
VAPOR PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CP, BTU/LB-F	0.469	0.464
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	140.272	129.211
PRESSURE, PSIA	104.646	104.646

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CP, BTU/LB-F	0.608	0.619
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.168	114.582
PRESSURE, PSIA	204.981	204.981

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	87.7067	
LMTD, F	6.973	
MTD, F	6.745	
F FACTOR, (FT)	0.967	
U*A, BTU/HR-F	1.300E+07	
U, BTU/HR-FT ² -F	83.567	89.624 (REQD)
A, FT ²	145077.126	155591.495 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S16	
PRODUCTS VAPOR		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	10000.000
M LB/HR	N/A	581.240
CP, BTU/LB-F	N/A	0.540
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	N/A
M LB/HR	581.240	N/A
CP, BTU/LB-F	0.619	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		10000.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	114.582	180.000
PRESSURE, PSIA	204.981	204.066
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S10	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996
M LB/HR	2522.100	2522.100
CP, BTU/LB-F	1.004	1.000
TOTAL, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996
M LB/HR	2522.100	2522.100
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	190.000	155.292
PRESSURE, PSIA	29.881	4.999

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 5 SERIES		I	
I AREA/UNIT	145077.FT2 (155591.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		29015.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	581240.		2522100.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 581240.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	581240. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		2522100. / 2522100.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	114.6 / 180.0		190.0 / 155.3		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 204.07		29.88 / 5.00		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.683 /		60.358 / 61.096		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.356		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.118 /		0.320 / 0.409		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0514 /		0.3884 / 0.3803		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6192 /		1.0042 / 1.0001		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5400		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	106.59				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.40		3.63		I	
I DP/SHELL	PSI	0.18		4.98		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00119 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SERVICE		CLEAN		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	83.57 (89.62 REQD)		135.17		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	87.707 MTD (CORRECTED)		6.7 FT 0.967		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		3		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		19.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		21.3		I	
I-----I		BUNDLE DIAMETER (DOTL)		76.21 IN		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 30.0 FT		I	
I TYPE	BARE	PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN					I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1293.0 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75696.1 FULL OF WATER	1063678.5 BUNDLE		123284.6		I	
I-----I						I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	133 - 360	TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	5 SERIES
I AREA/UNIT	45077. FT2	(55591. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S16		S10		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	61211.12		46059.52		
I PRANDTL NUMBER	3.321		2.187		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.730 /		61.603 / 65.045		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	163.3 (1.000)		1269.4 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	51.19	0.00613		I	
I TUBE FILM	8.45	0.00101		I	
I TUBE METAL	2.18	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	38.18	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-6.76	-0.00081		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	93.96	4.68 I	
I INLET NOZZLES	76.16	0.14	4.31	0.21 I	
I OUTLET NOZZLES	23.84	0.04	1.72	0.09 I	
I TOTAL /SHELL	0.18		4.98 I		
I TOTAL /UNIT	0.92		24.88 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5133	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	179.6	180.0	190.0	189.9	204.8	204.1	29.9	29.7
2	179.7	179.6	189.9	181.8	204.8	204.8	29.7	28.2
3	179.8	179.7	181.8	173.6	204.8	204.8	28.2	26.1
4	180.0	179.8	173.6	165.5	204.8	204.8	26.1	25.3
5	114.6	180.0	165.5	155.3	205.0	204.8	25.3	24.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

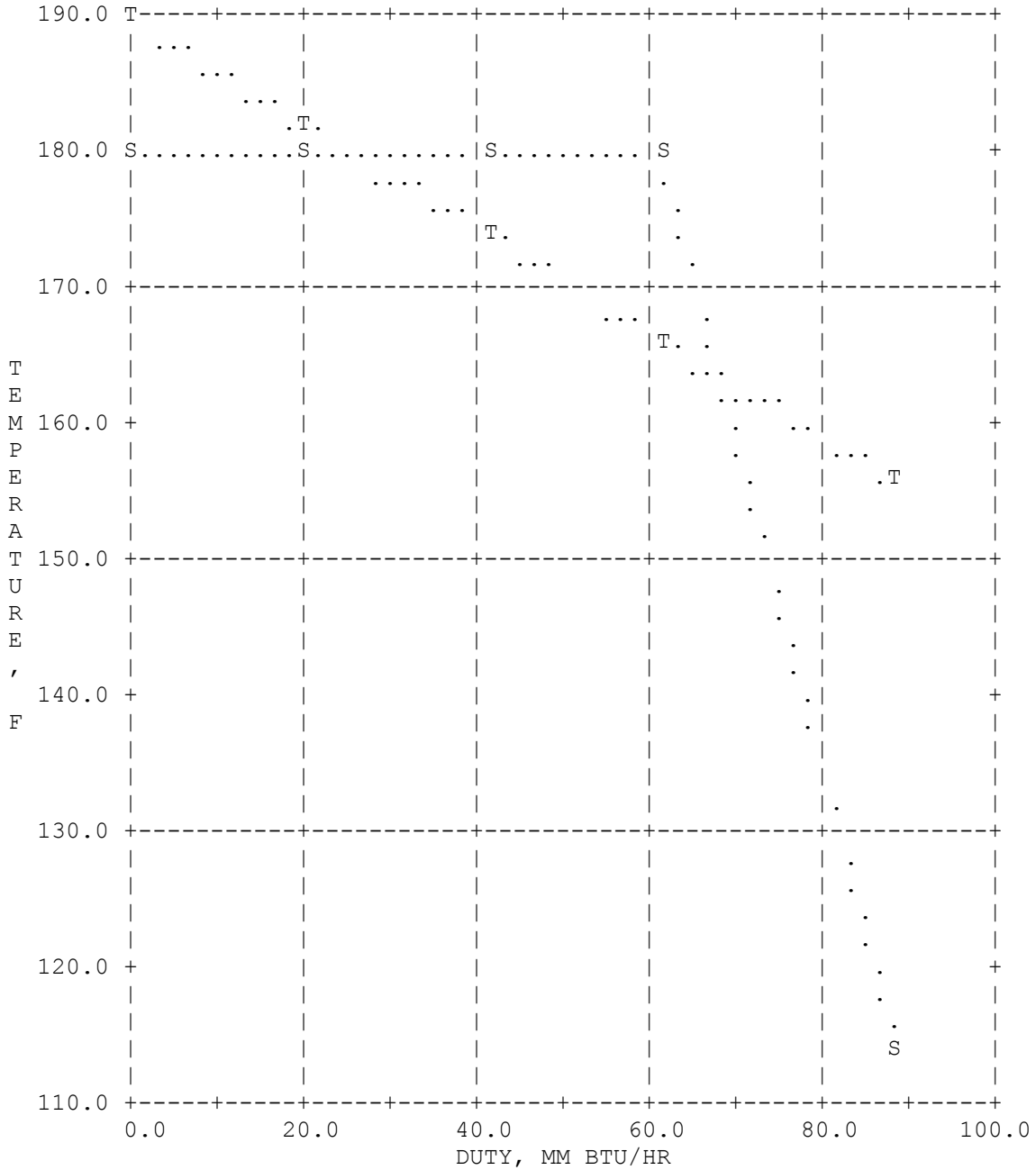
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.776	0.219	203.684	1326.092
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.480	159.765	1308.224
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.048	159.853	1271.754
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.802	159.940	1234.788
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.139	0.427	215.020	1187.211
TOTAL PRESSURE DROP			0.915	4.976		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	0.14	0.15	93.39	147.34	10.19	0.967
2	20.61	23.50	82.85	49727.92	5.17	0.967
3	20.61	23.50	82.68	68193.00	3.78	0.967
4	20.61	23.50	82.50	26453.53	9.76	0.967
5	25.73	29.34	94.68	11069.71	25.38	0.967
TOTAL	87.71	100.00		155591.49		
WEIGHTED			83.57		6.97	0.967
OVERALL					21.87	0.967
INSTALLED				145077.13		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	82.6279	
LMTD, F	14.732	
MTD, F	13.806	
F FACTOR, (FT)	0.937	
U*A, BTU/HR-F	5.985E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	106.733	104.667 (REQD)
A, FT ²	57181.287	56074.229 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	N/A
M LB/HR	581.240	N/A
CP, BTU/LB-F	0.464	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	10000.000
M LB/HR	N/A	581.240
CP, BTU/LB-F	N/A	0.611
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	581.240	581.240
CONDENSATION, LB-MOL/HR		10000.000
L/F	0.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	129.211	105.000
PRESSURE, PSIA	104.646	102.646
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S13	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	120.747
PRESSURE, PSIA	29.778	2.312

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 360 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 2 SERIES I
 I AREA/UNIT 57181.FT2 (56074.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 28590.FT2 I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

I FEED STREAM ID S17 S13 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 581240. 2702250. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 581240. / / I
 I LIQUID LB/HR / 581240. / I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2702250. / 2702250. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 129.2 / 105.0 90.1 / 120.7 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 104.65 / 102.65 29.78 / 2.31 I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 2.007 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 / 33.053 62.101 / 61.698 I
 I VAPOR LB/FT3 1.144 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP / 0.125 0.760 / 0.551 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F / 0.0525 0.3583 / 0.3698 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0112 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F / 0.6108 0.9975 / 0.9978 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4643 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 127.84 I
 I VELOCITY FT/SEC 2.47 5.17 I
 I DP/SHELL PSI 1.00 13.74 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00218 REQD) 0.00200 I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 106.73 (104.67 REQD) CLEAN 208.30 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 82.628 MTD(CORRECTED) 13.8 FT 0.937 I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 4 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 37.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 12.0 23.3 I

I TUBE: NUMBER 5048 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 30.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 20.00/ 16.00/ 20.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 397.7 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 30131.5 FULL OF WATER 205679.1 BUNDLE 121615.9 I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 360	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	2 SERIES
I AREA/UNIT	57181. FT2	(56074. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S13		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	1024513.13		37637.95		
I PRANDTL NUMBER	2.844		4.094		
I WATSON K, LIQUID	/ 13.813		/		
I VAPOR	13.813 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 8.303		70.705 / 68.185		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	283.9 (1.000)		1262.4 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	37.60	0.00352		I	
I TUBE FILM	10.86	0.00102		I	
I TUBE METAL	2.78	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	48.76	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	1.97	0.00018		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	87.44	0.87	97.76	13.43 I	
I INLET NOZZLES	4.29	0.04	1.74	0.24 I	
I OUTLET NOZZLES	8.27	0.08	0.49	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	1.00		13.74 I		
I TOTAL /UNIT	2.00		27.47 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	21	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3761	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	129.2	125.5	120.4	120.7	104.6	104.6	16.5	2.3
2	125.5	125.0	111.1	120.4	104.6	103.9	23.3	16.5
3	125.0	124.6	101.9	111.1	103.9	103.7	26.6	23.3
4	124.6	124.1	92.7	101.9	103.7	103.7	28.8	26.6
5	124.1	105.0	90.1	92.7	103.7	103.6	29.8	28.8

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

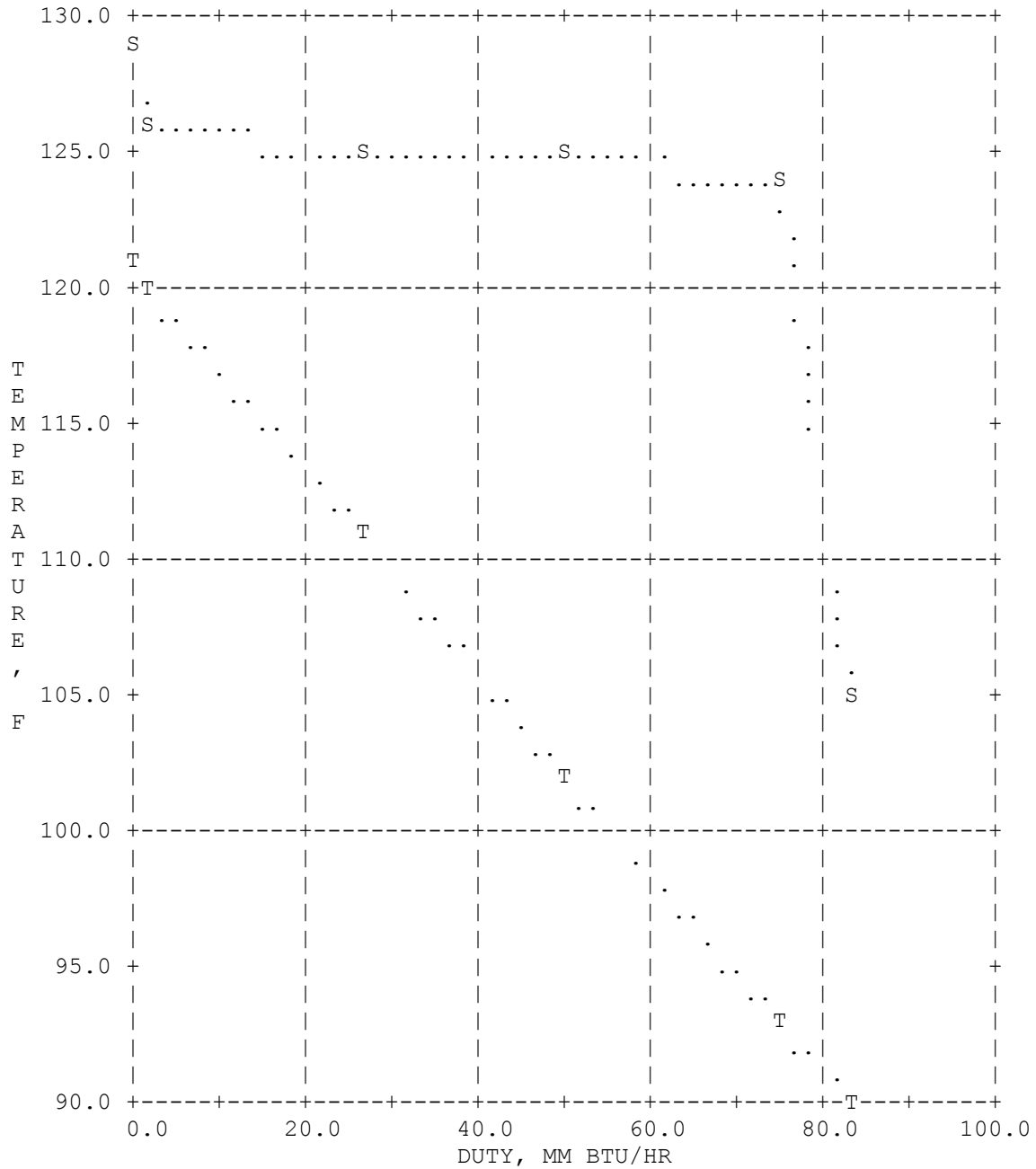
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.044	14.139	301.755	1339.691
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.731	6.810	267.988	1307.664
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.173	3.330	287.494	1247.633
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.048	2.214	312.033	1187.899
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.004	0.972	347.688	1146.630
TOTAL PRESSURE DROP			1.000	27.466		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	1.00	1.20	109.87	1451.03	6.66	0.937
2	24.90	30.14	104.79	28800.11	8.80	0.937
3	24.90	30.14	107.10	13840.15	17.93	0.937
4	24.90	30.14	109.71	9035.72	26.80	0.937
5	6.93	8.39	113.31	2947.22	22.15	0.937
TOTAL	82.63	100.00		56074.23		
WEIGHTED			106.73		14.73	0.937
OVERALL					11.38	0.937
INSTALLED				57181.29		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01904
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01904

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01904
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.27327

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.16806	106.16806
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.98096
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.27327	6.27327
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.11074	33.11072
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.48632E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.11902
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.11902

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.11902
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 12.35562

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.88098
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	12.35562	12.35562
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01310	0.01310
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01310
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.79751E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.25847
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00511
 TOTAL, PSI 0.26358

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.26358
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 88.31801

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.94321
PRESSURE, PSIA	204.06562	203.80204
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	88.16853	88.31801
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.35586	2.35187
FRICTION FACTOR	0.01301	0.01301
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01301
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.35728E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.33431
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.01931
 TOTAL, PSI 0.35362

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.35362
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 154.72779

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	140.34420	140.27191
PRESSURE, PSIA	105.00001	104.64639
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	154.13166	154.72779
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.11507	1.11077
FRICTION FACTOR	0.01277	0.01277
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01277
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.24456E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22187
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.22187

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22187
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.55021

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.77814
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.55021	15.55021
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01363	0.01363
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01363
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.88143E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01175
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01175

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01175
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.19971

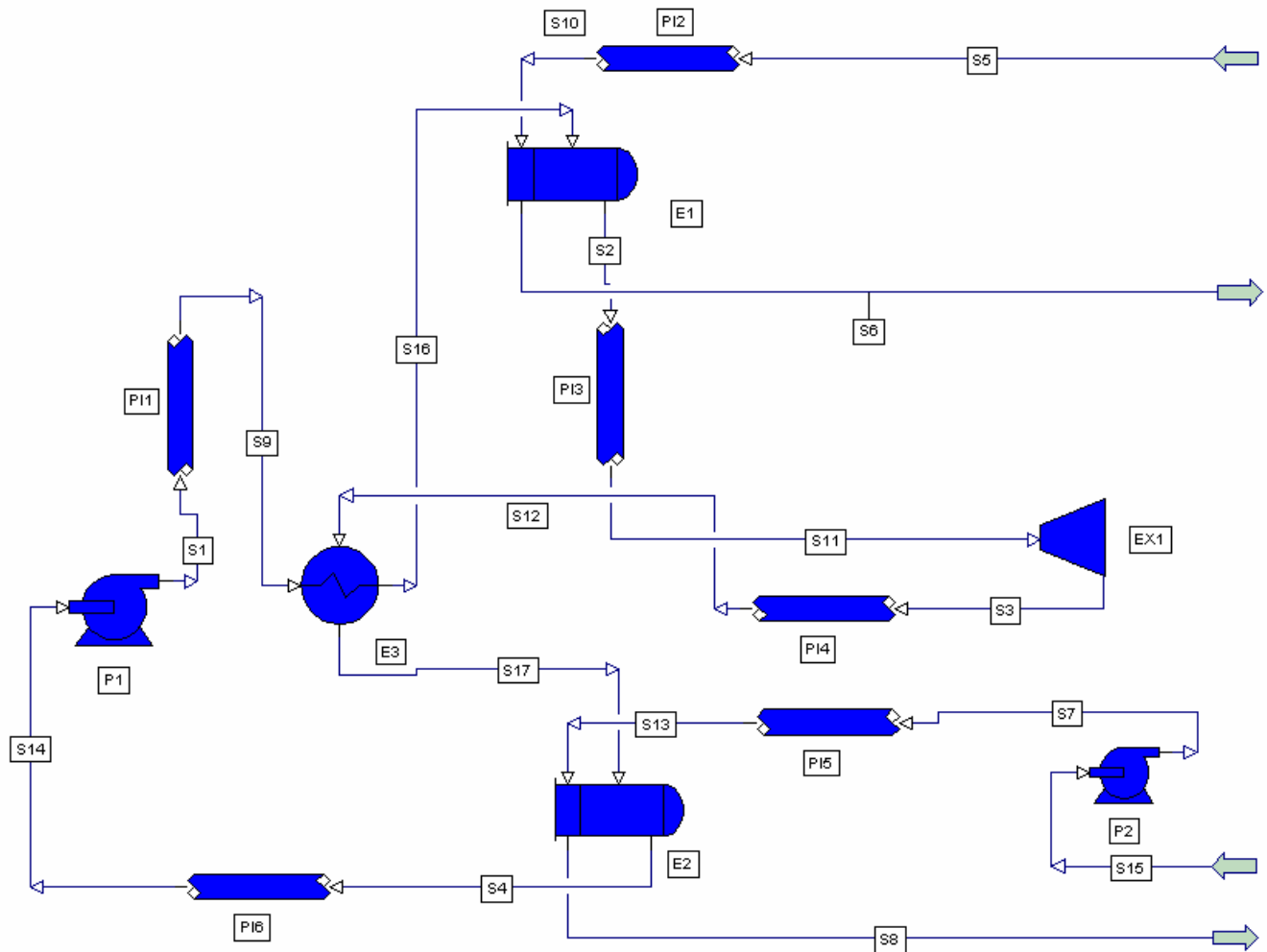
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	102.64639	102.63464
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.19970	5.19971
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.05331	33.05330
FRICTION FACTOR	0.01333	0.01333
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01333
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.24566E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180-F-1.5 Mw-Mezcla-SRK-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	133.85	137.78
PRESSURE, PSIA	203.80	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	115.4545	108.3865	109.4467
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.5252	58.5252	58.7033
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	4.2177		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			2071.42
ACTUAL			1760.71

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S14
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.28
PRESSURE, PSIA	91.61	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	17538.3131	17504.3384
ACT FLOW RATE, GPM	2186.5962	2182.3604
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		494.9284
WORK, KW		134.8130

=====

UNIT 11, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S15
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	43513.0668	43513.7744
ACT FLOW RATE, GPM	5425.0089	5425.0971
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		73.7449

=====

UNIT 12, 'E3', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	3.000
LMTD, F	21.686
F FACTOR (FT)	0.966
MTD, F	20.959
U*A, BTU/HR-F	143139.542

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
VAPOR PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CP, BTU/LB-F	0.466	0.462
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	137.705	126.536
PRESSURE, PSIA	99.623	99.623

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CP, BTU/LB-F	0.624	0.635
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.284	114.519
PRESSURE, PSIA	204.981	204.981

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	
	INLET	OUTLET
DUTY, MM BTU/HR	88.4357	
LMTD, F	7.420	
MTD, F	7.174	
F FACTOR, (FT)	0.967	
U*A, BTU/HR-F	1.233E+07	
U, BTU/HR-FT ² -F	84.158	84.976 (REQD)
A, FT ²	145077.126	146486.602 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS		
	INLET	OUTLET
FEED(S)	S16	
PRODUCTS VAPOR		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	10000.000
M LB/HR	N/A	578.996
CP, BTU/LB-F	N/A	0.541
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	N/A
M LB/HR	578.996	N/A
CP, BTU/LB-F	0.635	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		10000.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	114.519	180.000
PRESSURE, PSIA	204.981	204.066
TUBE SIDE CONDITIONS		
	INLET	OUTLET
FEED(S)	S10	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996
M LB/HR	2522.100	2522.100
CP, BTU/LB-F	1.004	1.000
TOTAL, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996
M LB/HR	2522.100	2522.100
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	190.000	155.003
PRESSURE, PSIA	29.881	4.961

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 5 SERIES		I	
I AREA/UNIT	145077.FT2 (146486.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		29015.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	578996.		2522100.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 578996.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	578996. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		2522100. / 2522100.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	114.5 / 180.0		190.0 / 155.0		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 204.07		29.88 / 4.96		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 1.999		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.658 /		60.358 / 61.102		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.292		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.117 /		0.320 / 0.410		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0514 /		0.3884 / 0.3802		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6348 /		1.0042 / 1.0001		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5406		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	107.69				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.39		3.63		I	
I DP/SHELL	PSI	0.18		4.98		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00189 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SERVICE		CLEAN		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	84.16 (84.98 REQD)		136.73		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	88.436 MTD(CORRECTED)		7.2 FT 0.967		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		3		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		19.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		21.3		I	
I-----I		BUNDLE DIAMETER(DOTL)		76.21 IN		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 30.0 FT		I	
I TYPE	BARE	PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN					I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1284.0 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75696.1 FULL OF WATER	1063678.5 BUNDLE		123284.6		I	
I-----I						I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	5 SERIES	I
I AREA/UNIT	45077. FT2 (46486. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S16		S10		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	60905.97		45671.49		
I PRANDTL NUMBER	3.384		2.207		
I WATSON K, LIQUID	13.818 /		/		
I VAPOR	/ 13.818		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.714 /		61.603 / 65.073		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	165.7 (1.000)		1263.5 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I		
I SHELL FILM	50.80	0.00604	I		
I TUBE FILM	8.55	0.00102	I		
I TUBE METAL	2.19	0.00026	I		
I TOTAL FOULING	38.45	0.00457	I		
I ADJUSTMENT	-0.96	-0.00011	I		
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	93.97	4.68	I
I INLET NOZZLES	75.67	0.14	4.31	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	24.33	0.04	1.72	0.09	I
I TOTAL /SHELL	0.18		4.98		
I TOTAL /UNIT	0.91		24.92		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5117	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	178.2	180.0	190.0	189.8	204.8	204.1	29.9	29.6
2	178.1	178.2	189.8	181.5	204.8	204.8	29.6	28.4
3	178.0	178.1	181.5	173.3	204.8	204.8	28.4	26.4
4	178.0	178.0	173.3	165.1	204.8	204.8	26.4	25.4
5	114.5	178.0	165.1	155.0	205.0	204.8	25.4	24.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

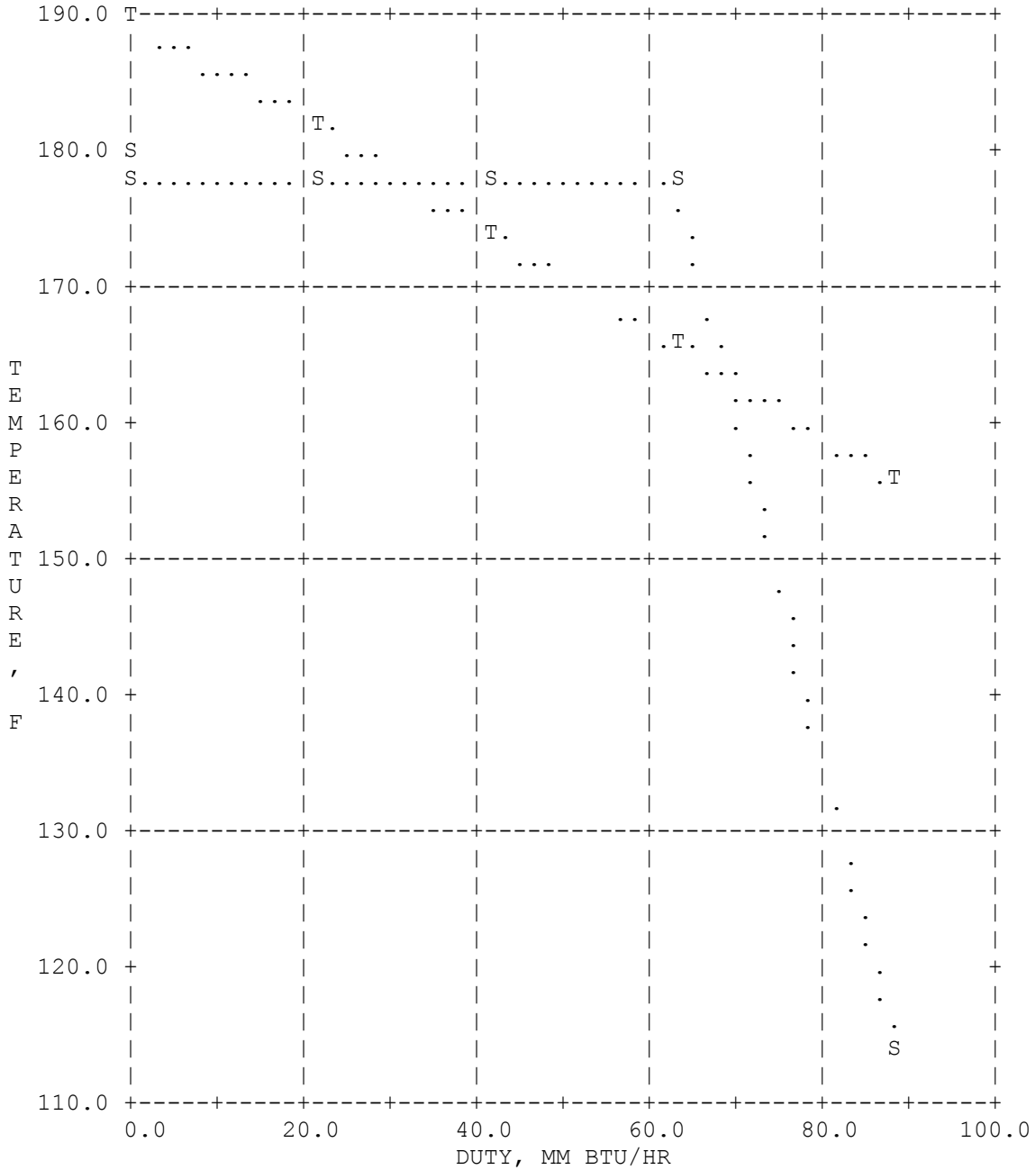
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.776	0.233	203.200	1325.613
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.221	161.708	1307.076
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.043	161.805	1270.190
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.026	161.907	1232.798
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.138	0.461	216.591	1185.356
TOTAL PRESSURE DROP			0.915	4.984		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
			BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F	
1	0.57	0.64	93.29	581.58	10.77	0.967
2	20.82	23.55	83.36	38625.68	6.69	0.967
3	20.82	23.55	83.19	64002.45	4.05	0.967
4	20.82	23.55	83.01	31811.53	8.16	0.967
5	25.40	28.72	94.97	11465.36	24.12	0.967
TOTAL	88.44	100.00		146486.60		
WEIGHTED			84.16		7.42	0.967
OVERALL					21.80	0.967
INSTALLED				145077.13		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	82.8880		
LMTD, F	5.979		
MTD, F	5.865		
F FACTOR, (FT)	0.981		
U*A, BTU/HR-F	1.413E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	103.455	147.304	(REQD)
A, FT ²	95943.741	136608.812	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	N/A
M LB/HR	578.996	N/A
CP, BTU/LB-F	0.462	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	10000.000
M LB/HR	N/A	578.996
CP, BTU/LB-F	N/A	0.628
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CONDENSATION, LB-MOL/HR		10000.000
L/F	0.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	126.536	105.000
PRESSURE, PSIA	99.623	91.623

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S13	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	120.844
PRESSURE, PSIA	29.778	8.545

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 300 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES I
 I AREA/UNIT 95943.FT2 (136608.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 23985.FT2 I
 I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I FEED STREAM ID S17 S13 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 578996. 2702250. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 578996. / / I
 I LIQUID LB/HR / 578996. / I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2702250. / 2702250. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 126.5 / 105.0 90.1 / 120.8 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 99.62 / 91.62 29.78 / 8.55 I
 I-----I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 1.999 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 / 33.013 62.101 / 61.697 I
 I VAPOR LB/FT3 1.070 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP / 0.124 0.760 / 0.550 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F / 0.0525 0.3583 / 0.3698 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0111 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F / 0.6278 0.9975 / 0.9978 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4616 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 131.46 I
 I VELOCITY FT/SEC 2.45 3.82 I
 I DP/SHELL PSI 2.00 5.31 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (-0.00088 REQD) 0.00200 I
 I-----I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 103.46 (147.30 REQD) CLEAN 196.17 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 82.888 MTD(CORRECTED) 5.9 FT 0.981 I
 I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 3 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 39.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 12.0 23.3 I
 I-----I

I TUBE: NUMBER 5123 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 25.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 22.00/ 16.00/ 22.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 342.4 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 25901.2 FULL OF WATER 174102.7 BUNDLE 103399.8 I
 I-----I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 300	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	4 SERIES
I AREA/UNIT	95943. FT2	(36608. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S13		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	1226964.46		28548.79		
I PRANDTL NUMBER	2.505		3.969		
I WATSON K, LIQUID	/ 13.818		/		
I VAPOR	13.818 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 8.283		70.705 / 68.177		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	281.1 (1.000)		1004.3 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	36.81	0.00356		I	
I TUBE FILM	13.23	0.00128		I	
I TUBE METAL	2.70	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	47.26	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-29.77	-0.00288		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	94.04	1.88	94.21	5.00 I	
I INLET NOZZLES	1.85	0.04	4.51	0.24 I	
I OUTLET NOZZLES	4.11	0.08	1.28	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	2.00		5.31 I		
I TOTAL /UNIT	8.00		21.23 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	17	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3817	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	126.5	120.8	120.3	120.8	99.6	99.5	24.8	8.5
2	120.8	118.6	110.6	120.3	99.5	97.8	28.1	24.8
3	118.6	116.3	101.0	110.6	97.8	97.7	29.0	28.1
4	116.3	114.0	91.3	101.0	97.7	97.6	29.5	29.0
5	114.0	105.0	90.1	91.3	97.6	97.6	29.8	29.5

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

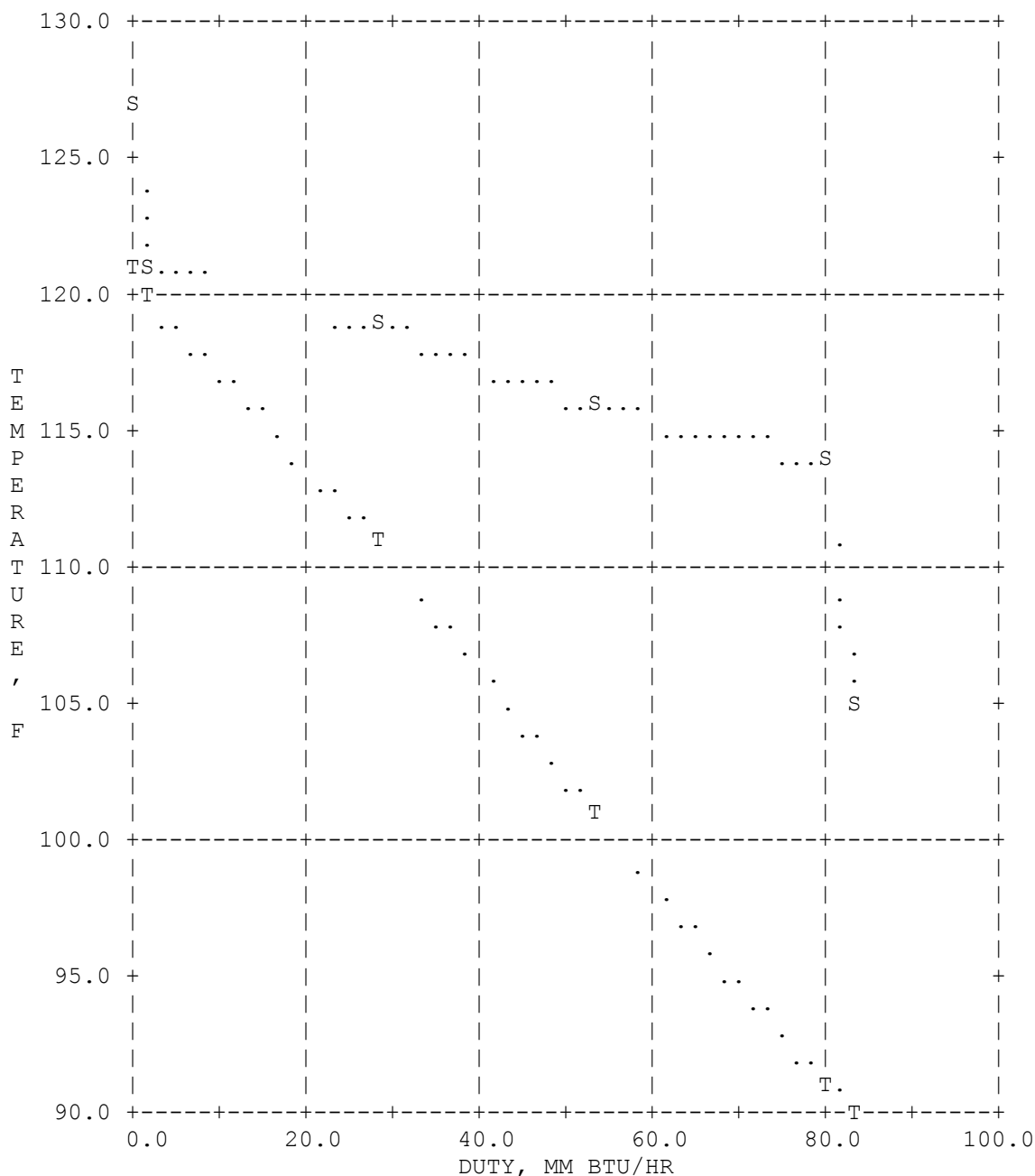
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.121	16.230	292.745	1050.999
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	1.660	3.373	270.395	1024.002
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.176	0.831	296.909	974.670
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.042	0.496	324.039	925.524
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.002	0.304	342.652	896.316
TOTAL PRESSURE DROP			2.000	21.233		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
			BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F	
1	1.52	1.83	105.63	6584.91	2.22	0.981
2	26.02	31.39	102.23	92768.06	2.80	0.981
3	26.02	31.39	105.10	22445.72	11.24	0.981
4	26.02	31.39	107.49	13132.59	18.79	0.981
5	3.32	4.01	108.93	1677.53	18.54	0.981
TOTAL	82.89	100.00		136608.81		
WEIGHTED			103.46		5.98	0.981
OVERALL					9.57	0.981
INSTALLED				95943.74		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01891
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01891

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01891
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.25541

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.28422	106.28422
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.98109
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.25540	6.25541
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.07710	33.07708
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.48842E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.11902
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.11902

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.11902
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 12.35562

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.88098
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	12.35562	12.35562
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01310	0.01310
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01310
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.79751E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.26365
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00532
 TOTAL, PSI 0.26897

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.26897
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 90.43494

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.94300
PRESSURE, PSIA	204.06620	203.79723
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	90.28219	90.43494
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.29182	2.28795
FRICTION FACTOR	0.01301	0.01301
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01301
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.34195E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.35451
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.02296
 TOTAL, PSI 0.37747

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.37747
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 164.74719

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	137.78062	137.70464
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.62254
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	164.04725	164.74719
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.04362	1.03919
FRICTION FACTOR	0.01277	0.01277
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01277
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.24290E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22187
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.22187

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22187
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.55021

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.77814
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.55021	15.55021
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01363	0.01363
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01363
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.88143E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01167
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01167

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01167
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.18595

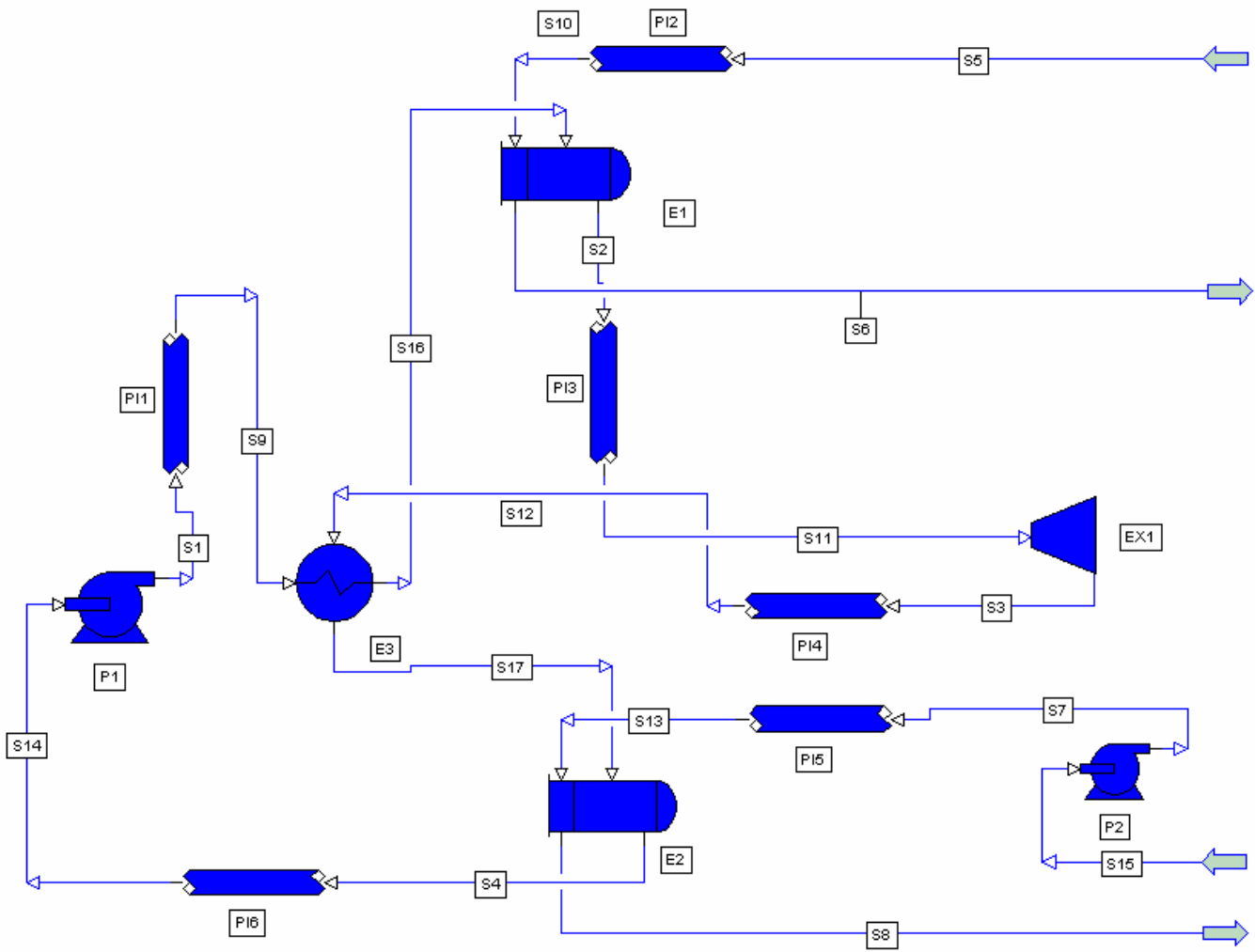
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	91.62254	91.61087
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.18594	5.18595
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.01304	33.01303
FRICTION FACTOR	0.01333	0.01333
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01333
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.24596E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

180-F-1.5 Mw-Mezcla-PR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S11
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	179.94	133.86	137.74
PRESSURE, PSIA	203.81	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	115.2854	108.3205	109.3652
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.5312	58.5312	58.7067
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	4.1281		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			2041.21
ACTUAL			1735.03

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S14
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.30
PRESSURE, PSIA	91.61	205.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	17538.3107	17504.7015
ACT FLOW RATE, GPM	2186.5959	2182.4056
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		494.9110
WORK, KW		134.8082

=====

UNIT 11, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S15
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	43513.0668	43513.7744
ACT FLOW RATE, GPM	5425.0089	5425.0971
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		73.7449

=====

UNIT 12, 'E3', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	3.000
LMTD, F	21.530
F FACTOR (FT)	0.965
MTD, F	20.779
U*A, BTU/HR-F	144380.029

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S12	
VAPOR PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CP, BTU/LB-F	0.466	0.461
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	137.665	126.479
PRESSURE, PSIA	99.627	99.627

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S9	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CP, BTU/LB-F	0.609	0.620
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.298	114.727
PRESSURE, PSIA	204.981	204.981

UNIT 2, 'E1', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		
DUTY, MM BTU/HR	87.5760		
LMTD, F	6.915		
MTD, F	6.690		
F FACTOR, (FT)	0.967		
U*A, BTU/HR-F	1.309E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	83.244	90.230	(REQD)
A, FT ²	145077.126	157252.685	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
FEED(S)	S16		
PRODUCTS VAPOR		S2	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	10000.000	
M LB/HR	N/A	578.996	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.539	
LIQUID, LB-MOL/HR	10000.000	N/A	
M LB/HR	578.996	N/A	
CP, BTU/LB-F	0.620	N/A	
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000	
M LB/HR	578.996	578.996	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		10000.000	
L/F	1.0000	0.0000	
TEMPERATURE, F	114.727	180.000	
PRESSURE, PSIA	204.981	204.072	

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
FEED(S)	S10		
PRODUCTS WATER		S6	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996	
M LB/HR	2522.100	2522.100	
CP, BTU/LB-F	1.004	1.000	
TOTAL, LB-MOL/HR	139999.996	139999.996	
M LB/HR	2522.100	2522.100	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	190.000	155.344	
PRESSURE, PSIA	29.881	4.988	

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E1				I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 5 SERIES		I	
I AREA/UNIT	145077.FT2 (157252.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		29015.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S10		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	578996.		2522100.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 578996.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	578996. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		2522100. / 2522100.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	114.7 / 180.0		190.0 / 155.3		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	204.98 / 204.07		29.88 / 4.99		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 1.999		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.647 /		60.358 / 61.095		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.342		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.117 /		0.320 / 0.409		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0514 /		0.3884 / 0.3803		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0132		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6205 /		1.0042 / 1.0002		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5395		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	107.08				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.39		3.63		I	
I DP/SHELL	PSI	0.18		4.98		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00107 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SERVICE		CLEAN		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	83.24 (90.23 REQD)		134.33		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	87.576 MTD(CORRECTED)		6.7 FT 0.967		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		3		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		19.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		21.3		I	
I-----I		BUNDLE DIAMETER(DOTL)		76.21 IN		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 30.0 FT		I	
I TYPE	BARE	PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN					I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1284.5 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75696.1 FULL OF WATER	1063678.5 BUNDLE		123284.6		I	
I-----I						I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I				
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID	E1	I
I SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 5 SERIES	I
I AREA/UNIT	45077. FT2 (57252. FT2 REQUIRED)			I
I-----I				
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I
I-----I				
I FEED STREAM ID		S16	S10	I
I FEED STREAM NAME				I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		1.000 / 0.000	1.000 / 1.000	I
I REYNOLDS NUMBER		61101.43	45959.81	I
I PRANDTL NUMBER		3.309	2.192	I
I WATSON K, LIQUID		13.818 /	/	I
I VAPOR		/ 13.818	/	I
I SURFACE TENSION DYNE/CM		7.702 /	61.603 / 65.041	I
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F		162.1 (1.000)	1267.9 (1.000)	I
I FOULING LAYER THICKNESS IN		0.000	0.000	I
I-----I				
I THERMAL RESISTANCE				I
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I
I SHELL FILM	51.37	0.00617		I
I TUBE FILM	8.43	0.00101		I
I TUBE METAL	2.17	0.00026		I
I TOTAL FOULING	38.03	0.00457		I
I ADJUSTMENT	-7.74	-0.00093		I
I-----I				
I PRESSURE DROP		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT) (ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	93.97 4.68	I
I INLET NOZZLES	76.07	0.14	4.31 0.21	I
I OUTLET NOZZLES	23.93	0.04	1.72 0.09	I
I TOTAL /SHELL		0.18	4.98	I
I TOTAL /UNIT		0.91	24.89	I
I DP SCALER		1.00	1.00	I
I-----I				
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL				I
I-----I				
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH 28.19	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN) 1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY 490.81	LB/FT3 I
I-----I				
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW 5106	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA 2.968	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN		I
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA 0.185	FT2 I
I-----I				

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	179.6	180.0	190.0	189.9	204.8	204.8	29.9	29.7
2	179.3	179.6	189.9	181.7	204.8	204.8	29.7	28.3
3	179.1	179.3	181.7	173.5	204.8	204.8	28.3	26.2
4	178.9	179.1	173.5	165.3	204.8	204.8	26.2	25.3
5	114.7	178.9	165.3	155.3	205.0	204.8	25.3	24.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

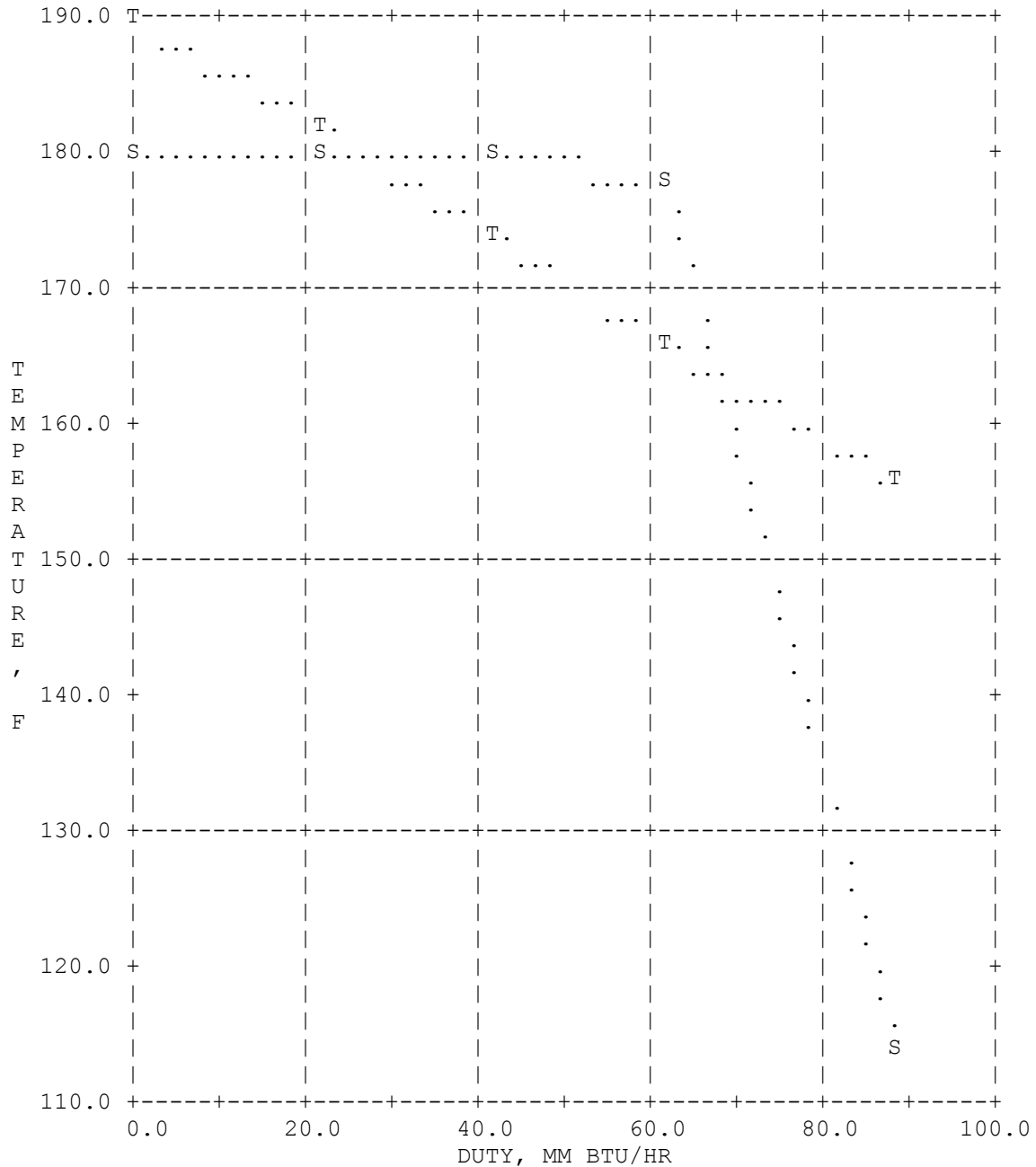
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.043	0.221	203.158	1326.045
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.409	158.573	1307.999
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.055	158.579	1271.253
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.868	158.588	1233.994
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.139	0.425	214.987	1186.845
TOTAL PRESSURE DROP			0.182	4.978		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	0.19	0.22	93.28	206.95	10.18	0.967
2	20.74	23.68	82.53	47859.92	5.43	0.967
3	20.74	23.68	82.34	69125.12	3.77	0.967
4	20.74	23.68	82.13	28926.52	9.02	0.967
5	25.18	28.75	94.67	11134.17	24.69	0.967
TOTAL	87.58	100.00		157252.69		
WEIGHTED			83.24		6.92	0.967
OVERALL					21.84	0.967
INSTALLED				145077.13		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E1' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	
	INLET	OUTLET
DUTY, MM BTU/HR	82.1158	
LMTD, F	9.001	
MTD, F	8.837	
F FACTOR, (FT)	0.982	
U*A, BTU/HR-F	9.293E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	103.185	96.856 (REQD)
A, FT ²	95943.741	90058.846 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS		
	INLET	OUTLET
FEED(S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	10000.000	N/A
M LB/HR	578.996	N/A
CP, BTU/LB-F	0.461	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	10000.000
M LB/HR	N/A	578.996
CP, BTU/LB-F	N/A	0.612
TOTAL, LB-MOL/HR	10000.000	10000.000
M LB/HR	578.996	578.996
CONDENSATION, LB-MOL/HR		10000.000
L/F	0.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	126.479	105.000
PRESSURE, PSIA	99.627	91.627
TUBE SIDE CONDITIONS		
	INLET	OUTLET
FEED(S)	S13	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	149999.993	149999.993
M LB/HR	2702.250	2702.250
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	120.558
PRESSURE, PSIA	29.778	8.591

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 300 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES I
 I AREA/UNIT 95943.FT2 (90058.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 23985.FT2 I
 I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I FEED STREAM ID S17 S13 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 578996. 2702250. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 578996. / / I
 I LIQUID LB/HR / 578996. / I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 2702250. / 2702250. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 126.5 / 105.0 90.1 / 120.6 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 99.63 / 91.63 29.78 / 8.59 I
 I-----I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 1.999 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 / 33.013 62.101 / 61.701 I
 I VAPOR LB/FT3 1.081 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP / 0.124 0.760 / 0.552 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F / 0.0525 0.3583 / 0.3697 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0111 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F / 0.6125 0.9975 / 0.9978 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4608 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 130.21 I
 I VELOCITY FT/SEC 2.45 3.82 I
 I DP/SHELL PSI 2.00 5.31 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00263 REQD) 0.00200 I
 I-----I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 103.19 (96.86 REQD) CLEAN 195.21 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 82.116 MTD(CORRECTED) 8.8 FT 0.982 I
 I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 3 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 39.3 19.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 12.0 23.3 I
 I-----I

I TUBE: NUMBER 5123 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 25.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 30 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 22.00/ 16.00/ 22.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 338.9 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 25901.2 FULL OF WATER 174102.7 BUNDLE 103399.8 I
 I-----I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 300	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	4 SERIES I
I AREA/UNIT	95943. FT2	(90058. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S13 I		
I FEED STREAM NAME I					
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	1145144.54		28268.45 I		
I PRANDTL NUMBER	2.726		4.016 I		
I WATSON K, LIQUID	/ 13.818		/ I		
I VAPOR	13.818 /		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 8.283		70.705 / 68.201 I		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	279.5 (1.000)		999.5 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE I					
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	36.91	0.00358		I	
I TUBE FILM	13.26	0.00128		I	
I TUBE METAL	2.69	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	47.14	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	6.53	0.00063		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	94.06	1.88	94.22	5.01 I	
I INLET NOZZLES	1.83	0.04	4.51	0.24 I	
I OUTLET NOZZLES	4.11	0.08	1.28	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	2.00		5.31 I		
I TOTAL /UNIT	8.00		21.26 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I					
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	17	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3817	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	126.5	121.6	120.1	120.6	99.6	99.5	24.7	8.6
2	121.6	120.9	110.7	120.1	99.5	97.9	27.8	24.7
3	120.9	120.1	101.4	110.7	97.9	97.7	28.8	27.8
4	120.1	119.4	92.0	101.4	97.7	97.6	29.4	28.8
5	119.4	105.0	90.1	92.0	97.6	97.6	29.8	29.4

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

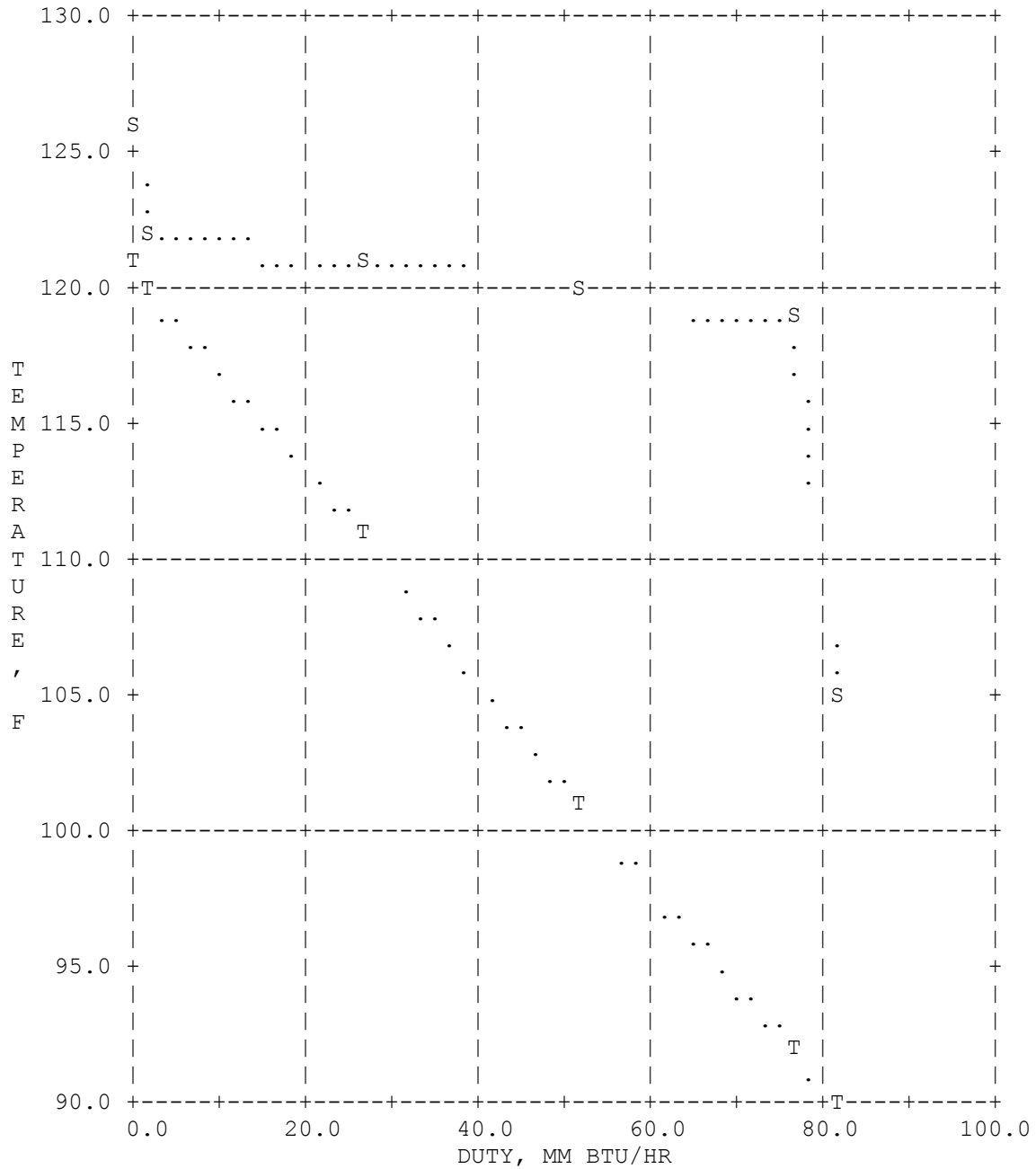
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.121	16.152	292.612	1049.872
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	1.589	3.072	266.807	1024.154
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.230	0.988	288.816	976.837
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.056	0.600	321.522	929.794
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.003	0.377	340.934	899.014
TOTAL PRESSURE DROP			2.000	21.188		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	1.29	1.58	105.60	3865.28	3.23	0.982
2	25.21	30.70	101.72	55710.58	4.53	0.982
3	25.21	30.70	104.10	17614.65	14.00	0.982
4	25.21	30.70	107.29	10500.30	22.80	0.982
5	5.19	6.32	108.80	2368.05	20.51	0.982
TOTAL	82.12	100.00		90058.85		
WEIGHTED			103.19		9.00	0.982
OVERALL					9.73	0.982
INSTALLED				95943.74		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 5, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S9

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01891
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01891

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01891
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.25554

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.29787	106.29787
PRESSURE, PSIA	205.00000	204.98109
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.25553	6.25554
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.07642	33.07640
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.48862E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.11902
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.11902

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.11902
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 12.35562

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	189.99995	189.99995
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.88098
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	12.35562	12.35562
SLIP DENSITY, LB/FT3	60.35813	60.35813
FRICTION FACTOR	0.01310	0.01310
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01310
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.79751E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S2
 PRODUCTS VAPOR S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.25805
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00509
 TOTAL, PSI 0.26314

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.26314
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 88.51359

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	179.99995	179.94344
PRESSURE, PSIA	204.07214	203.80900
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	88.36454	88.51359
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.34156	2.33761
FRICTION FACTOR	0.01301	0.01301
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01301
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.34195E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.35101
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.02249
 TOTAL, PSI 0.37350

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.37350
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 163.11889

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	137.74109	137.66487
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.62651
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	162.42694	163.11889
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.05404	1.04956
FRICTION FACTOR	0.01277	0.01277
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01277
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.24310E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22187
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.22187

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22187
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.55021

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.77814
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.55021	15.55021
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01363	0.01363
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01363
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.88143E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Condensador Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01167
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01167

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01167
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 5.18595

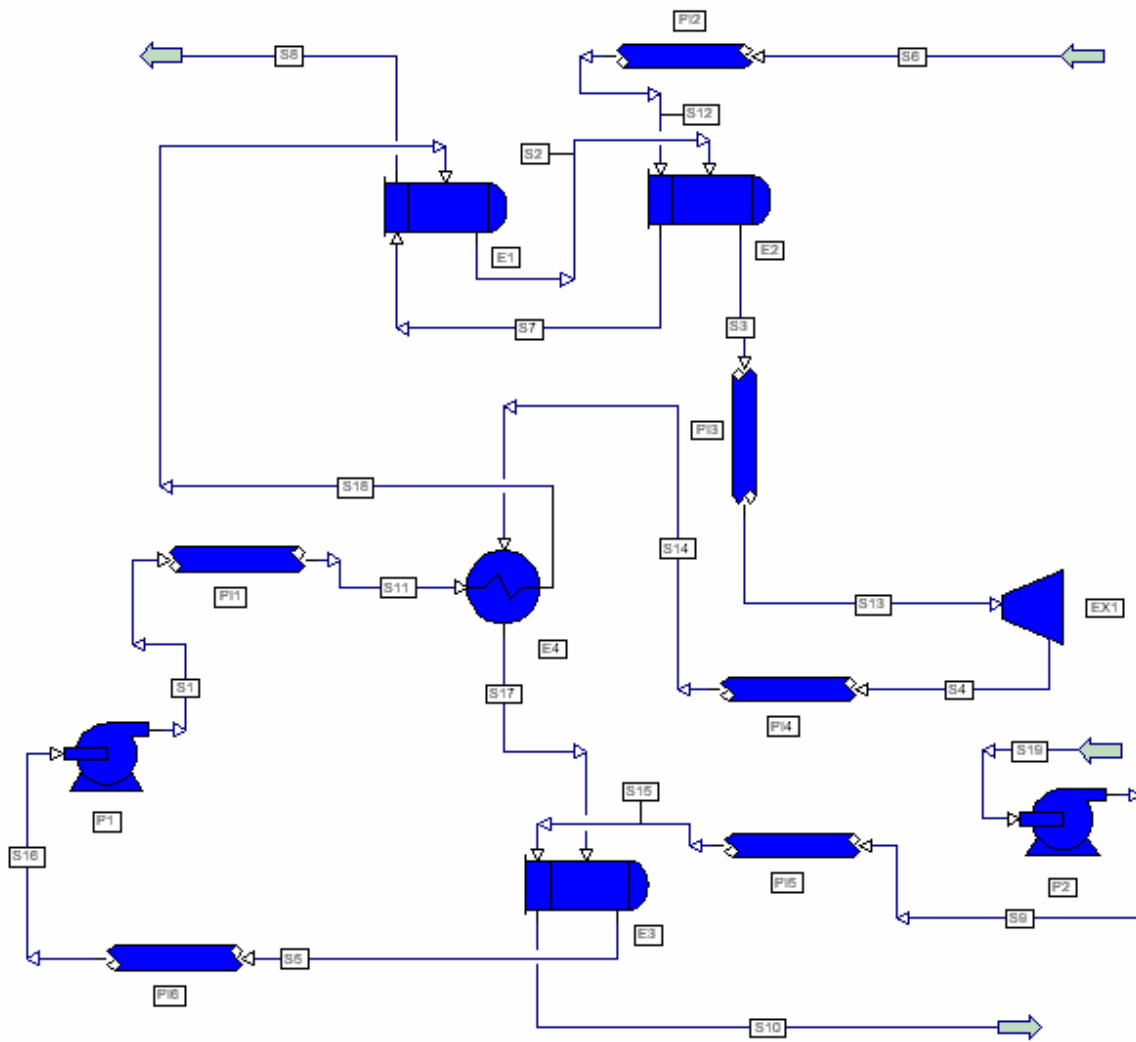
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	91.62651	91.61484
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	5.18594	5.18595
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.01305	33.01303
FRICTION FACTOR	0.01333	0.01333
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01333
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.24596E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-1Mw-Isobutano-SRK-SE



UNIT 4, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13

PRODUCTS VAPOR S4

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.95	145.99	150.63
PRESSURE, PSIA	229.59	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	74.5988	69.3413	70.1299
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.7953	58.7953	59.0045
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.3669		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1540.83
ACTUAL			1309.71

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-4
386/EM
02/06/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S16

PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.61
PRESSURE, PSIA	91.85	235.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	10906.6656	10879.8322
ACT FLOW RATE, GPM	1359.7929	1356.4474
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		624.3117
WORK, KW		105.8431

UNIT 13, 'P2', 'Bomba sistema condensacion'

FEEDS S19
PRODUCTS WATER S9

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	34810.4539	34811.0199
ACT FLOW RATE, GPM	4340.0072	4340.0777
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		58.9959

UNIT 12, 'E4', 'Precaentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	18.146
F FACTOR (FT)	0.353
MTD, F	6.397
U*A, BTU/HR-F	781612.562

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S14	
MIXED PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	6200.000	6190.589
M LB/HR	360.369	359.822
CP, BTU/LB-F	0.472	0.460
LIQUID, LB-MOL/HR		9.411
M LB/HR		0.547
CP, BTU/LB-F		0.650
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		9.411
TEMPERATURE, F	150.606	121.241
PRESSURE, PSIA	99.855	99.855

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S11	
LIQUID PRODUCT		S18
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.622	0.652
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.614	128.417
PRESSURE, PSIA	234.993	234.993

UNIT 2, 'E1', 'Precaletador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	14.4471	
LMTD, F	33.746	
MTD, F	33.218	
F FACTOR, (FT)	0.984	
U*A, BTU/HR-F	434915.024	
U, BTU/HR-FT ² -F	143.765	124.858 (REQD)
A, FT ²	3483.264	3025.188 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S18	
PRODUCTS LIQUID		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.652	0.784
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	128.417	185.000
PRESSURE, PSIA	234.993	229.993
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S7	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.006	1.005
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	199.886	192.632
PRESSURE, PSIA	23.899	16.348

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'											
-----I-----											
I	EXCHANGER NAME	Precalentador					UNIT ID	E1			
I	SIZE	50 - 120	TYPE	AFS	HORIZONTAL	CONNECTED	1	PARALLEL	1	SERIES	
I	AREA/UNIT	3483.FT2 (3025.FT2 REQUIRED)			AREA/SHELL	3483.FT2					
-----I-----											
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT				SHELL-SIDE		TUBE-SIDE				
-----I-----											
I	FEED STREAM ID	S18				S7					
I	FEED STREAM NAME					Evaporador-P					
I	TOTAL FLUID	LB/HR	360369.			1981650.					
I	VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/			/					
I	LIQUID	LB/HR	360369.	/	360369.	/					
I	STEAM	LB/HR	/			/					
I	WATER	LB/HR	/			1981650.	/	1981650.			
I	NON CONDENSIBLE	LB/HR									
I	TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	128.4	/	185.0	199.9	/	192.6			
I	PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	234.99	/	229.99	23.90	/	16.35			
-----I-----											
I	SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563	/	0.563	1.000	/	1.000			
I	VAP (60F/60F AIR)		/			/					
-----I-----											
I	DENSITY, LIQUID	LB/FT3	31.996	/	28.664	60.126	/	60.297			
I	VAPOR	LB/FT3	/								
I	VISCOSITY, LIQUID	CP	0.108	/	0.080	0.300	/	0.314			
I	VAPOR	CP	/								
I	THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0498	/	0.0441	0.3903	/	0.3889			
I	VAP	BTU/HR-FT-F	/								
I	SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6521	/	0.7843	1.0057	/	1.0046			
I	VAPOR	BTU/LB-F	/								
I	LATENT HEAT	BTU/LB									
I	VELOCITY	FT/SEC	2.00			7.71					
I	DP/SHELL	PSI	5.00			7.55					
I	FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00305 REQD)			0.00200					
-----I-----											
I	TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	143.76	(124.86 REQD)	CLEAN	418.88				
I	HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	14.447	MTD (CORRECTED)		33.2	FT	0.984			
-----I-----											
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				SHELL-SIDE		TUBE-SIDE				
-----I-----											
I	DESIGN PRESSURE	PSIA	300.			300.					
I	NUMBER OF PASSES		2			3					
I	MATERIAL		CARB STL			CARB STL					
I	INLET NOZZLE ID	IN	8.0			17.3					
I	OUTLET NOZZLE ID	IN	10.0			19.3					
-----I-----											
I	TUBE: NUMBER	1912	OD	0.750	IN	THICK	0.083	IN	LENGTH	10.0	FT
I	TYPE	BARE			PITCH	1.0	IN	PATTERN	60 DEGREES		
I	SHELL: ID	50.00	IN	SEALING STRIPS			0 PAIRS				
I	BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	10.00/	10.00/	10.00/	SINGLE			
I	RHO-V2: INLET NOZZLE	2594.9 LB/FT-SEC2									
I	TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	15852.5	FULL OF WATER	40307.4	BUNDLE	17387.4					
-----I-----											

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Precalentador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	50 - 120	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES I
I AREA/UNIT	3483. FT2 (3025. FT2 REQUIRED) I				
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S18		S7 I		
I FEED STREAM NAME			Evaporador-P I		
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	177002.68		109546.30 I		
I PRANDTL NUMBER	3.369		1.916 I		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/ I		
I VAPOR	/		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	6.919 / 3.805		60.574 / 61.331 I		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	624.7 (1.000)		2442.1 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	23.01	0.00160		I	
I TUBE FILM	7.56	0.00053		I	
I TUBE METAL	3.75	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	65.68	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	15.14	0.00105		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	92.90	4.64	96.21	7.27 I	
I INLET NOZZLES	5.60	0.28	2.73	0.21 I	
I OUTLET NOZZLES	1.51	0.08	1.05	0.08 I	
I TOTAL /SHELL	5.00		7.55 I		
I TOTAL /UNIT	5.00		7.55 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE: OVERALL LENGTH	10.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	9.05	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	8.7	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.250	IN	NUMBER	11	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	47.0	IN	TUBES IN CROSSFLOW	1441	I
I CROSSFLOW AREA	1.137	FT2	WINDOW AREA	1.219	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.09	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.429	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.086	FT2 I
I-----I					

UNIT 3, 'E2', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		
DUTY, MM BTU/HR	40.1385		
LMTD, F	18.947		
MTD, F	15.149		
F FACTOR, (FT)	0.800		
U*A, BTU/HR-F	2.650E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	113.442	112.102	(REQD)
A, FT ²	23634.785	23355.681	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S2	
PRODUCTS VAPOR		S3
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6200.000
M LB/HR	N/A	360.369
CP, BTU/LB-F	N/A	0.559
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	N/A
M LB/HR	360.369	N/A
CP, BTU/LB-F	0.784	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6200.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	185.000	200.000
PRESSURE, PSIA	229.993	229.825

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S12	
PRODUCTS WATER		S7
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.009	1.006
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	220.000	199.886
PRESSURE, PSIA	29.926	23.899

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I EXCHANGER NAME		Evaporador		UNIT ID E2	
I SIZE		80 - 300 TYPE AKS		HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
I AREA/UNIT		23634.FT2 (23355.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL 23634.FT2	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S2		S12	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID		LB/HR 360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)		LB/HR / 360369.		/	
I LIQUID		LB/HR 360369. /		/	
I STEAM		LB/HR /		/	
I WATER		LB/HR /		1981650. / 1981650.	
I NON CONDENSIBLE		LB/HR			
I TEMPERATURE (IN/OUT)		DEG F 185.0 / 200.0		220.0 / 199.9	
I PRESSURE (IN/OUT)		PSIA 229.99 / 229.82		29.93 / 23.90	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/	
I DENSITY, LIQUID		LB/FT3 28.664 /		59.627 / 60.126	
I VAPOR		LB/FT3 / 2.541		/	
I VISCOSITY, LIQUID		CP 0.080 /		0.267 / 0.300	
I VAPOR		CP / 0.009		/	
I THRML COND, LIQ		BTU/HR-FT-F 0.0441 /		0.3934 / 0.3903	
I VAP		BTU/HR-FT-F / 0.0140		/	
I SPEC.HEAT, LIQUID		BTU/LB-F 0.7843 /		1.0088 / 1.0057	
I VAPOR		BTU/LB-F / 0.5593		/	
I LATENT HEAT		BTU/LB 101.96			
I VELOCITY		FT/SEC 1.68		3.92	
I DP/SHELL		PSI 0.17		6.03	
I FOULING RESIST		HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00211 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE		BTU/HR-FT2-F SERVICE 113.44 (112.10 REQD)		CLEAN 235.48	
I HEAT EXCHANGED		MM BTU/HR 40.138 MTD (CORRECTED)		15.1 FT 0.800	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE		PSIA 300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		1		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID		IN 10.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID		IN 21.3		19.3	
I TUBE: NUMBER		5048 OD 0.750 IN		THICK 0.083 IN LENGTH 25.0 FT	
I TYPE BARE		PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES	
I SHELL: ID		80.00 IN		BUNDLE DIAMETER (DOTL) 76.21 IN	
I RHO-V2: INLET NOZZLE		1165.8 LB/FT-SEC2			
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB		75697.5 FULL OF WATER		898420.6 BUNDLE 102000.3	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	133 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES	I
I AREA/UNIT	23634. FT2 (23355. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S2		S12		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	46877.10		59647.34		
I PRANDTL NUMBER	3.450		1.773		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	3.805 /		58.421 / 60.574		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	320.9 (1.000)		1476.0 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	35.35	0.00312		I	
I TUBE FILM	9.87	0.00087		I	
I TUBE METAL	2.96	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	51.83	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	1.20	0.00011		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	95.22	5.74	I
I INLET NOZZLES	74.93	0.13	3.45	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	25.07	0.04	1.32	0.08	I
I TOTAL /SHELL	0.17		6.03		
I TOTAL /UNIT	0.17		6.03		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5049	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	TEMPERATURE, F				PRESSURE, PSIA			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	189.2	200.0	220.0	218.9	229.9	229.8	29.9	29.4
2	189.2	189.2	218.9	212.8	229.9	229.9	29.4	28.2
3	189.3	189.2	212.8	206.6	229.9	229.9	28.2	26.6
4	189.3	189.3	206.6	200.5	229.9	229.9	26.6	24.3
5	185.0	189.3	200.5	199.9	230.0	229.9	24.3	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

ZONE	HEAT TRANSFER MECHANISM		PRESSURE DROP (TOTAL) PSI		FILM COEFFICIENT - BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.042	0.546	146.480	1527.685
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.197	357.372	1507.901
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.573	357.411	1481.471
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.284	357.449	1454.704
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.126	0.426	162.952	1440.904
TOTAL PRESSURE DROP			0.168	6.027		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

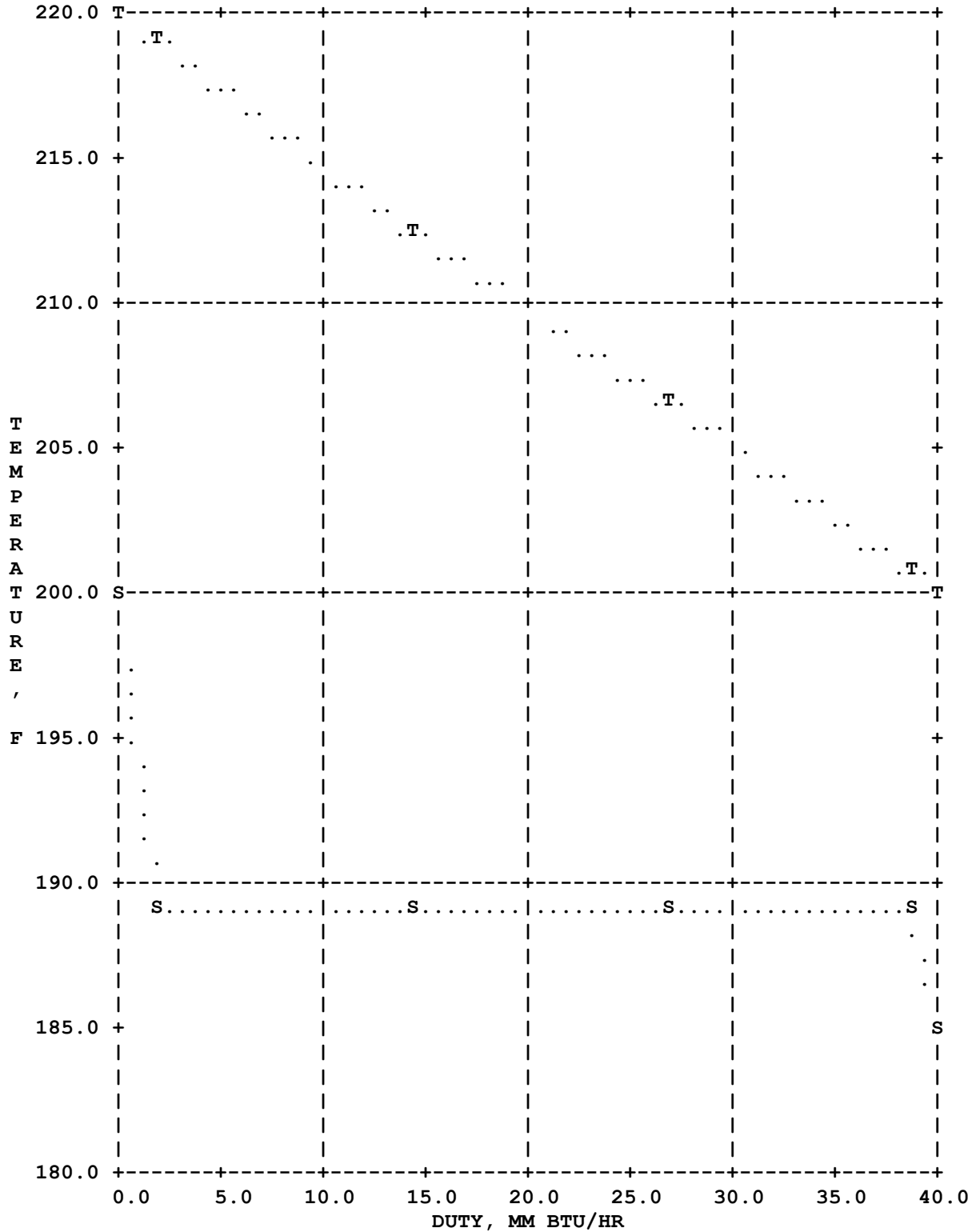
ZONE	DUTY		U-VALUE BTU/HR-FT ² -F	AREA FT ²	LMTD F	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	2.18	5.44	80.02	1391.51	24.53	0.800
2	12.24	30.50	117.94	4900.57	26.49	0.800
3	12.24	30.50	117.73	6407.00	20.30	0.800
4	12.24	30.50	117.51	9258.17	14.07	0.800
5	1.22	3.05	84.34	1398.42	12.97	0.800
TOTAL	40.14	100.00		23355.68		
WEIGHTED			113.44		18.95	0.800
OVERALL					17.32	0.800
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	50.4779	
LMTD, F	14.552	
MTD, F	14.056	
F FACTOR, (FT)	0.966	
U*A, BTU/HR-F	3.591E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	103.476	98.248 (REQD)
A, FT ²	36552.318	34705.616 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S5
VAPOR, LB-MOL/HR	6190.589	N/A
M LB/HR	359.822	N/A
CP, BTU/LB-F	0.460	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	9.411	6200.000
M LB/HR	0.547	360.369
CP, BTU/LB-F	0.650	0.627
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6190.589
L/F	1.5179E-03	1.0000
TEMPERATURE, F	121.241	105.000
PRESSURE, PSIA	99.855	91.855
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S15	
PRODUCTS WATER		S10
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	113.503
PRESSURE, PSIA	29.911	18.127

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S17		S15	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	360369.		2161800.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	359822. /		/	
I LIQUID	LB/HR	547. /	360369.	/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		2161800. /	2161800.
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	121.2 /	105.0	90.1 /	113.5
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.86 /	91.86	29.91 /	18.13
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /	0.563	1.000 /	1.000
I VAP (60F/60F AIR)		2.007 /		/	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.200 /	33.041	62.101 /	61.806
I VAPOR	LB/FT3	1.094 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.113 /	0.125	0.760 /	0.591
I VAPOR	CP	0.008 /		/	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0506 /	0.0525	0.3583 /	0.3672
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0109 /		/	
I SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6503 /	0.6266	0.9975 /	0.9976
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4595 /		/	
I LATENT HEAT	BTU/LB	130.19			
I VELOCITY	FT/SEC	1.98		4.03	
I DP/SHELL	PSI	4.00		5.90	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00251 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	103.48 (98.25 REQD)	CLEAN	196.25
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	50.478	MTD (CORRECTED)	14.1 FT	0.966
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		2		3	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	31.3		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	10.0		21.3	
I TUBE: NUMBER	3880	OD	0.750	IN	THICK 0.083
I TYPE	BARE			IN	PITCH 1.0
I SHELL: ID	70.00	IN			PATTERN 30 DEGREES
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	17.00/	14.00/
I RHO-V2: INLET NOZZLE	322.5	LB/FT-SEC2		17.00,	SINGLE
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	21831.0	FULL OF WATER	136642.6	BUNDLE	80430.6

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E3		I	
I SIZE	70 - 300 TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	2 SERIES	I
I AREA/UNIT	36552. FT2 (34705. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S15		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.002 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	780691.98		27706.11		
I PRANDTL NUMBER	3.036		4.352		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/		
I VAPOR	13.813 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.338 / 8.303		70.705 / 68.804		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	281.0 (1.000)		1005.9 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	36.82	0.00356		I	
I TUBE FILM	13.21	0.00128		I	
I TUBE METAL	2.70	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	47.27	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	5.32	0.00051		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	97.49	3.90	94.91	5.60	I
I INLET NOZZLES	0.87	0.03	4.03	0.24	I
I OUTLET NOZZLES	1.64	0.07	1.06	0.06	I
I TOTAL /SHELL	4.00		5.90		
I TOTAL /UNIT	8.00		11.79		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.36	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	12.1	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	20	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	66.5	IN	TUBES IN CROSSFLOW	2899	I
I CROSSFLOW AREA	1.941	FT2	WINDOW AREA	2.301	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.03	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.867	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.161	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	121.2	119.2	106.1	113.5	99.9	97.1	26.6	18.1
2	119.2	117.2	98.6	106.1	97.1	96.1	28.3	26.6
3	117.2	115.2	91.2	98.6	96.1	95.9	29.5	28.3
4	115.2	105.0	90.1	91.2	95.9	95.9	29.9	29.5

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.801	8.481	269.966	1039.888
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.912	1.647	282.632	999.903
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.275	1.216	303.274	960.113
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.012	0.441	288.958	935.152
	TOTAL PRESSURE DROP		4.000	11.785		

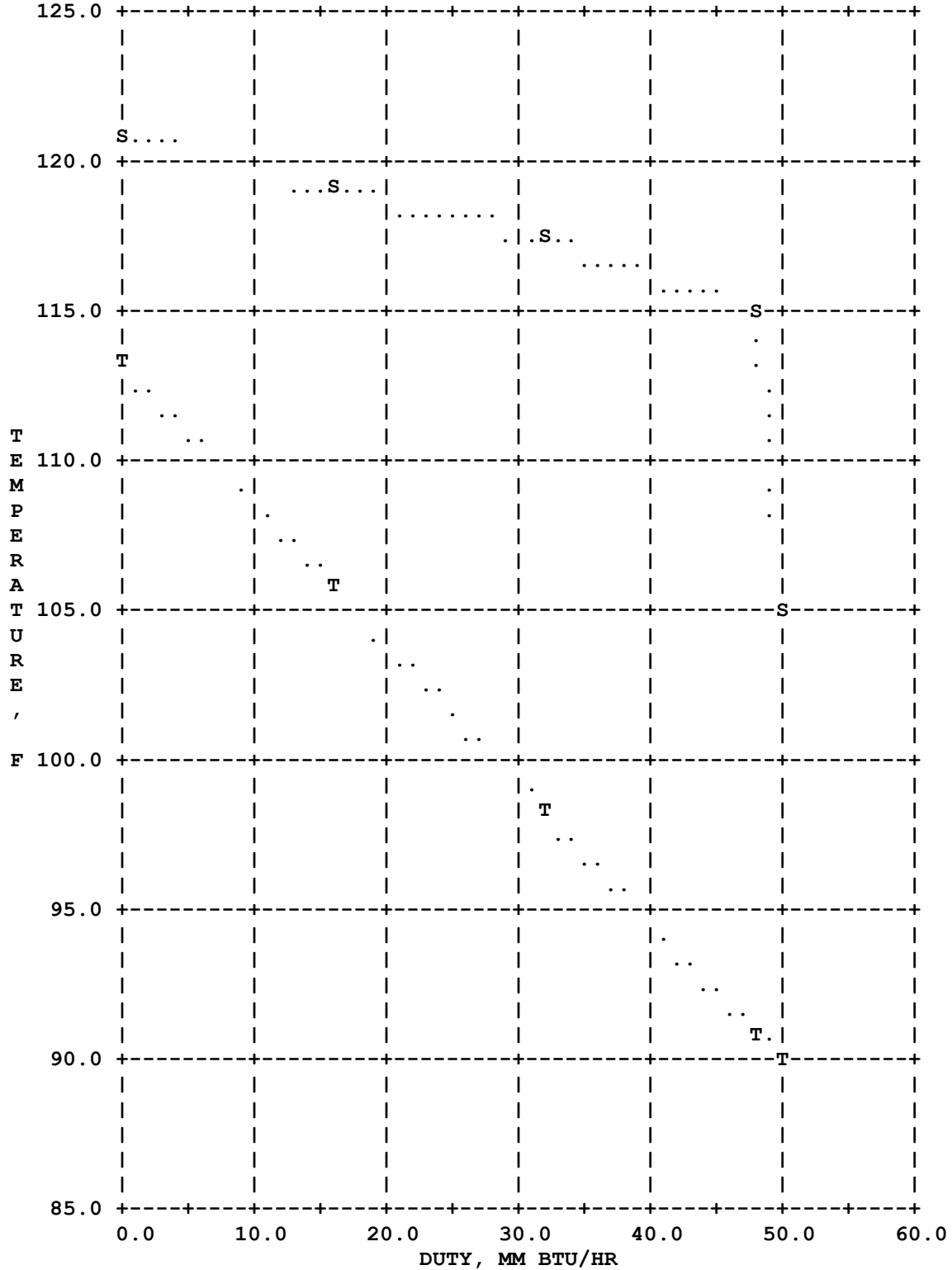
HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	16.05	31.79	102.37	15884.17	10.22	0.966
2	16.05	31.79	103.61	10187.95	15.74	0.966
3	16.05	31.79	105.66	7410.42	21.22	0.966
4	2.34	4.63	103.49	1223.08	19.12	0.966
TOTAL	50.48	100.00		34705.62		
WEIGHTED			103.48		14.55	0.966
OVERALL					10.93	0.966
INSTALLED				36552.32		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

02/06/02

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 6, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00747
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00747

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00747
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.88805

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.61368	106.61368
PRESSURE, PSIA	235.00000	234.99253
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.88805	3.88805
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.12248	33.12247
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.54569E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S6
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.07450
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.07450

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.07450
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 9.82698

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.92550
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	9.82698	9.82698
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01312	0.01312
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01312
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.57603E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 8, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22909
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00287
 TOTAL, PSI 0.23196

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.23196
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 72.03832

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.95388
PRESSURE, PSIA	229.82476	229.59281
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	71.94431	72.03832
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.54089	2.53757
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.40912E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 9, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S4

PRODUCTS VAPOR S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.14129
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00350
 TOTAL, PSI 0.14479

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.14479
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 105.11483

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	150.63371	150.60643
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.85522
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	104.94493	105.11483
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.01537	1.01373
FRICTION FACTOR	0.01280	0.01280
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01280
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.97937E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 10, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S9
 PRODUCTS WATER S15

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.08864
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.08864

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.08864
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.29335

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.91137
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.29335	10.29335
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01366	0.01366
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01366
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.36913E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 11, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S5
 PRODUCTS LIQUID S16

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00749
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00749

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00749
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.89764

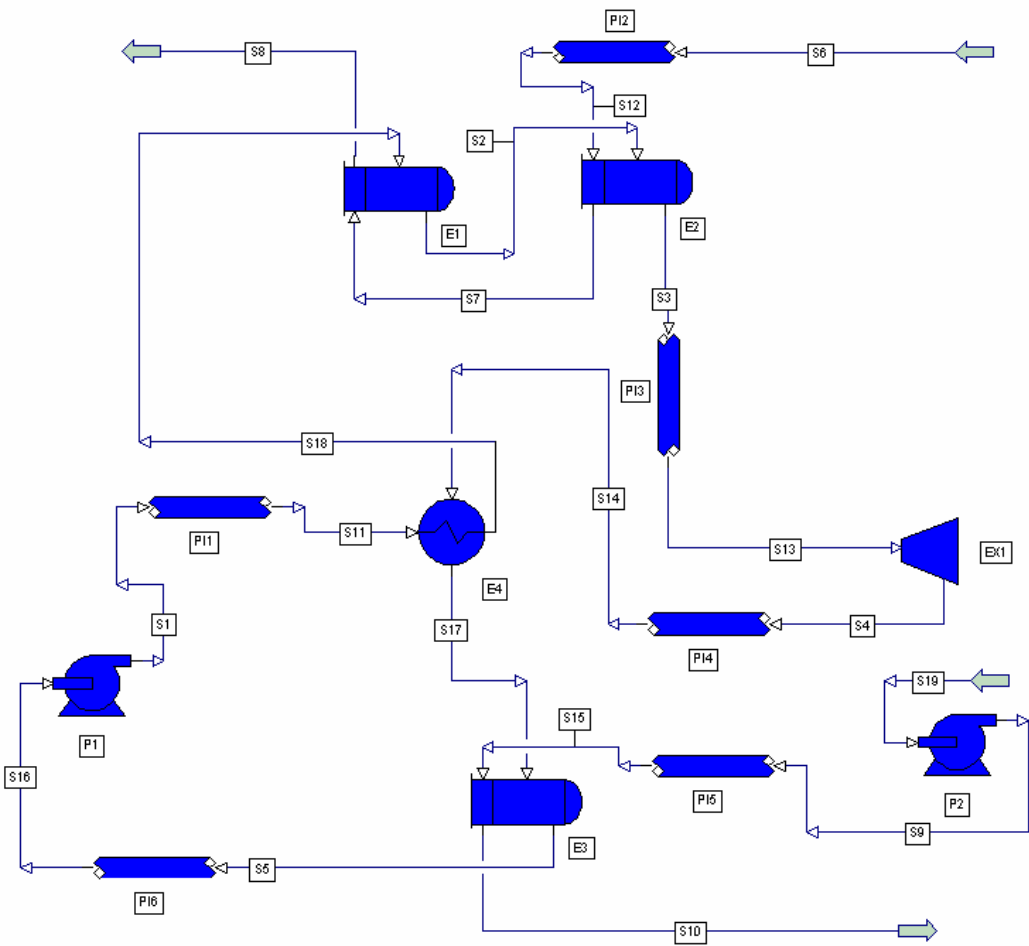
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	91.85522	91.84773
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.89764	3.89764
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.04100	33.04099
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.53063E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-1Mw-Isobutano-PR-SE



UNIT 4, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13

PRODUCTS VAPOR S4

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.95	145.99	150.57
PRESSURE, PSIA	229.60	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	74.4725	69.2955	70.0721
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.8000	58.8000	59.0061
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.3114		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1517.21
ACTUAL			1289.63

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-4
386/EM
02/06/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S16

PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.63
PRESSURE, PSIA	91.85	235.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	10906.6650	10880.1399
ACT FLOW RATE, GPM	1359.7928	1356.4858
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		624.3054
WORK, KW		105.8420

UNIT 13, 'P2', 'Bomba sistema condensacion'

FEEDS S19
PRODUCTS WATER S9

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	34810.4539	34811.0199
ACT FLOW RATE, GPM	4340.0072	4340.0777
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		58.9959

UNIT 12, 'E4', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	18.349
F FACTOR (FT)	0.446
MTD, F	8.175
U*A, BTU/HR-F	611598.300

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S14	
MIXED PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	6200.000	6169.899
M LB/HR	360.369	358.619
CP, BTU/LB-F	0.472	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		30.101
M LB/HR		1.750
CP, BTU/LB-F		0.636
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		30.101
TEMPERATURE, F	150.542	122.063
PRESSURE, PSIA	99.857	99.857

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S11	
LIQUID PRODUCT		S18
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.607	0.639
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.632	128.927
PRESSURE, PSIA	234.993	234.993

UNIT 2, 'E1', 'Precaentador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	14.0233	
LMTD, F	33.728	
MTD, F	33.221	
F FACTOR, (FT)	0.985	
U*A, BTU/HR-F	422118.869	
U, BTU/HR-FT ² -F	143.497	121.185 (REQD)
A, FT ²	3483.264	2941.659 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S18	
PRODUCTS LIQUID		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.639	0.768
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	128.927	185.000
PRESSURE, PSIA	234.993	229.993
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S7	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.006	1.005
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	199.953	192.912
PRESSURE, PSIA	23.899	16.349

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I EXCHANGER NAME		Precalentador		UNIT ID E1	
I SIZE		50 - 120 TYPE AFS		HORIZONTAL	
I AREA/UNIT		3483.FT2 (2941.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL 3483.FT2	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S18		S7	
I FEED STREAM NAME				Evaporador-P	
I TOTAL FLUID		LB/HR 360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)		LB/HR /		/	
I LIQUID		LB/HR 360369. / 360369.		/	
I STEAM		LB/HR /		/	
I WATER		LB/HR /		1981650. / 1981650.	
I NON CONDENSIBLE		LB/HR			
I TEMPERATURE (IN/OUT)		DEG F 128.9 / 185.0		200.0 / 192.9	
I PRESSURE (IN/OUT)		PSIA 234.99 / 229.99		23.90 / 16.35	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 / 0.563		1.000 / 1.000	
I VAP (60F/60F AIR)		/		/	
I DENSITY, LIQUID		LB/FT3 31.968 / 28.664		60.125 / 60.291	
I VAPOR		LB/FT3 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID		CP 0.108 / 0.080		0.300 / 0.314	
I VAPOR		CP /		/	
I THRML COND, LIQ		BTU/HR-FT-F 0.0497 / 0.0441		0.3903 / 0.3890	
I VAP		BTU/HR-FT-F /		/	
I SPEC.HEAT, LIQUID		BTU/LB-F 0.6385 / 0.7676		1.0057 / 1.0046	
I VAPOR		BTU/LB-F /		/	
I LATENT HEAT		BTU/LB			
I VELOCITY		FT/SEC 2.00		7.71	
I DP/SHELL		PSI 5.00		7.55	
I FOULING RESIST		HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00328 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE		BTU/HR-FT2-F SERVICE 143.50 (121.18 REQD)		CLEAN 416.61	
I HEAT EXCHANGED		MM BTU/HR 14.023		MTD (CORRECTED) 33.2 FT 0.985	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE		PSIA 300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		2		3	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID		IN 8.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID		IN 10.0		19.3	
I TUBE: NUMBER		1912 OD 0.750 IN		THICK 0.083 IN	
I TYPE BARE		PITCH 1.0 IN		PATTERN 60 DEGREES	
I SHELL: ID		50.00 IN		SEALING STRIPS 0 PAIRS	
I BAFFLE: CUT		0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 10.00/		10.00/ 10.00, SINGLE	
I RHO-V2: INLET NOZZLE		2597.1 LB/FT-SEC2			
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB		15852.5 FULL OF WATER		40307.4 BUNDLE 17387.4	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Precalentador		UNIT ID E1		I
I SIZE	50 - 120	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES I
I AREA/UNIT	3483. FT2 (2941. FT2 REQUIRED) I				
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I-----I					
I FEED STREAM ID	S18		S7		I
I FEED STREAM NAME			Evaporador-P		I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 1.000		1.000 / 1.000		I
I REYNOLDS NUMBER	177247.33		109665.59		I
I PRANDTL NUMBER	3.298		1.914		I
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/		I
I VAPOR	/		/		I
I SURFACE TENSION DYNE/CM	6.890 / 3.805		60.567 / 61.302		I
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	619.6 (1.000)		2443.7 (1.000)		I
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		I
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	23.16	0.00161		I	
I TUBE FILM	7.54	0.00053		I	
I TUBE METAL	3.74	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	65.56	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	18.41	0.00128		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	92.89	4.64	96.21	7.26	I
I INLET NOZZLES	5.60	0.28	2.73	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	1.51	0.08	1.05	0.08	I
I TOTAL /SHELL	5.00		7.55		I
I TOTAL /UNIT	5.00		7.55		I
I DP SCALER	1.00		1.00		I
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	10.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	9.05	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	8.7	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0 BTU/HR-FT-F		DENSITY		490.81 LB/FT3I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.250	IN	NUMBER	11	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	47.0	IN	TUBES IN CROSSFLOW	1441	I
I CROSSFLOW AREA	1.137	FT2	WINDOW AREA	1.219	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.09	IN			I
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.429	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.086	FT2 I
I-----I					

UNIT 3, 'E2', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		
DUTY, MM BTU/HR	40.0058		
LMTD, F	18.002		
MTD, F	14.428		
F FACTOR, (FT)	0.801		
U*A, BTU/HR-F	2.773E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	112.826	117.315	(REQD)
A, FT ²	23634.785	24575.157	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S2	
PRODUCTS VAPOR		S3
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6200.000
M LB/HR	N/A	360.369
CP, BTU/LB-F	N/A	0.558
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	N/A
M LB/HR	360.369	N/A
CP, BTU/LB-F	0.768	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6200.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	185.000	200.000
PRESSURE, PSIA	229.993	229.826

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S12	
PRODUCTS WATER		S7
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.009	1.006
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	220.000	199.953
PRESSURE, PSIA	29.926	23.899

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S2		S12	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/	360369.	/	
I LIQUID	LB/HR	360369.	/	/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		1981650.	1981650.
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	185.0 /	200.0	220.0 /	200.0
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	229.99 /	229.83	29.93 /	23.90
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 /	1.000
I VAP (60F/60F AIR)		/	2.007	/	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	28.664 /		59.627 /	60.125
I VAPOR	LB/FT3	/	2.602	/	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.080 /		0.267 /	0.300
I VAPOR	CP	/	0.009	/	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0441 /		0.3934 /	0.3903
I VAP	BTU/HR-FT-F	/	0.0140	/	
I SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.7676 /		1.0088 /	1.0057
I VAPOR	BTU/LB-F	/	0.5583	/	
I LATENT HEAT	BTU/LB	101.46			
I VELOCITY	FT/SEC	1.67		3.92	
I DP/SHELL	PSI	0.17		6.03	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00166 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	112.83 (117.31 REQD)	CLEAN	232.84
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	40.006	MTD (CORRECTED)	14.4 FT	0.801
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		1		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	10.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	21.3		19.3	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN	THICK 0.083
I TYPE	BARE			IN	LENGTH 25.0 FT
I SHELL: ID	80.00	IN			PITCH 1.0
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1165.8	LB/FT-SEC2			PATTERN 30 DEGREES
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75697.5	FULL OF WATER	898420.6	BUNDLE	102000.3

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	133 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES	I
I AREA/UNIT	23634. FT2 (24575. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S2		S12		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	46996.41		59620.26		
I PRANDTL NUMBER	3.379		1.774		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	3.805 /		58.421 / 60.567		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	316.1 (1.000)		1476.1 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	35.70	0.00316		I	
I TUBE FILM	9.82	0.00087		I	
I TUBE METAL	2.94	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	51.54	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-3.83	-0.00034		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	95.22	5.74	I
I INLET NOZZLES	75.37	0.13	3.45	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	24.63	0.04	1.32	0.08	I
I TOTAL /SHELL	0.17		6.03		
I TOTAL /UNIT	0.17		6.03		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5049	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	190.2	200.0	220.0	219.0	229.9	229.8	29.9	29.4
2	190.2	190.2	219.0	212.9	229.9	229.9	29.4	28.2
3	190.3	190.2	212.9	206.8	229.9	229.9	28.2	26.7
4	190.3	190.3	206.8	200.7	229.9	229.9	26.7	24.4
5	185.0	190.3	200.7	200.0	230.0	229.9	24.4	23.9

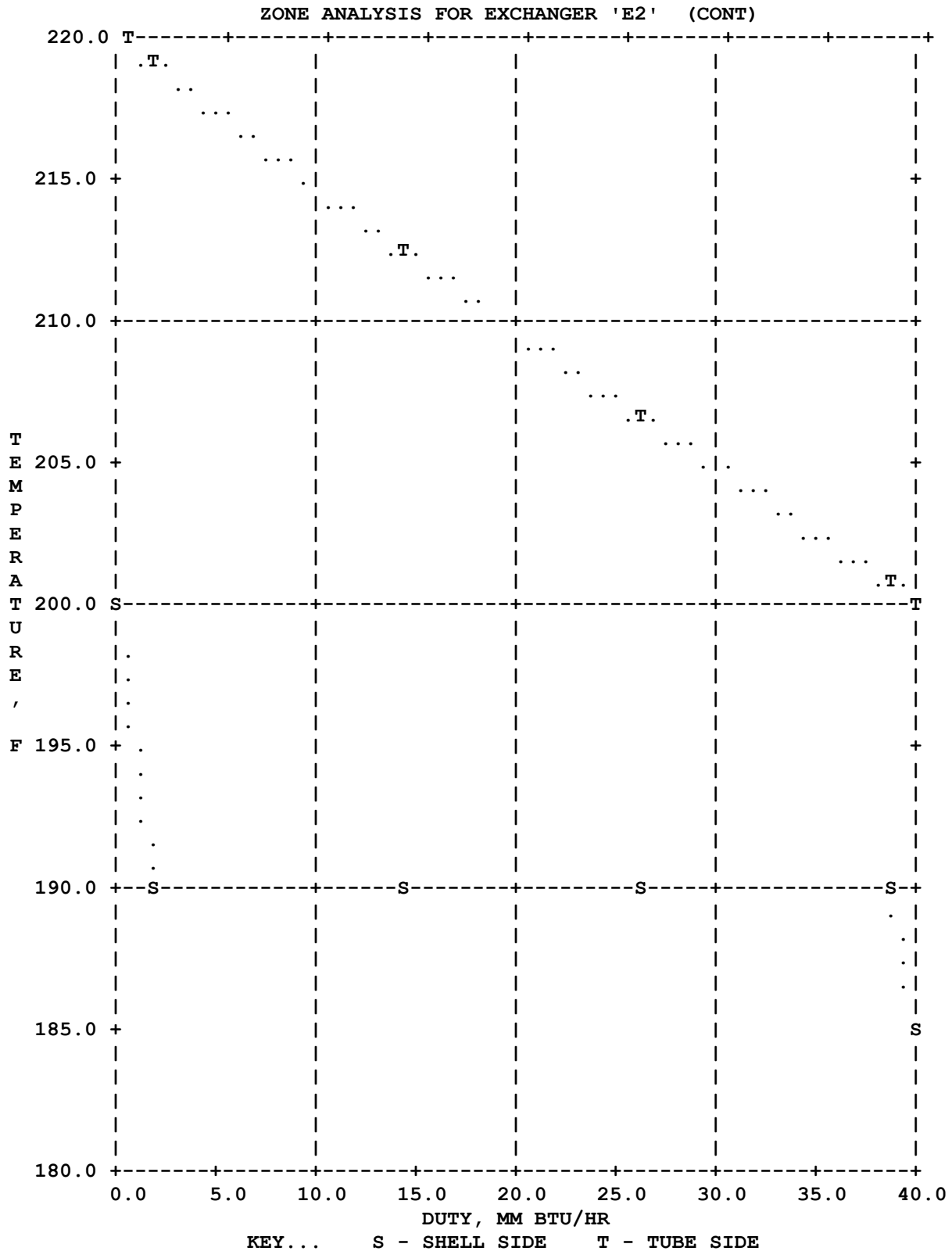
HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.041	0.503	146.320	1527.968
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.174	352.123	1508.723
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.556	352.161	1482.420
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.301	352.198	1455.783
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.126	0.491	161.856	1441.573
TOTAL PRESSURE DROP			0.167	6.026		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
			BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F	
1	1.98	4.94	79.97	1277.59	24.13	0.801
2	12.18	30.45	117.37	5057.44	25.61	0.801
3	12.18	30.45	117.16	6672.72	19.44	0.801
4	12.18	30.45	116.95	9815.69	13.24	0.801
5	1.48	3.70	84.05	1751.72	12.55	0.801
TOTAL	40.01	100.00		24575.16		
WEIGHTED			112.83		18.00	0.801
OVERALL					17.35	0.801
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)



UNIT 5, 'E3', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	49.9899	
LMTD, F	15.582	
MTD, F	15.090	
F FACTOR, (FT)	0.968	
U*A, BTU/HR-F	3.313E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	103.243	90.633 (REQD)
A, FT ²	36552.318	32087.662 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S5
VAPOR, LB-MOL/HR	6169.899	N/A
M LB/HR	358.619	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	30.101	6200.000
M LB/HR	1.750	360.369
CP, BTU/LB-F	0.636	0.611
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6169.899
L/F	4.8550E-03	1.0000
TEMPERATURE, F	122.063	105.000
PRESSURE, PSIA	99.857	91.857
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S15	
PRODUCTS WATER		S10
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	113.277
PRESSURE, PSIA	29.911	18.122

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'							
EXCHANGER NAME		Condensador		UNIT ID		E3	
SIZE	70 - 300	TYPE	AFS	HORIZONTAL	CONNECTED	1 PARALLEL	2 SERIES
AREA/UNIT	36552.FT2 (32087.FT2 REQUIRED)			AREA/SHELL	18276.FT2		
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE			TUBE-SIDE		
FEED STREAM ID	S17			S15			
FEED STREAM NAME							
TOTAL FLUID	LB/HR	360369.			2161800.		
VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	358619. /			/		
LIQUID	LB/HR	1750. /	360369.		/		
STEAM	LB/HR	/		/			
WATER	LB/HR	/		2161800. /		2161800.	
NON CONDENSIBLE LB/HR							
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	122.1 /	105.0		90.1 /		113.3
PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.86 /	91.86		29.91 /		18.12
SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /	0.563		1.000 /		1.000
VAP (60F/60F AIR)		2.007 /		/			
DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.156 /	33.041		62.101 /		61.809
VAPOR	LB/FT3	1.102 /		/			
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.112 /	0.125		0.760 /		0.592
VAPOR	CP	0.008 /		/			
THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0505 /	0.0525		0.3583 /		0.3671
VAP	BTU/HR-FT-F	0.0109 /		/			
SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6363 /	0.6113		0.9975 /		0.9976
VAPOR	BTU/LB-F	0.4591 /		/			
LATENT HEAT		BTU/LB		128.97			
VELOCITY		FT/SEC		1.97		4.03	
DP/SHELL		PSI		4.00		5.90	
FOULING RESIST		HR-FT2-F/BTU		0.00200 (0.00335 REQD)		0.00200	
TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	103.24 (90.63 REQD)	CLEAN	195.41		
HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	49.990	MTD (CORRECTED)	15.1	FT	0.968	
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE			TUBE-SIDE		
DESIGN PRESSURE	PSIA	300.			300.		
NUMBER OF PASSES		2			3		
MATERIAL		CARB STL			CARB STL		
INLET NOZZLE ID	IN	31.3			17.3		
OUTLET NOZZLE ID	IN	10.0			21.3		
TUBE: NUMBER	3880	OD	0.750	IN	THICK	0.083	IN
TYPE	BARE	PITCH		1.0	IN	PATTERN	30 DEGREES
SHELL: ID	70.00	SEALING STRIPS		0 PAIRS			
BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):		IN	17.00/	14.00/	17.00, SINGLE
RHO-V2: INLET NOZZLE	318.9 LB/FT-SEC2						
TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	21831.0	FULL OF WATER		136642.6	BUNDLE	80430.6	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E3		I	
I SIZE	70 - 300 TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	2 SERIES	I
I AREA/UNIT	36552. FT2 (32087. FT2 REQUIRED)				
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S15		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.005 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	767971.35		27618.03		
I PRANDTL NUMBER	2.970		4.367		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/		
I VAPOR	13.813 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.290 / 8.303		70.705 / 68.823		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	279.5 (1.000)		1004.5 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I		
I SHELL FILM	36.94	0.00358	I		
I TUBE FILM	13.20	0.00128	I		
I TUBE METAL	2.69	0.00026	I		
I TOTAL FOULING	47.17	0.00457	I		
I ADJUSTMENT	13.91	0.00135	I		
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	97.50	3.90	94.91	5.60	I
I INLET NOZZLES	0.86	0.03	4.03	0.24	I
I OUTLET NOZZLES	1.64	0.07	1.06	0.06	I
I TOTAL /SHELL	4.00		5.90		
I TOTAL /UNIT	8.00		11.80		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE: OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.36	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	12.1	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	20	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	66.5	IN	TUBES IN CROSSFLOW	2899	I
I CROSSFLOW AREA	1.941	FT2	WINDOW AREA	2.301	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.03	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.867	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.161	FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	TEMPERATURE, F				PRESSURE, PSIA			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	122.1	120.0	105.9	113.3	99.9	97.1	26.5	18.1
2	120.0	118.0	98.6	105.9	97.1	96.2	28.2	26.5
3	118.0	116.0	91.2	98.6	96.2	95.9	29.4	28.2
4	116.0	105.0	90.1	91.2	95.9	95.9	29.9	29.4

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

ZONE	HEAT TRANSFER MECHANISM		PRESSURE DROP (TOTAL) PSI		FILM COEFFICIENT - BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
	1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.758	8.408	268.431
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.938	1.663	280.625	999.676
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.290	1.252	300.769	960.382
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.014	0.465	286.442	935.388
TOTAL PRESSURE DROP			4.000	11.789		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

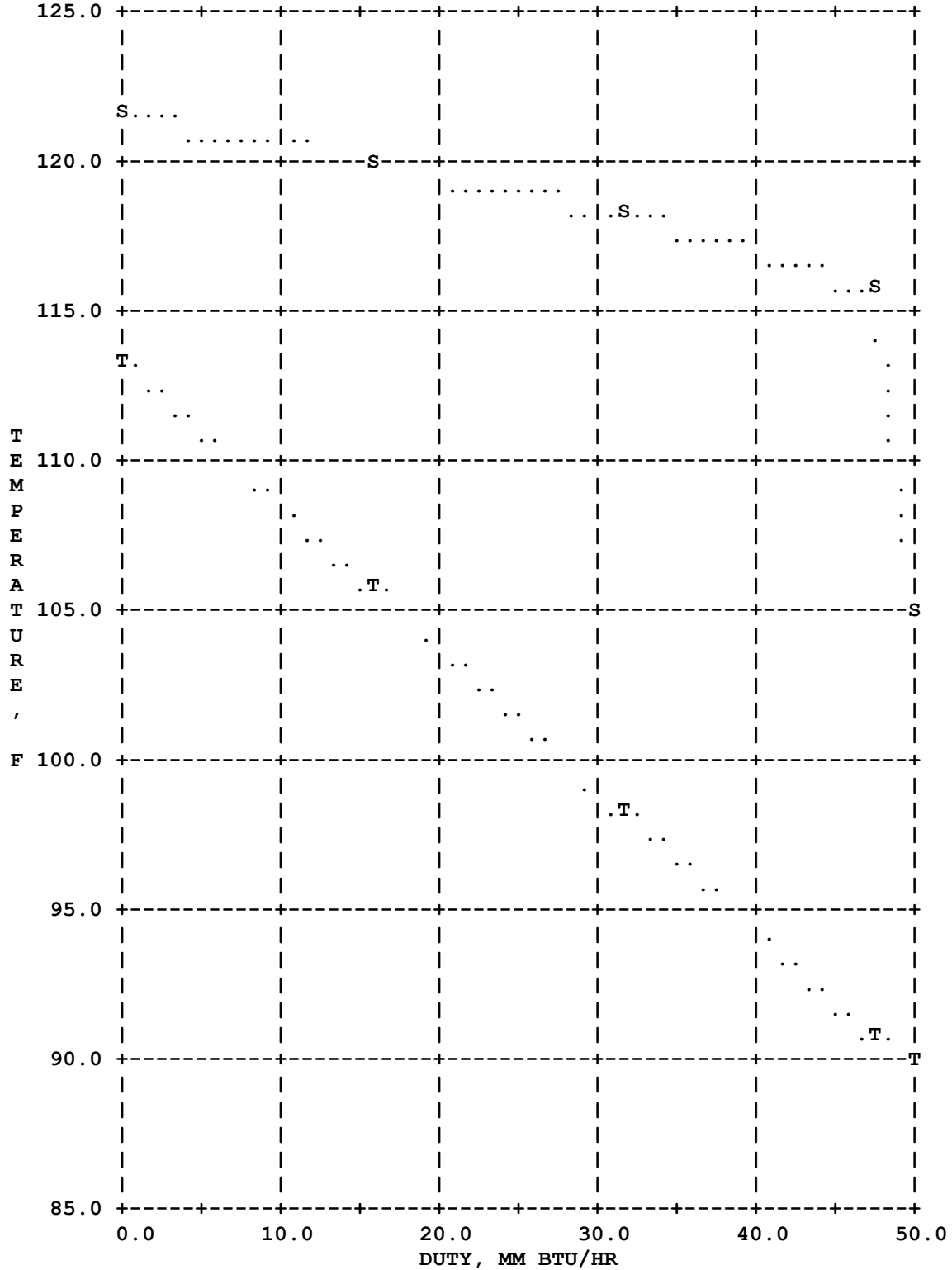
ZONE	DUTY		U-VALUE BTU/HR-FT ² -F	AREA FT ²	LMTD F	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	15.84	31.70	102.14	14249.06	11.24	0.968
2	15.84	31.70	103.33	9515.57	16.64	0.968
3	15.84	31.70	105.36	7057.30	22.00	0.968
4	2.46	4.91	103.16	1265.73	19.43	0.968
TOTAL	49.99	100.00		32087.66		
WEIGHTED			103.24		15.58	0.968
OVERALL					11.58	0.968
INSTALLED				36552.32		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 6, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00747
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00747

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00747
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.88816

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.63245	106.63245
PRESSURE, PSIA	235.00000	234.99253
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.88816	3.88816
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.12154	33.12153
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.54586E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S6
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.07450
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.07450

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.07450
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 9.82698

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.92550
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	9.82698	9.82698
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01312	0.01312
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01312
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.57603E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 8, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22372
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00273
 TOTAL, PSI 0.22646

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22646
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 70.35082

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.95490
PRESSURE, PSIA	229.82575	229.59929
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	70.25933	70.35082
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.60183	2.59844
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.40912E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 9, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S4
 PRODUCTS VAPOR S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.13991
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00343
 TOTAL, PSI 0.14334

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.14334
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 104.09223

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	150.56983	150.54241
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.85666
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	103.92418	104.09223
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.02534	1.02369
FRICTION FACTOR	0.01280	0.01280
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01280
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.97956E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 10, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S9
 PRODUCTS WATER S15

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.08864
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.08864

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.08864
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.29335

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.91137
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.29335	10.29335
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01366	0.01366
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01366
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.36913E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 11, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S5
 PRODUCTS LIQUID S16

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00749
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00749

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00749
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.89764

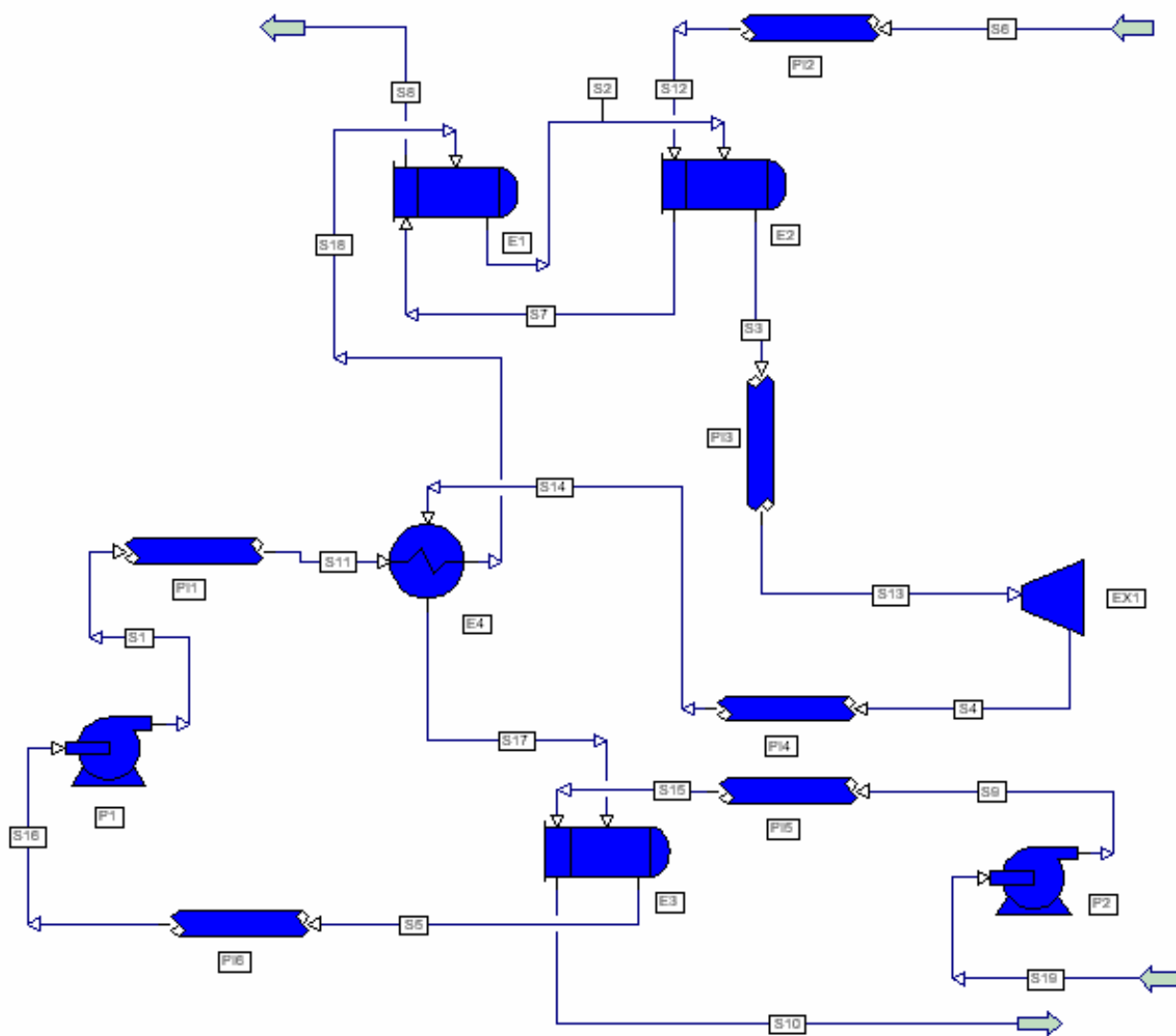
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	91.85666	91.84917
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.89764	3.89764
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.04100	33.04099
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.53063E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-1Mw-Mezcla-SRK-SE



UNIT 4, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13

PRODUCTS VAPOR S4

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.95	145.01	149.71
PRESSURE, PSIA	232.31	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	74.4893	69.1758	69.9729
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.7512	58.7512	58.9630
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.3262		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1557.23
ACTUAL			1323.65

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-4
386/EM
02/06/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S16

PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.61
PRESSURE, PSIA	91.75	235.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	10906.7011	10879.8501
ACT FLOW RATE, GPM	1359.7973	1356.4496
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		624.7243
WORK, KW		105.9131

UNIT 13, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S19
PRODUCTS WATER S9

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	34810.4539	34811.0199
ACT FLOW RATE, GPM	4340.0072	4340.0777
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		58.9959

UNIT 12, 'E4', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	17.692
F FACTOR (FT)	1.000E-04
MTD, F	1.769E-03
U*A, BTU/HR-F	2.826E+09

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S14	
MIXED PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	6200.000	6170.845
M LB/HR	360.369	358.674
CP, BTU/LB-F	0.472	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		29.155
M LB/HR		1.695
CP, BTU/LB-F		0.650
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		29.155
TEMPERATURE, F	149.665	121.172
PRESSURE, PSIA	99.761	99.761

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S11	
LIQUID PRODUCT		S18
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.622	0.652
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.615	128.418
PRESSURE, PSIA	234.993	234.993

UNIT 2, 'E1', 'Precaletador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	14.4378	
LMTD, F	33.807	
MTD, F	31.410	
F FACTOR, (FT)	0.929	
U*A, BTU/HR-F	459657.851	
U, BTU/HR-FT ² -F	115.695	131.962 (REQD)
A, FT ²	3483.264	3973.018 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S18	
PRODUCTS LIQUID		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.652	0.783
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	128.418	185.000
PRESSURE, PSIA	234.993	232.707
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S7	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.006	1.005
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	199.937	192.687
PRESSURE, PSIA	23.852	16.318

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I EXCHANGER NAME		Precalentador		UNIT ID E1	
I SIZE		50 - 120 TYPE AES HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
I AREA/UNIT		3483.FT2 (3973.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL 3483.FT2	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S18		S7	
I FEED STREAM NAME				Evaporador-P	
I TOTAL FLUID		LB/HR 360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)		LB/HR /		/	
I LIQUID		LB/HR 360369. / 360369.		/	
I STEAM		LB/HR /		/	
I WATER		LB/HR /		1981650. / 1981650.	
I NON CONDENSIBLE		LB/HR			
I TEMPERATURE (IN/OUT)		DEG F 128.4 / 185.0		199.9 / 192.7	
I PRESSURE (IN/OUT)		PSIA 234.99 / 232.71		23.85 / 16.32	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 / 0.563		1.000 / 1.000	
I VAP (60F/60F AIR)		/		/	
I DENSITY, LIQUID		LB/FT3 31.996 / 28.670		60.125 / 60.296	
I VAPOR		LB/FT3 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID		CP 0.108 / 0.080		0.300 / 0.314	
I VAPOR		CP /		/	
I THRML COND, LIQ		BTU/HR-FT-F 0.0498 / 0.0441		0.3903 / 0.3889	
I VAP		BTU/HR-FT-F /		/	
I SPEC.HEAT, LIQUID		BTU/LB-F 0.6521 / 0.7835		1.0057 / 1.0046	
I VAPOR		BTU/LB-F /		/	
I LATENT HEAT		BTU/LB			
I VELOCITY		FT/SEC 2.16		7.71	
I DP/SHELL		PSI 2.29		7.53	
I FOULING RESIST		HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00093 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE		BTU/HR-FT2-F SERVICE 115.69 (131.96 REQD)		CLEAN 245.40	
I HEAT EXCHANGED		MM BTU/HR 14.438 MTD (CORRECTED)		31.4 FT 0.929	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE		PSIA 300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		1		3	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID		IN 8.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID		IN 10.0		19.3	
I TUBE: NUMBER		1912 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN		LENGTH 10.0 FT	
I TYPE BARE		PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES	
I SHELL: ID		50.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS			
I BAFFLE: CUT		0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 10.00/ 10.00/ 10.00,		SINGLE	
I RHO-V2: INLET NOZZLE		2594.9 LB/FT-SEC2			
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB		15852.5 FULL OF WATER		40307.4 BUNDLE 17387.4	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'					
-----I-----					
I EXCHANGER NAME	Precalentador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	50 - 120 TYPE AES	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES	I
I AREA/UNIT	3483. FT2 (3973. FT2 REQUIRED)				
-----I-----					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
-----I-----					
I FEED STREAM ID	S18		S7		
I FEED STREAM NAME			Evaporador-P		
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	99356.12		109582.66		
I PRANDTL NUMBER	3.368		1.915		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/		
I VAPOR	/		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	6.919 / 3.805		60.569 / 61.325		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	303.9 (1.000)		2450.8 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
-----I-----					
I THERMAL RESISTANCE					
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)			
I SHELL FILM	38.07	0.00329			
I TUBE FILM	6.06	0.00052			
I TUBE METAL	3.02	0.00026			
I TOTAL FOULING	52.86	0.00457			
I ADJUSTMENT	-12.33	-0.00107			
-----I-----					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	
I WITHOUT NOZZLES	84.46	1.93	96.21	7.25	
I INLET NOZZLES	12.24	0.28	2.74	0.21	
I OUTLET NOZZLES	3.30	0.08	1.06	0.08	
I TOTAL /SHELL	2.29		7.53		
I TOTAL /UNIT	2.29		7.53		
I DP SCALER	1.00		1.00		
-----I-----					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL					
-----I-----					
I TUBE:OVERALL LENGTH	10.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	9.05	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	8.7	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	
I THERMAL COND	30.0 BTU/HR-FT-F		DENSITY	490.81 LB/FT3	
-----I-----					
I BAFFLE: THICKNESS	0.250	IN	NUMBER	11	
-----I-----					
I BUNDLE: DIAMETER	47.0	IN	TUBES IN CROSSFLOW	1441	
I CROSSFLOW AREA	1.013	FT2	WINDOW AREA	1.219 FT2	
I WINDOW HYD DIA	1.09	IN			
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.429	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.086 FT2	
-----I-----					

UNIT 3, 'E2', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	40.0381	
LMTD, F	17.925	
MTD, F	14.358	
F FACTOR, (FT)	0.801	
U*A, BTU/HR-F	2.788E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	113.528	117.982 (REQD)
A, FT ²	23634.785	24562.033 (REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S2	
PRODUCTS VAPOR		S3
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6200.000
M LB/HR	N/A	360.369
CP, BTU/LB-F	N/A	0.562
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	N/A
M LB/HR	360.369	N/A
CP, BTU/LB-F	0.783	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6200.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	185.000	200.000
PRESSURE, PSIA	232.707	232.540

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S12	
PRODUCTS WATER		S7
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.009	1.006
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	220.000	199.937
PRESSURE, PSIA	29.879	23.852

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S2		S12	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/	360369.	/	
I LIQUID	LB/HR	360369.	/	/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		1981650.	1981650.
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	185.0 /	200.0	220.0 /	199.9
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	232.71 /	232.54	29.88 /	23.85
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 /	1.000
I VAP (60F/60F AIR)		/	2.007	/	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	28.670 /		59.627 /	60.125
I VAPOR	LB/FT3	/	2.585	/	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.080 /		0.267 /	0.300
I VAPOR	CP	/	0.009	/	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0441 /		0.3934 /	0.3903
I VAP	BTU/HR-FT-F	/	0.0140	/	
I SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.7835 /		1.0088 /	1.0057
I VAPOR	BTU/LB-F	/	0.5619	/	
I LATENT HEAT	BTU/LB	101.40			
I VELOCITY	FT/SEC	1.67		3.92	
I DP/SHELL	PSI	0.17		6.03	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00167 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE 113.53 (117.98 REQD)	CLEAN	235.86	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	40.038	MTD (CORRECTED)	14.4 FT	0.801
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		1		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	10.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	21.3		19.3	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN	THICK 0.083
I TYPE	BARE			IN	LENGTH 25.0 FT
I SHELL: ID	80.00	IN			PITCH 1.0
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1165.6	LB/FT-SEC2			PATTERN 30 DEGREES
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75697.5	FULL OF WATER	898420.6	BUNDLE	102000.3

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	133 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES	I
I AREA/UNIT	23634. FT2 (24562. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S2		S12		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	47004.77		59613.36		
I PRANDTL NUMBER	3.450		1.774		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	3.805 /		58.421 / 60.569		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	321.6 (1.000)		1476.0 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	35.30	0.00311		I	
I TUBE FILM	9.88	0.00087		I	
I TUBE METAL	2.96	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	51.87	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-3.78	-0.00033		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	95.22	5.74	I
I INLET NOZZLES	75.25	0.13	3.45	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	24.75	0.04	1.32	0.08	I
I TOTAL /SHELL	0.17		6.03		
I TOTAL /UNIT	0.17		6.03		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5049	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	190.3	200.0	220.0	219.0	232.6	232.5	29.9	29.4
2	190.3	190.3	219.0	212.9	232.6	232.6	29.4	28.2
3	190.3	190.3	212.9	206.8	232.6	232.6	28.2	26.7
4	190.4	190.3	206.8	200.7	232.6	232.6	26.7	24.4
5	185.0	190.4	200.7	199.9	232.7	232.6	24.4	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

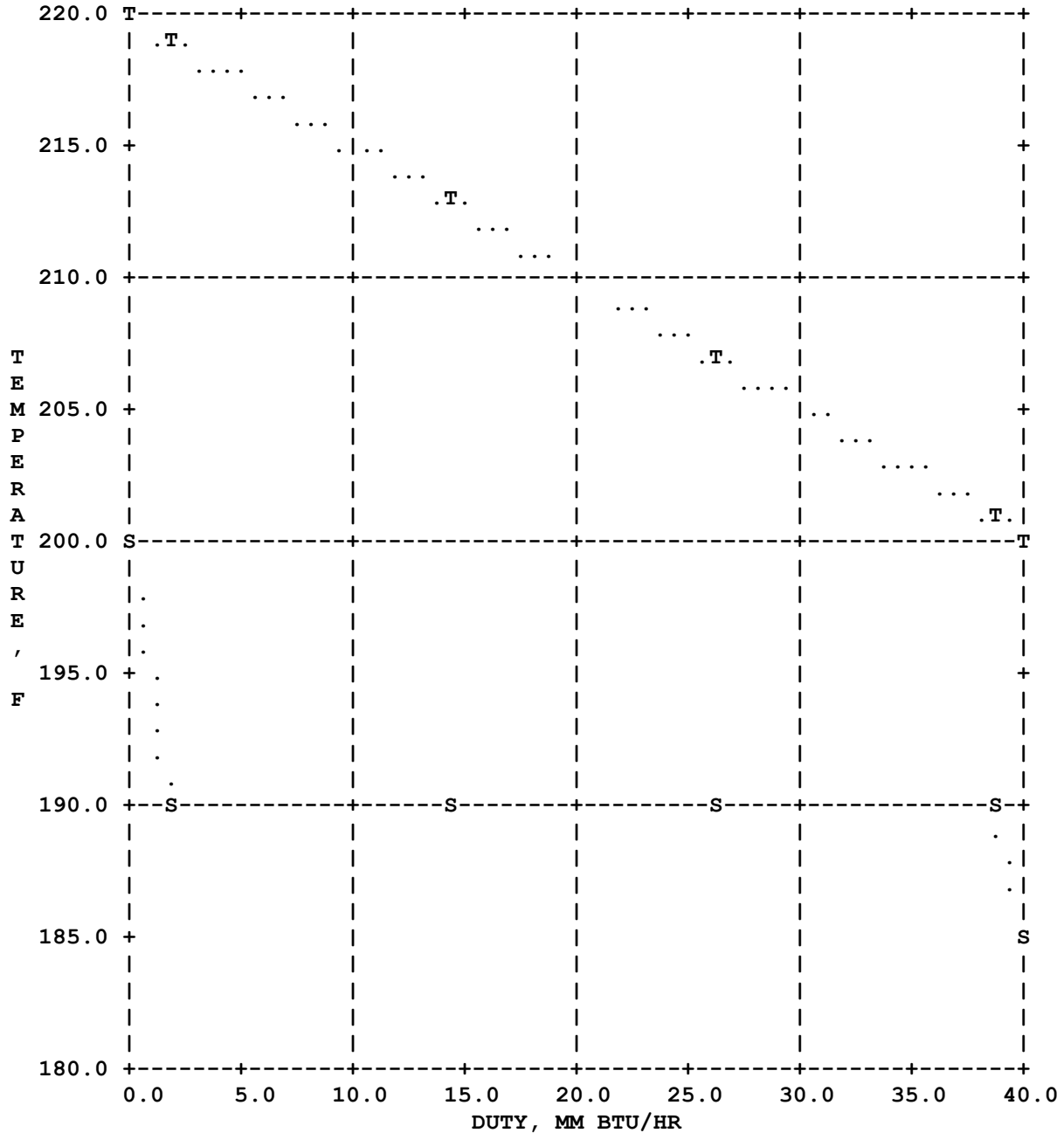
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.041	0.503	146.957	1527.961
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.169	359.995	1508.638
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.551	360.034	1482.373
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.297	360.072	1455.776
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.126	0.506	163.140	1441.551
TOTAL PRESSURE DROP			0.167	6.026		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	1.98	4.93	80.16	1276.81	24.10	0.801
2	12.18	30.41	118.23	5034.44	25.54	0.801
3	12.18	30.41	118.02	6647.09	19.38	0.801
4	12.18	30.41	117.81	9791.66	13.18	0.801
5	1.53	3.83	84.39	1812.02	12.51	0.801
TOTAL	40.04	100.00		24562.03		
WEIGHTED			113.53		17.93	0.801
OVERALL					17.35	0.801
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		
DUTY, MM BTU/HR	50.3208		
LMTD, F	14.531		
MTD, F	14.040		
F FACTOR, (FT)	0.966		
U*A, BTU/HR-F	3.584E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	106.530	99.727	(REQD)
A, FT ²	35939.972	33644.793	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S5
VAPOR, LB-MOL/HR	6170.845	N/A
M LB/HR	358.674	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	29.155	6200.000
M LB/HR	1.695	360.369
CP, BTU/LB-F	0.650	0.627
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6170.845
L/F	4.7024E-03	1.0000
TEMPERATURE, F	121.172	105.000
PRESSURE, PSIA	99.761	91.761

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S15	
PRODUCTS WATER		S10
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	113.430
PRESSURE, PSIA	29.856	3.611

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S17		S15	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	360369.		2161800.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	358674. /		/	
I LIQUID	LB/HR	1695. /	360369.	/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		2161800. /	2161800.
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	121.2 /	105.0	90.1 /	113.4
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.76 /	91.76	29.86 /	3.61
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /	0.563	1.000 /	1.000
I VAP (60F/60F AIR)		2.007 /		/	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.204 /	33.041	62.101 /	61.807
I VAPOR	LB/FT3	1.093 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.113 /	0.125	0.760 /	0.591
I VAPOR	CP	0.008 /		/	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0506 /	0.0525	0.3583 /	0.3672
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0109 /		/	
I SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6502 /	0.6266	0.9975 /	0.9976
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4595 /		/	
I LATENT HEAT	BTU/LB	130.21			
I VELOCITY	FT/SEC	1.98		5.46	
I DP/SHELL	PSI	4.00		13.12	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00264 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	106.53 (99.73 REQD)	CLEAN	207.53
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	50.321	MTD (CORRECTED)	14.0 FT	0.966
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		2		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	31.3		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	10.0		19.3	
I TUBE: NUMBER	3815	OD	0.750	IN	THICK 0.083
I TYPE	BARE			IN	LENGTH 25.0 FT
I SHELL: ID	70.00				PITCH 1.0
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	17.00/	14.00/
I RHO-V2: INLET NOZZLE	321.8				17.00, SINGLE
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	21831.0	FULL OF WATER	135519.3	BUNDLE	79184.8

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E3		I	
I SIZE	70 - 300 TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	2 SERIES	I
I AREA/UNIT	35940. FT2 (33644. FT2 REQUIRED) I				
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S17		S15 I		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.005 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	779312.61		37556.33 I		
I PRANDTL NUMBER	3.037		4.354 I		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/ I		
I VAPOR	13.813 /		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	7.342 / 8.303		70.705 / 68.810 I		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	281.2 (1.000)		1282.0 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	37.88	0.00356		I	
I TUBE FILM	10.67	0.00100		I	
I TUBE METAL	2.78	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	48.67	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	6.82	0.00064		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	97.50	3.90	97.48	12.79	I
I INLET NOZZLES	0.87	0.03	1.81	0.24	I
I OUTLET NOZZLES	1.64	0.07	0.70	0.09	I
I TOTAL /SHELL	4.00		13.12 I		
I TOTAL /UNIT	8.00		26.25 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.36	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	12.1	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	20	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	66.5	IN	TUBES IN CROSSFLOW	2850	I
I CROSSFLOW AREA	1.941	FT2	WINDOW AREA	2.326	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.06	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.852	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.161	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	TEMPERATURE, F				PRESSURE, PSIA			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	121.2	119.2	106.0	113.4	99.8	97.0	22.6	3.6
2	119.2	117.2	98.6	106.0	97.0	96.0	26.4	22.6
3	117.2	115.2	91.2	98.6	96.0	95.8	29.2	26.4
4	115.2	105.0	90.1	91.2	95.8	95.8	29.9	29.2

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

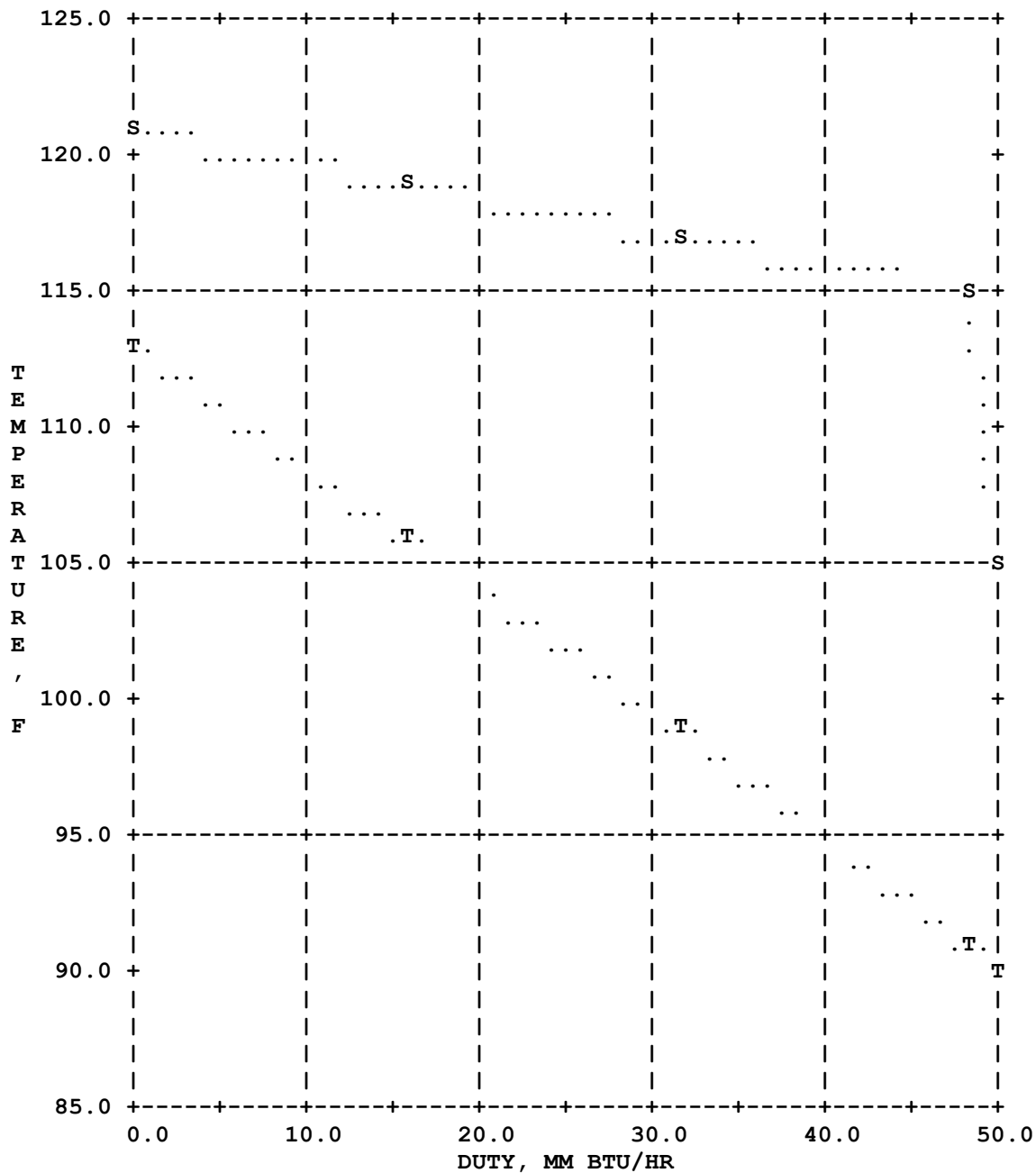
ZONE	HEAT TRANSFER MECHANISM		PRESSURE DROP (TOTAL) PSI		FILM COEFFICIENT - BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.801	19.005	269.786	1325.638
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.912	3.765	283.015	1274.353
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.275	2.778	303.739	1223.250
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.012	0.698	290.177	1191.657
TOTAL PRESSURE DROP			4.000	26.246		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	DUTY		U-VALUE BTU/HR-FT ² -F	AREA FT ²	LMTD F	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	16.00	31.80	105.21	15414.18	10.21	0.966
2	16.00	31.80	106.72	9877.81	15.71	0.966
3	16.00	31.80	109.04	7176.13	21.16	0.966
4	2.32	4.61	106.92	1176.68	19.09	0.966
TOTAL	50.32	100.00		33644.79		
WEIGHTED			106.53		14.53	0.966
OVERALL					10.94	0.966
INSTALLED				35939.97		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 6, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00747
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00747

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00747
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.88806

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.61477	106.61477
PRESSURE, PSIA	235.00000	234.99253
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.88805	3.88806
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.12242	33.12242
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.54570E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S6
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.12128
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.12128

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.12128
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 11.87653

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.87872
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	11.87653	11.87653
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01330	0.01330
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01330
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.93130E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 8, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22515
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00273
 TOTAL, PSI 0.22789

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22789
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 70.79880

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.95428
PRESSURE, PSIA	232.53978	232.31189
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	70.70861	70.79880
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.58529	2.58200
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.40912E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 9, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S4
 PRODUCTS VAPOR S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.23051
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00842
 TOTAL, PSI 0.23893

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.23893
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 126.88550

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	149.71070	149.66547
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.76108
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	126.54689	126.88550
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.01766	1.01495
FRICTION FACTOR	0.01303	0.01303
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01303
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.17916E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 10, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S9
 PRODUCTS WATER S15

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.14351
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.14351

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.14351
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 12.44017

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.85649
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	12.44017	12.44017
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01378	0.01378
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01378
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.50515E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 11, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S5
 PRODUCTS LIQUID S16

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00749
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00749

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00749
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.89765

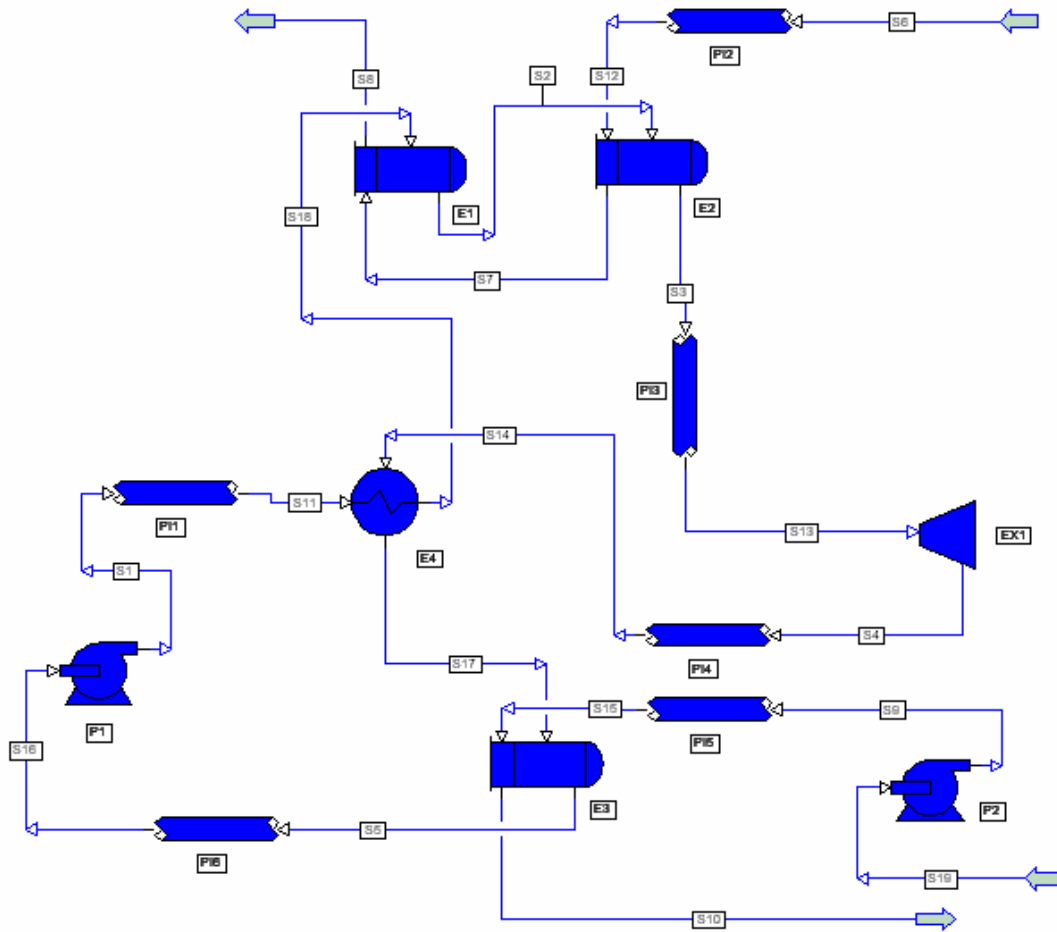
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	91.76107	91.75359
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.89765	3.89765
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.04089	33.04088
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.53063E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-1Mw-Mezcla-PR-SE



UNIT 4, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS

S13

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.95	145.02	149.65
PRESSURE, PSIA	232.30	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	74.3623	69.1315	69.9162
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.7563	58.7563	58.9648
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	2.2711		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			1533.00
ACTUAL			1303.05

SIMULATION SCIENCES INC.

R

PAGE P-4

PROJECT

PRO/II VERSION 5.1

386/EM

PROBLEM

OUTPUT

PUMP SUMMARY

02/06/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS

S16

PRODUCTS LIQUID

S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	105.00	106.63
PRESSURE, PSIA	91.76	235.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	10906.7002	10880.1578
ACT FLOW RATE, GPM	1359.7972	1356.4880
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		624.7138
WORK, KW		105.9113

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-5
386/EM
02/06/02

UNIT 13, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S19

PRODUCTS WATER S9

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	34810.4539	34811.0199
ACT FLOW RATE, GPM	4340.0072	4340.0777
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		58.9959

UNIT 12, 'E4', 'Precaentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	5.000
LMTD, F	17.888
F FACTOR (FT)	0.408
MTD, F	7.291
U*A, BTU/HR-F	685785.262

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S14	
MIXED PRODUCT		S17
VAPOR, LB-MOL/HR	6200.000	6150.117
M LB/HR	360.369	357.469
CP, BTU/LB-F	0.471	0.459
LIQUID, LB-MOL/HR		49.883
M LB/HR		2.899
CP, BTU/LB-F		0.636
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		49.883
TEMPERATURE, F	149.607	121.994
PRESSURE, PSIA	99.763	99.763

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S11	
LIQUID PRODUCT		S18
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.607	0.639
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	106.634	128.928
PRESSURE, PSIA	234.993	234.993

UNIT 2, 'E1', 'Precalentador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	14.0150		
LMTD, F	33.790		
MTD, F	31.492		
F FACTOR, (FT)	0.932		
U*A, BTU/HR-F	445028.433		
U, BTU/HR-FT ² -F	115.350	127.762	(REQD)
A, FT ²	3483.264	3858.058	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S18	
PRODUCTS LIQUID		S2
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CP, BTU/LB-F	0.639	0.767
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	128.928	185.000
PRESSURE, PSIA	234.993	232.706

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S7	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.006	1.005
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	200.004	192.967
PRESSURE, PSIA	23.853	16.319

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

I EXCHANGER NAME		Precalentador		UNIT ID E1	
I SIZE		50 - 120 TYPE AES HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
I AREA/UNIT		3483.FT2 (3858.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL 3483.FT2	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S18		S7	
I FEED STREAM NAME				Evaporador-P	
I TOTAL FLUID		LB/HR 360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)		LB/HR /		/	
I LIQUID		LB/HR 360369. / 360369.		/	
I STEAM		LB/HR /		/	
I WATER		LB/HR /		1981650. / 1981650.	
I NON CONDENSIBLE		LB/HR			
I TEMPERATURE (IN/OUT)		DEG F 128.9 / 185.0		200.0 / 193.0	
I PRESSURE (IN/OUT)		PSIA 234.99 / 232.71		23.85 / 16.32	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 / 0.563		1.000 / 1.000	
I VAP (60F/60F AIR)		/		/	
I DENSITY, LIQUID		LB/FT3 31.968 / 28.670		60.123 / 60.290	
I VAPOR		LB/FT3 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID		CP 0.108 / 0.080		0.300 / 0.313	
I VAPOR		CP /		/	
I THRML COND, LIQ		BTU/HR-FT-F 0.0497 / 0.0441		0.3903 / 0.3890	
I VAP		BTU/HR-FT-F /		/	
I SPEC.HEAT, LIQUID		BTU/LB-F 0.6385 / 0.7669		1.0057 / 1.0047	
I VAPOR		BTU/LB-F /		/	
I LATENT HEAT		BTU/LB			
I VELOCITY		FT/SEC 2.16		7.71	
I DP/SHELL		PSI 2.29		7.53	
I FOULING RESIST		HR-FT2-F/BTU 0.00200 (0.00116 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE		BTU/HR-FT2-F SERVICE 115.35 (127.76 REQD)		CLEAN 243.86	
I HEAT EXCHANGED		MM BTU/HR 14.015 MTD (CORRECTED)		31.5 FT 0.932	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE		PSIA 300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		1		3	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID		IN 8.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID		IN 10.0		19.3	
I TUBE: NUMBER		1912 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN		LENGTH 10.0 FT	
I TYPE BARE		PITCH 1.0 IN		PATTERN 30 DEGREES	
I SHELL: ID		50.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS			
I BAFFLE: CUT		0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 10.00/ 10.00/ 10.00,		SINGLE	
I RHO-V2: INLET NOZZLE		2597.1 LB/FT-SEC2			
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB		15852.5 FULL OF WATER		40307.4 BUNDLE 17387.4	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'					
-----I					
I EXCHANGER NAME	Precalentador	UNIT ID E1		I	
I SIZE	50 - 120 TYPE AES	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES I
I AREA/UNIT	3483. FT2 (3858. FT2 REQUIRED) I				
-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
-----I					
I FEED STREAM ID	S18		S7 I		
I FEED STREAM NAME			Evaporador-P I		
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 1.000		1.000 / 1.000 I		
I REYNOLDS NUMBER	99493.44		109702.36 I		
I PRANDTL NUMBER	3.297		1.913 I		
I WATSON K, LIQUID	13.813 / 13.813		/ I		
I VAPOR	/		/ I		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	6.890 / 3.805		60.562 / 61.296 I		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	301.5 (1.000)		2452.3 (1.000) I		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000 I		
-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	38.25	0.00332		I	
I TUBE FILM	6.04	0.00052		I	
I TUBE METAL	3.01	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	52.70	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-9.71	-0.00084		I	
-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE I		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	84.46	1.93	96.20	7.25 I	
I INLET NOZZLES	12.25	0.28	2.74	0.21 I	
I OUTLET NOZZLES	3.30	0.08	1.06	0.08 I	
I TOTAL /SHELL	2.29		7.53 I		
I TOTAL /UNIT	2.29		7.53 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	10.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	9.05	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	8.7	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3I
-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.250	IN	NUMBER	11	I
-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	47.0	IN	TUBES IN CROSSFLOW	1441	I
I CROSSFLOW AREA	1.013	FT2	WINDOW AREA	1.219	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.09	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.429	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.086	FT2 I
-----I					

UNIT 3, 'E2', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		
DUTY, MM BTU/HR	39.9037		
LMTD, F	16.986		
MTD, F	13.638		
F FACTOR, (FT)	0.803		
U*A, BTU/HR-F	2.926E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	112.918	123.794	(REQD)
A, FT ²	23634.785	25911.291	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S2	
PRODUCTS VAPOR		S3
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	6200.000
M LB/HR	N/A	360.369
CP, BTU/LB-F	N/A	0.561
LIQUID, LB-MOL/HR	6200.000	N/A
M LB/HR	360.369	N/A
CP, BTU/LB-F	0.767	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		6200.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	185.000	200.000
PRESSURE, PSIA	232.706	232.520

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S12	
PRODUCTS WATER		S7
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
CP, BTU/LB-F	1.009	1.006
TOTAL, LB-MOL/HR	109999.999	109999.999
M LB/HR	1981.650	1981.650
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	220.000	200.004
PRESSURE, PSIA	29.879	23.853

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S2		S12	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	360369.		1981650.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 360369.		/	
I LIQUID	LB/HR	360369. /		/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		1981650. /	1981650. I
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				I
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	185.0 /	200.0	220.0 /	200.0 I
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	232.71 /	232.52	29.88 /	23.85 I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 /	1.000 I
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/	I
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	28.670 /		59.627 /	60.123 I
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.648		/	I
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.080 /		0.267 /	0.300 I
I VAPOR	CP	/ 0.009		/	I
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0441 /		0.3934 /	0.3903 I
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0140		/	I
I SPEC. HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.7669 /		1.0088 /	1.0057 I
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5609		/	I
I LATENT HEAT	BTU/LB	100.91			I
I VELOCITY	FT/SEC	1.67		3.92	I
I DP/SHELL	PSI	0.19		6.03	I
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00122 REQD)		0.00200	I
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE 112.92 (123.79 REQD)	CLEAN	233.24	I
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	39.904	MTD (CORRECTED)	13.6 FT	0.803 I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		1		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	10.0		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	19.3		19.3	
I TUBE: NUMBER	5048	OD 0.750	IN THICK 0.083	IN LENGTH 25.0	FT I
I TYPE	BARE		PITCH 1.0	IN PATTERN 30	DEGREES I
I SHELL: ID	80.00	IN	BUNDLE DIAMETER (DOTL)	76.21	IN I
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1165.6	LB/FT-SEC2			I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	75697.5	FULL OF WATER	898420.6	BUNDLE	102000.3 I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	133 - 300 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES	I
I AREA/UNIT	23634. FT2 (25911. FT2 REQUIRED)	I			
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S2		S12		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	47123.89		59588.13		
I PRANDTL NUMBER	3.380		1.775		
I WATSON K, LIQUID	13.813 /		/		
I VAPOR	/ 13.813		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	3.805 /		58.421 / 60.562		
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	316.8 (1.000)		1476.2 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	35.65	0.00316		I	
I TUBE FILM	9.82	0.00087		I	
I TUBE METAL	2.94	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	51.59	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-8.79	-0.00078		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	0.00	0.00	95.22	5.74	I
I INLET NOZZLES	67.71	0.13	3.45	0.21	I
I OUTLET NOZZLES	32.29	0.06	1.32	0.08	I
I TOTAL /SHELL	0.19		6.03		
I TOTAL /UNIT	0.19		6.03		
I DP SCALER	1.00		1.00		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.31	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5049	I
I CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	TEMPERATURE, F				PRESSURE, PSIA			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	191.3	200.0	220.0	219.1	232.6	232.5	29.9	29.4
2	191.3	191.3	219.1	213.0	232.6	232.6	29.4	28.3
3	191.3	191.3	213.0	207.0	232.6	232.6	28.3	26.7
4	191.3	191.3	207.0	200.9	232.6	232.6	26.7	24.4
5	185.0	191.3	200.9	200.0	232.7	232.6	24.4	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

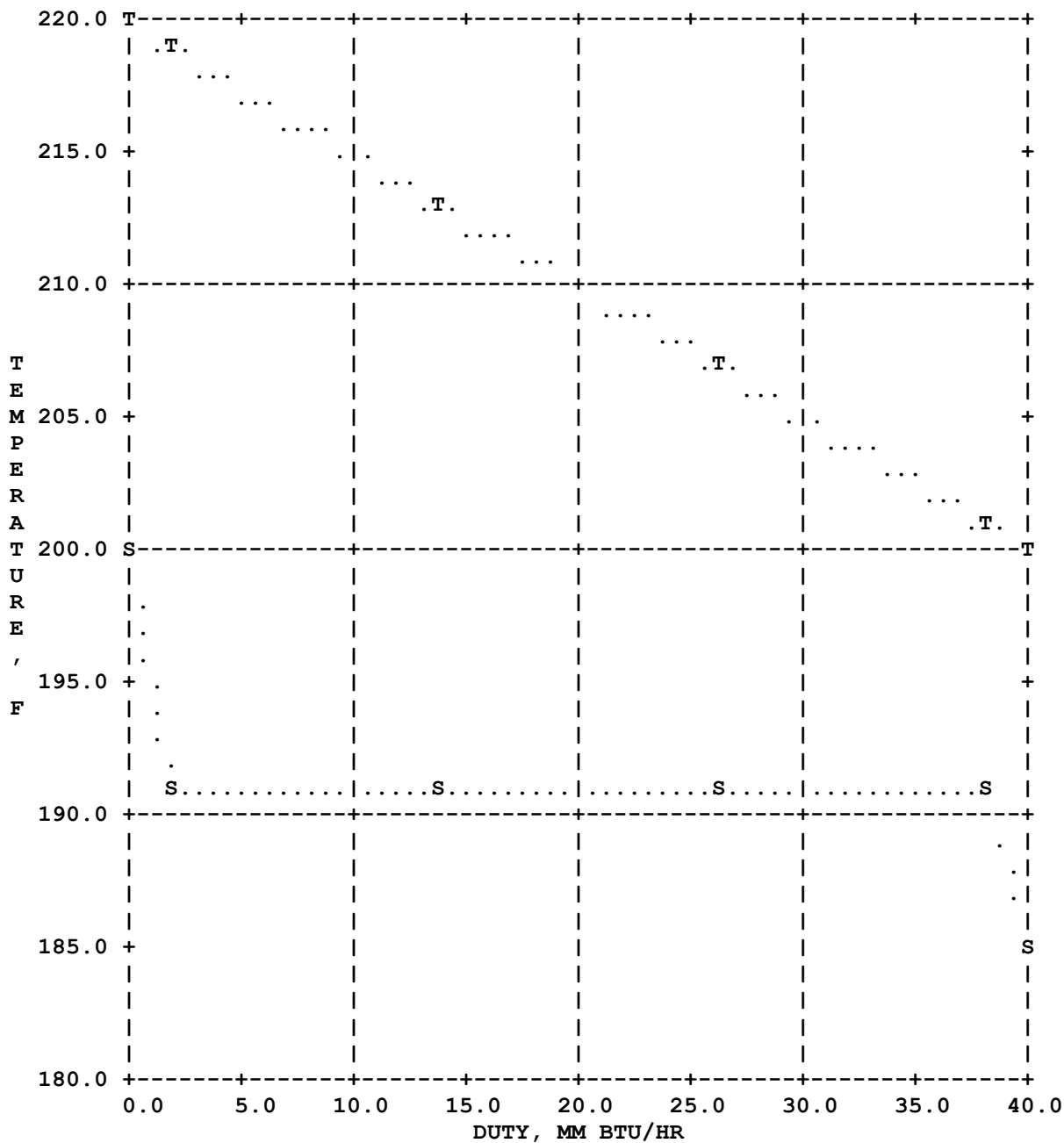
ZONE	HEAT TRANSFER MECHANISM		PRESSURE DROP (TOTAL) PSI		FILM COEFFICIENT - BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	0.060	0.462	146.789	1528.242
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.145	354.669	1509.452
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.534	354.712	1483.313
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.317	354.754	1456.844
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.126	0.567	162.046	1442.215
TOTAL PRESSURE DROP			0.186	6.026		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	DUTY		U-VALUE BTU/HR-FT ² -F	AREA FT ²	LMTD F	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	1.77	4.44	80.12	1160.74	23.70	0.803
2	12.12	30.37	117.65	5200.89	24.66	0.803
3	12.12	30.37	117.45	6935.90	18.53	0.803
4	12.12	30.37	117.24	10425.95	12.35	0.803
5	1.78	4.47	84.10	2187.81	12.07	0.803
TOTAL	39.90	100.00		25911.29		
WEIGHTED			112.92		16.99	0.803
OVERALL					17.38	0.803
INSTALLED				23634.78		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	49.8340	
LMTD, F	15.560	
MTD, F	15.073	
F FACTOR, (FT)	0.969	
U*A, BTU/HR-F	3.306E+06	
U, BTU/HR-FT ² -F	106.288	91.994 (REQD)
A, FT ²	35939.972	31106.802 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S17	
PRODUCTS LIQUID		S5
VAPOR, LB-MOL/HR	6150.117	N/A
M LB/HR	357.469	N/A
CP, BTU/LB-F	0.459	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	49.883	6200.000
M LB/HR	2.899	360.369
CP, BTU/LB-F	0.636	0.611
TOTAL, LB-MOL/HR	6200.000	6200.000
M LB/HR	360.369	360.369
CONDENSATION, LB-MOL/HR		6150.117
L/F	8.0457E-03	1.0000
TEMPERATURE, F	121.994	105.000
PRESSURE, PSIA	99.763	91.763
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED (S)	S15	
PRODUCTS WATER		S10
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	119999.996	119999.996
M LB/HR	2161.800	2161.800
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	113.204
PRESSURE, PSIA	29.856	3.599

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/06/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S17		S15	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID	LB/HR	360369.		2161800.	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	357469. /		/	
I LIQUID	LB/HR	2899. / 360369.		/	
I STEAM	LB/HR	/		/	
I WATER	LB/HR	/		2161800. / 2161800.	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR				
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	122.0 / 105.0		90.1 / 113.2	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.76 / 91.76		29.86 / 3.60	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 / 0.563		1.000 / 1.000	
I VAP (60F/60F AIR)		2.007 /		/	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.160 / 33.041		62.101 / 61.810	
I VAPOR	LB/FT3	1.101 /		/	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.113 / 0.125		0.760 / 0.593	
I VAPOR	CP	0.008 /		/	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0505 / 0.0525		0.3583 / 0.3671	
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0109 /		/	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6362 / 0.6113		0.9975 / 0.9976	
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4590 /		/	
I LATENT HEAT	BTU/LB	128.99			
I VELOCITY	FT/SEC	1.98		5.46	
I DP/SHELL	PSI	4.00		13.13	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00346 REQD)		0.00200	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	106.29 (91.99 REQD)	CLEAN	206.62
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	49.834	MTD (CORRECTED)	15.1 FT	0.969
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.	
I NUMBER OF PASSES		2		4	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
I INLET NOZZLE ID	IN	31.3		17.3	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	10.0		19.3	
I TUBE: NUMBER	3815	OD	0.750	IN	THICK 0.083
I TYPE BARE				IN	LENGTH 25.0 FT
I SHELL: ID	70.00				PITCH 1.0
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	17.00/	14.00/ 17.00, SINGLE
I RHO-V2: INLET NOZZLE	318.2				PATTERN 30 DEGREES
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	21831.0	FULL OF WATER	135519.3	BUNDLE	79184.8

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		S17		S15	
I FEED STREAM NAME					
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		0.008 / 1.000		1.000 / 1.000	
I REYNOLDS NUMBER		766629.19		37437.31	
I PRANDTL NUMBER		2.971		4.369	
I WATSON K, LIQUID		13.813 / 13.813		/	
I VAPOR		13.813 /		/	
I SURFACE TENSION DYNE/CM		7.294 / 8.303		70.705 / 68.829	
I FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F		279.6 (1.000)		1280.2 (1.000)	
I FOULING LAYER THICKNESS IN		0.000		0.000	
I THERMAL RESISTANCE					
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)		(PERCENT)	(ABSOLUTE)		
I SHELL FILM		38.01	0.00358		
I TUBE FILM		10.66	0.00100		
I TUBE METAL		2.77	0.00026		
I TOTAL FOULING		48.56	0.00457		
I ADJUSTMENT		15.54	0.00146		
I PRESSURE DROP					
I UNITS: (PSI)		(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)
I WITHOUT NOZZLES		97.51	3.90	97.49	12.80
I INLET NOZZLES		0.86	0.03	1.81	0.24
I OUTLET NOZZLES		1.64	0.07	0.70	0.09
I TOTAL /SHELL			4.00		13.13
I TOTAL /UNIT			8.00		26.26
I DP SCALER			1.00		1.00
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL					
I TUBE: OVERALL LENGTH	25.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	23.36	FT
I TOTAL TUBESHEET THK	12.1	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	20	
I BUNDLE: DIAMETER	66.5	IN	TUBES IN CROSSFLOW	2850	
I CROSSFLOW AREA	1.941	FT2	WINDOW AREA	2.326	FT2
I WINDOW HYD DIA	1.06	IN			
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.852	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.161	FT2

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	TEMPERATURE, F				PRESSURE, PSIA			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	122.0	120.0	105.9	113.2	99.8	97.0	22.4	3.6
2	120.0	118.0	98.6	105.9	97.0	96.1	26.2	22.4
3	118.0	115.9	91.2	98.6	96.1	95.8	29.1	26.2
4	115.9	105.0	90.1	91.2	95.8	95.8	29.9	29.1

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

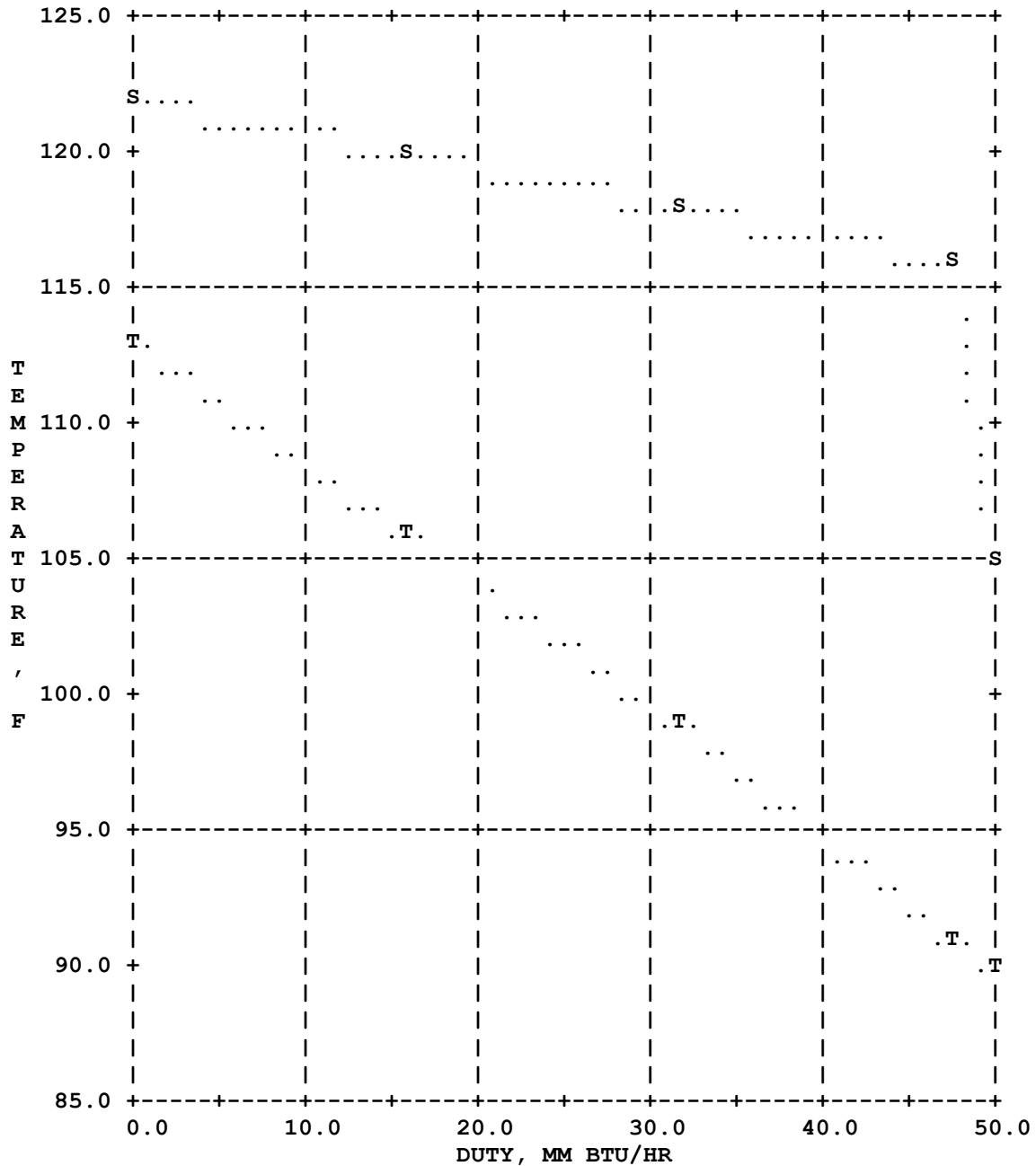
ZONE	HEAT TRANSFER MECHANISM		PRESSURE DROP (TOTAL) PSI		FILM COEFFICIENT - BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.758	18.839	268.255	1324.654
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.938	3.804	281.000	1274.008
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.290	2.861	301.226	1223.545
4	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.014	0.753	287.651	1191.939
TOTAL PRESSURE DROP			4.000	26.257		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	DUTY		U-VALUE BTU/HR-FT ² -F	AREA FT ²	LMTD F	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
1	15.80	31.70	104.97	13828.08	11.24	0.969
2	15.80	31.70	106.43	9225.90	16.61	0.969
3	15.80	31.70	108.71	6834.36	21.95	0.969
4	2.44	4.90	106.57	1218.47	19.40	0.969
TOTAL	49.83	100.00		31106.80		
WEIGHTED			106.29		15.56	0.969
OVERALL					11.58	0.969
INSTALLED				35939.97		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 6, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00747
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00747

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00747
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.88817

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	106.63354	106.63354
PRESSURE, PSIA	235.00000	234.99253
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.88816	3.88817
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.12149	33.12148
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.54587E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI2', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S6
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.12128
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.12128

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.12128
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 11.87653

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.87872
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	11.87653	11.87653
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01330	0.01330
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01330
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.93130E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 8, 'PI3', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.21982
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00261
 TOTAL, PSI 0.22243

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.22243
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 69.12211

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.95469
PRESSURE, PSIA	232.52008	232.29766
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	69.03436	69.12211
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.64799	2.64463
FRICTION FACTOR	0.01348	0.01348
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	10.02000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01348
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.40912E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 9, 'PI4', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S4
 PRODUCTS VAPOR S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.22827
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00825
 TOTAL, PSI 0.23652

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.23652
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 125.65027

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	149.65206	149.60660
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.76349
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	125.31538	125.65027
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.02766	1.02492
FRICTION FACTOR	0.01303	0.01303
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01303
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.17936E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 10, 'PI5', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S9
 PRODUCTS WATER S15

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.14351
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.14351

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.14351
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 12.44017

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.85649
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	12.44017	12.44017
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01378	0.01378
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01378
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.50515E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 11, 'PI6', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S5
 PRODUCTS LIQUID S16

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00749
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00749

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00749
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 3.89765

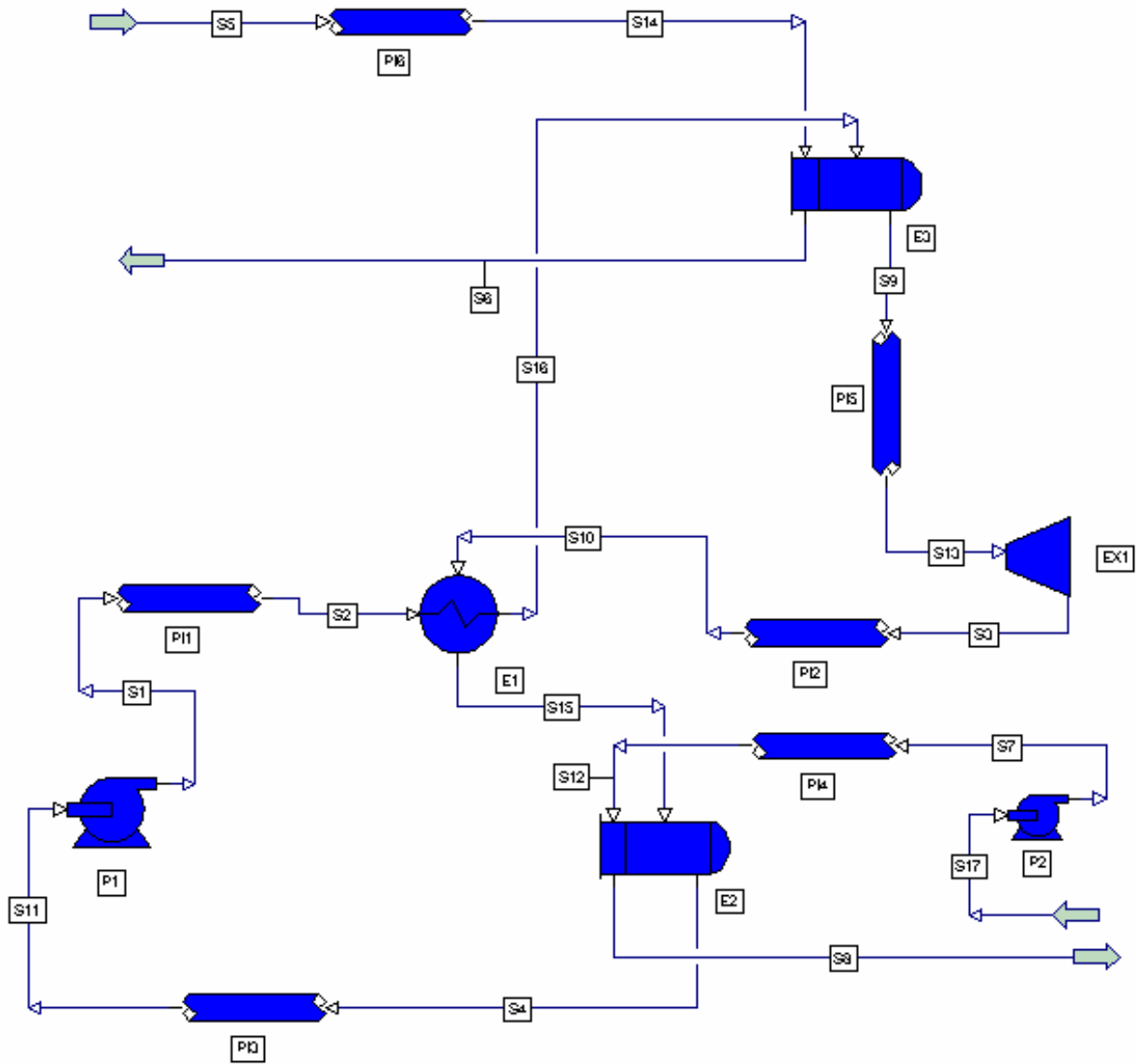
MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	104.99998	104.99998
PRESSURE, PSIA	91.76348	91.75600
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	3.89765	3.89765
SLIP DENSITY, LB/FT3	33.04089	33.04088
FRICTION FACTOR	0.01376	0.01376
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01376
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	1.53063E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-2.5 Mw-Isobutano-SKR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.93	137.97	143.02
PRESSURE, PSIA	251.68	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	142.5618	131.5903	133.2360
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.4326	58.4326	58.6611
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	3.9806		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			3215.43
ACTUAL			2733.11

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT
 PROBLEM

R
 PRO/II VERSION 5.1
 OUTPUT
 PUMP SUMMARY

PAGE P-4
 386/EM
 02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S11
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.91
PRESSURE, PSIA	90.72	255.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	21276.1600	21213.3888
ACT FLOW RATE, GPM	2652.6137	2644.7877
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		722.1123
WORK, KW		236.9493

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-5
386/EM
02/07/02

=====

UNIT 12, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S17
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	52215.6820	52216.5310
ACT FLOW RATE, GPM	6510.0109	6510.1168
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		88.4939

UNIT 11, 'E1', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	6.000
LMTD, F	14.904
F FACTOR (FT)	0.769
MTD, F	11.456
U*A, BTU/HR-F	523764.163

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S10	
VAPOR PRODUCT		S15
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CP, BTU/LB-F	0.469	0.461
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	142.966	124.454
PRESSURE, PSIA	99.727	99.727

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S2	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CP, BTU/LB-F	0.627	0.646
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.911	125.422
PRESSURE, PSIA	254.983	254.983

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	96.6794		
LMTD, F	8.800		
MTD, F	8.800		
F FACTOR, (FT)	1.000		
U*A, BTU/HR-F	1.099E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	101.125	126.213	(REQD)
A, FT ²	87046.276	108641.466	(REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S15		
PRODUCTS LIQUID			S4
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000		N/A
M LB/HR	697.488		N/A
CP, BTU/LB-F	0.461		N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	12000.000	
M LB/HR	N/A	697.488	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.634	
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000	
M LB/HR	697.488	697.488	
CONDENSATION, LB-MOL/HR		12000.000	
L/F	0.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	124.454	110.000	
PRESSURE, PSIA	99.727	90.727	
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S12		
PRODUCTS WATER			S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A		N/A
M LB/HR	N/A		N/A
CP, BTU/LB-F	N/A		N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997	
M LB/HR	3242.700	3242.700	
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998	
TOTAL, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997	
M LB/HR	3242.700	3242.700	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR			N/A
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	90.093	119.983	
PRESSURE, PSIA	29.805	20.932	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Condensador			UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 360	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1	PARALLEL 3	SERIES	I
I AREA/UNIT	87046.FT2	(108641.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL	29015.FT2		I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT							I
I FEED STREAM ID			S15		S12		I
I FEED STREAM NAME							I
I TOTAL FLUID	LB/HR	697488.		3242700.			I
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	697488. /		/			I
I LIQUID	LB/HR	/ 697488.		/			I
I STEAM	LB/HR	/		/			I
I WATER	LB/HR	/		3242700. / 3242700.			I
I NON CONDENSIBLE	LB/HR						I
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	124.5 / 110.0		90.1 / 120.0			I
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.73 / 90.73		29.80 / 20.93			I
I-----I						I-----I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		/ 0.563		1.000 / 1.000			I
I VAP (60F/60F AIR)		2.007 /		/			I
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	/ 32.782		62.101 / 61.710			I
I VAPOR	LB/FT3	1.083 /		/			I
I VISCOSITY, LIQUID	CP	/ 0.121		0.760 / 0.555			I
I VAPOR	CP	0.008 /		/			I
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	/ 0.0519		0.3583 / 0.3695			I
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0110 /		/			I
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	/ 0.6338		0.9975 / 0.9978			I
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4608 /		/			I
I LATENT HEAT	BTU/LB	131.03					I
I VELOCITY	FT/SEC	2.98		3.05			I
I DP/SHELL	PSI	3.00		2.95			I
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00003 REQD)		0.00200			I
I-----I						I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	101.13 (126.21 REQD)	CLEAN	187.96		I
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	96.679	MTD (CORRECTED)	8.8	FT 1.000		I
I-----I						I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.			I
I NUMBER OF PASSES		2		2			I
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL			I
I INLET NOZZLE ID	IN	39.3		21.3			I
I OUTLET NOZZLE ID	IN	13.3		25.3			I
I-----I						I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123	OD	0.750	IN	THICK 0.083	IN	LENGTH 30.0 FT
I TYPE	BARE				PITCH 1.0	IN	PATTERN 30 DEGREES
I SHELL: ID	80.00	IN			SEALING STRIPS	0	PAIRS
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	20.00/	16.00/	20.00,	SINGLE
I RHO-V2: INLET NOZZLE	491.1	LB/FT-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	27526.4	FULL OF WATER	204573.0	BUNDLE	123284.6		I
I-----I						I-----I	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

=====

I-----I					
I	EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID		E2
I	SIZE	80 - 360	TYPE	AFS HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES
I	AREA/UNIT	87046. FT2 (08641. FT2 REQUIRED)			
I-----I					
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I-----I					
I	FEED STREAM ID	S15		S12	
I	FEED STREAM NAME				
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000		1.000 / 1.000	
I	REYNOLDS NUMBER	1402293.80		22552.51	
I	PRANDTL NUMBER	2.743		4.026	
I	WATSON K, LIQUID	/ 13.813		/	
I	VAPOR	13.813 /		/	
I	SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 8.003		70.705 / 68.251	
I	FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	283.9 (1.000)		835.5 (1.000)	
I	FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000	
I-----I					
I	THERMAL RESISTANCE				
I	UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		
I	SHELL FILM	35.62	0.00352		
I	TUBE FILM	15.54	0.00154		
I	TUBE METAL	2.64	0.00026		
I	TOTAL FOULING	46.20	0.00457		
I	ADJUSTMENT	-19.88	-0.00197		
I-----I					
I	PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I	UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)
I	WITHOUT NOZZLES	95.54	2.87	89.76	2.65
I	INLET NOZZLES	1.77	0.05	7.86	0.23
I	OUTLET NOZZLES	2.69	0.08	2.38	0.07
I	TOTAL /SHELL	3.00		2.95	
I	TOTAL /UNIT	9.00		8.86	
I	DP SCALER	1.00		1.00	
I-----I					
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				
I-----I					
I	TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19 FT
I	TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284
I	THERMAL COND	30.0 BTU/HR-FT-F		DENSITY	490.81 LB/FT3
I-----I					
I	BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	21
I-----I					
I	BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3817
I	CROSSFLOW AREA	2.517	FT2	WINDOW AREA	2.968 FT2
I	WINDOW HYD DIA	1.01	IN		
I	TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185 FT2
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	124.5	121.1	119.6	120.0	99.7	99.6	27.0	20.9
2	121.1	120.3	110.2	119.6	99.6	97.2	28.7	27.0
3	120.3	119.6	100.8	110.2	97.2	96.8	29.2	28.7
4	119.6	118.9	91.3	100.8	96.8	96.7	29.5	29.2
5	118.9	110.0	90.1	91.3	96.7	96.7	29.8	29.5

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

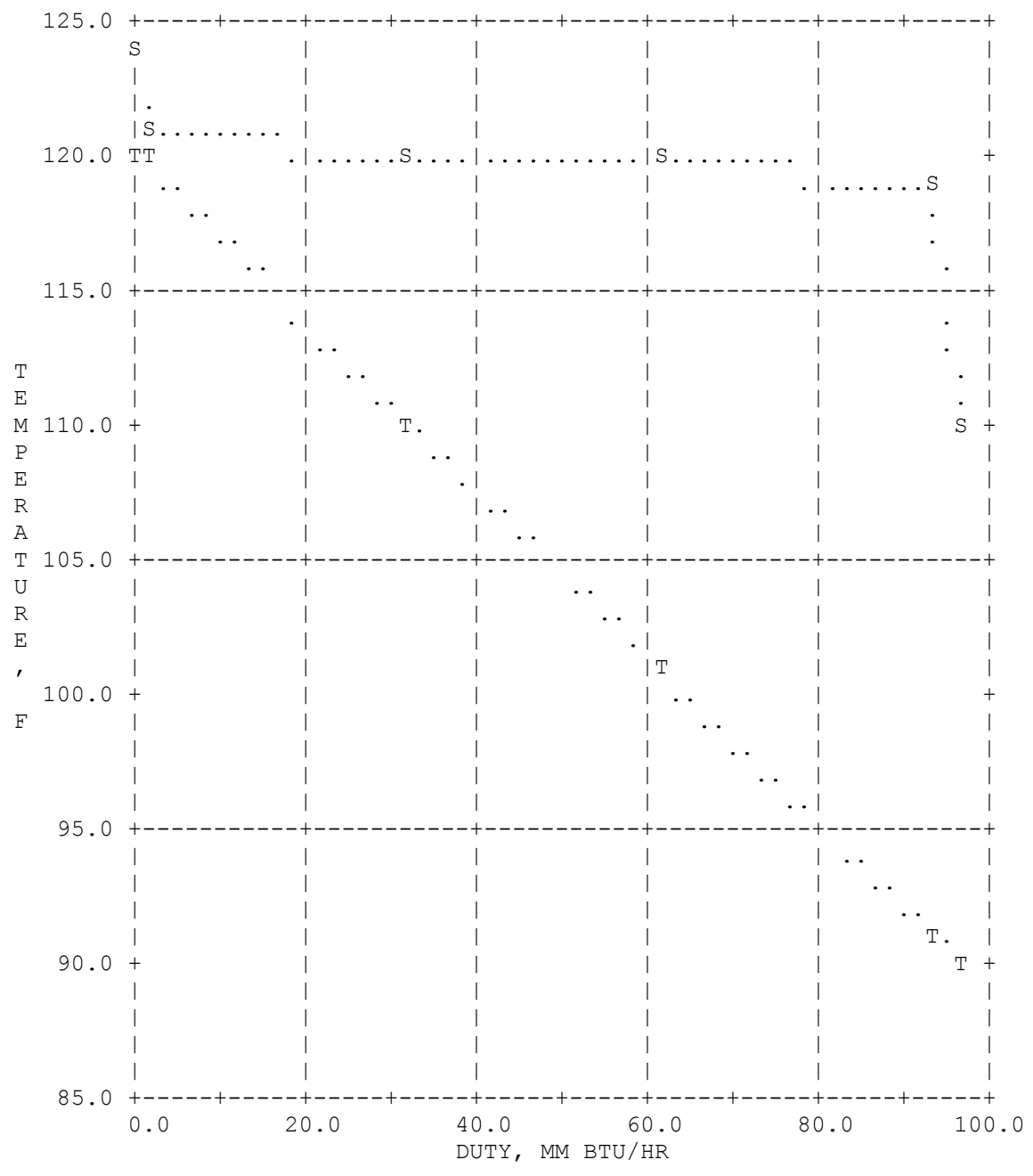
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.143	6.079	341.751	876.007
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.430	1.680	269.446	854.811
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.340	0.524	295.834	815.257
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.083	0.319	323.562	775.991
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.003	0.271	403.859	753.354
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	8.873		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE		AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT	BTU/HR-FT ² -F	FT ²			
1	1.08	1.12	108.44	3765.42	2.65	1.000	
2	30.54	31.59	99.57	69365.49	4.42	1.000	
3	30.54	31.59	102.20	21253.80	14.06	1.000	
4	30.54	31.59	104.44	12731.21	22.97	1.000	
5	3.99	4.12	110.99	1525.54	23.55	1.000	
TOTAL	96.68	100.00		108641.47			
WEIGHTED			101.13		8.80	1.000	
OVERALL					10.34	1.000	
INSTALLED				87046.28			

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	105.1968		
LMTD, F	11.201		
MTD, F	9.875		
F FACTOR, (FT)	0.882		
U*A, BTU/HR-F	1.065E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	110.796	124.197	(REQD)
A, FT ²	85771.930	96146.191	(REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S16		
PRODUCTS VAPOR			S9
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	12000.000	
M LB/HR	N/A	697.488	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.585	
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000		N/A
M LB/HR	697.488		N/A
CP, BTU/LB-F	0.646		N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000	
M LB/HR	697.488	697.488	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		12000.000	
L/F	1.0000	0.0000	
TEMPERATURE, F	125.422	200.000	
PRESSURE, PSIA	254.983	251.983	
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S14		
PRODUCTS WATER			S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
CP, BTU/LB-F	1.009	1.001	
TOTAL, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	220.000	161.861	
PRESSURE, PSIA	29.900	11.919	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

=====

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador			UNIT ID E3		I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES		I	
I AREA/UNIT	85771.FT2 (96146.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		28590.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S14		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	697488.		1801500.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 697488.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	697488. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1801500. / 1801500.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	125.4 / 200.0		220.0 / 161.9		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	254.98 / 251.98		29.90 / 11.92		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.182 /		59.627 / 60.966		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.925		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.110 /		0.267 / 0.389		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0501 /		0.3934 / 0.3821		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0140		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6463 /		1.0088 / 1.0008		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5845		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	97.09				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.66		3.54		I	
I DP/SHELL	PSI	1.00		5.99		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00103 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	110.80 (124.20 REQD)	CLEAN	224.36	I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	105.197	MTD(CORRECTED)	9.9	FT 0.882	I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	325.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		17.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		19.3		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN THICK	0.083	IN LENGTH	30.0
I TYPE	BARE			PITCH	1.0	IN PATTERN	60 DEGREES
I SHELL: ID	80.00	IN		BUNDLE DIAMETER(DOTL)	76.21	IN	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1891.0	LB/FT-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	83082.8	FULL OF WATER	1069566.2	BUNDLE	121615.9		
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

=====

I	-----	I	-----	I		
I	EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID	E3		
I	SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES		
I	AREA/UNIT	85771. FT2 (96146. FT2 REQUIRED)				
I	-----	I	-----	I		
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I		
I	-----	I	-----	I		
I	FEED STREAM ID	S16	S14	I		
I	FEED STREAM NAME			I		
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000	1.000 / 1.000	I		
I	REYNOLDS NUMBER	70545.64	49934.85	I		
I	PRANDTL NUMBER	3.353	1.945	I		
I	WATSON K, LIQUID	13.813 /	/	I		
I	VAPOR	/	13.813	I		
I	SURFACE TENSION DYNE/CM	7.093 /	58.421 / 64.415	I		
I	FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	310.9 (1.000)	1310.8 (1.000)	I		
I	FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000	0.000	I		
I	-----	I	-----	I		
I	THERMAL RESISTANCE			I		
I	UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I		
I	SHELL FILM	35.64	0.00322	I		
I	TUBE FILM	10.86	0.00098	I		
I	TUBE METAL	2.89	0.00026	I		
I	TOTAL FOULING	50.62	0.00457	I		
I	ADJUSTMENT	-10.79	-0.00097	I		
I	-----	I	-----	I		
I	PRESSURE DROP	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I		
I	UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	
I	WITHOUT NOZZLES	74.55	0.75	96.05	5.76	
I	INLET NOZZLES	20.39	0.20	2.87	0.17	
I	OUTLET NOZZLES	5.06	0.05	1.09	0.07	
I	TOTAL /SHELL		1.00		5.99	
I	TOTAL /UNIT		3.00		17.98	
I	DP SCALER		1.00		1.00	
I	-----	I	-----	I		
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL			I		
I	-----	I	-----	I		
I	TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT
I	TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	
I	THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I	-----	I	-----	I	-----	I
I	BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5076	
I	CROSSFLOW AREA	2.842	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2
I	WINDOW HYD DIA	1.04	IN			
I	TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I	-----	I	-----	I	-----	I

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	197.7	200.0	220.0	219.5	254.2	252.0	29.9	29.7
2	198.1	197.7	219.5	207.1	254.2	254.2	29.7	28.8
3	198.5	198.1	207.1	194.7	254.2	254.2	28.8	26.5
4	198.8	198.5	194.7	182.3	254.2	254.2	26.5	24.9
5	125.4	198.8	182.3	161.9	255.0	254.2	24.9	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

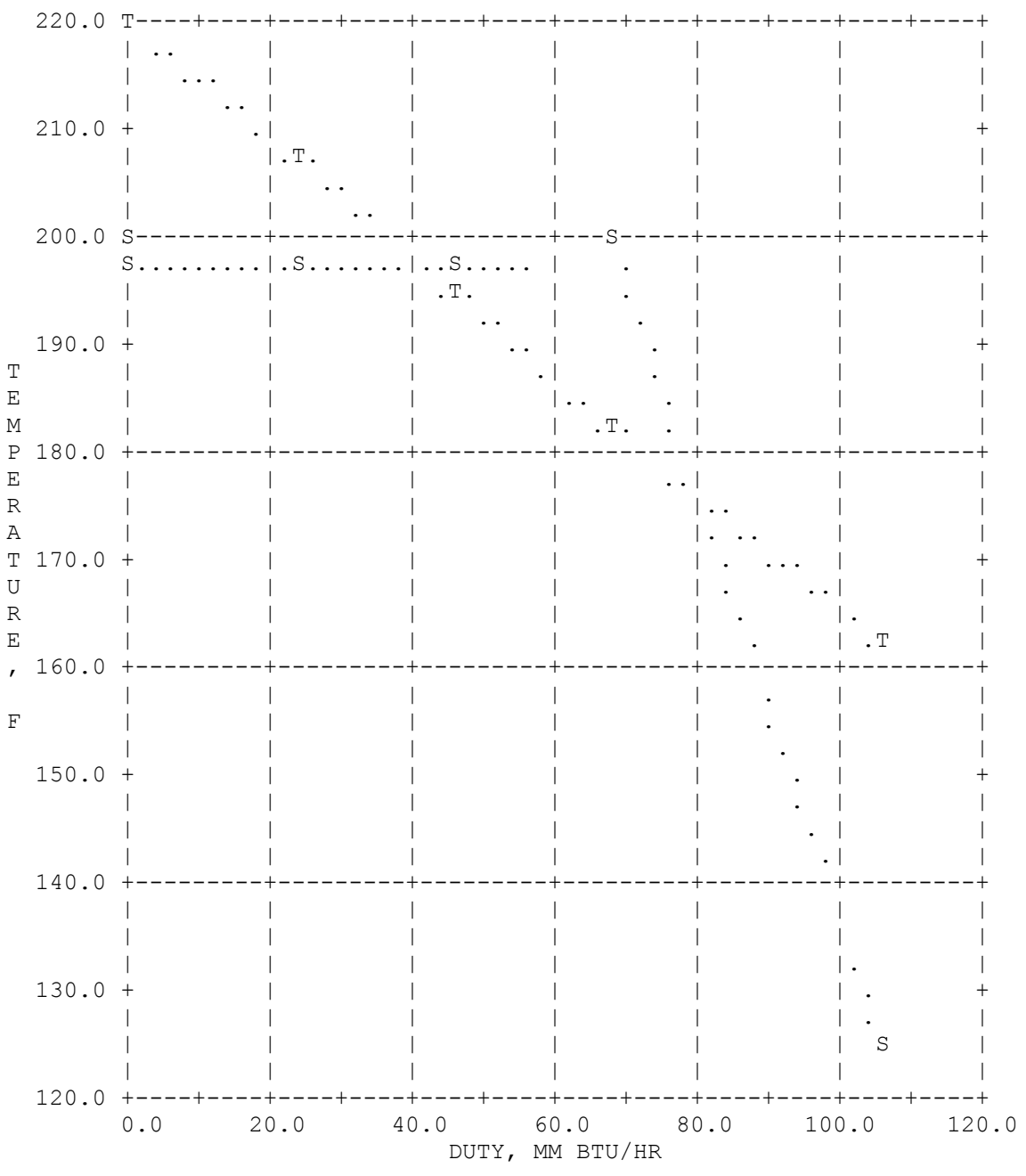
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	2.199	0.199	300.149	1415.044
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.929	311.325	1389.132
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.263	312.043	1339.059
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.599	312.768	1287.782
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.801	1.005	304.593	1209.264
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	5.994		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE		LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT	BTU/HR-FT ² -F	FT ²		
1	0.93	0.89	110.27	459.83	20.87	0.882
2	22.44	21.33	111.54	15786.99	14.45	0.882
3	22.44	21.33	111.20	38067.70	6.01	0.882
4	22.44	21.33	110.82	26575.14	8.64	0.882
5	36.94	35.12	109.00	15256.53	25.20	0.882
TOTAL	105.20	100.00		96146.19		
WEIGHTED			110.80		11.20	0.882
OVERALL					27.40	0.882
INSTALLED				85771.93		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 2, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S2

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01686
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01686

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01686
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.27264

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	111.91121	111.91121
PRESSURE, PSIA	255.00001	254.98315
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.27264	6.27264
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.87945	32.87943
FRICTION FACTOR	0.01322	0.01322
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01322
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.80945E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.25915
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.01425
 TOTAL, PSI 0.27340

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.27340
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 153.05595

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	143.01921	142.96559
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.72661
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	152.58635	153.05595
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.03469	1.03151
FRICTION FACTOR	0.01245	0.01245
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01245
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.39212E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
PRESSURE DROP SUMMARY
LINE FRICTION, PSI 0.00854
ELEVATION, PSI 0.00000
ACCELERATION, PSI 0.00000
TOTAL, PSI 0.00854

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00854
CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 4.81597

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	90.72661	90.71807
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	4.81596	4.81597
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.78246	32.78245
FRICTION FACTOR	0.01302	0.01302
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01302
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.43008E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.19534
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.19534

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.19534
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.44003

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.80466
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.44003	15.44003
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01338	0.01338
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE

INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01338
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.05369E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S9
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.29962
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00556
 TOTAL, PSI 0.30517

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.30517
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 85.35019

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.93438
PRESSURE, PSIA	251.98315	251.67798
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	85.21000	85.35019
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.92519	2.92038
FRICTION FACTOR	0.01300	0.01300
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01300
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.91373E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

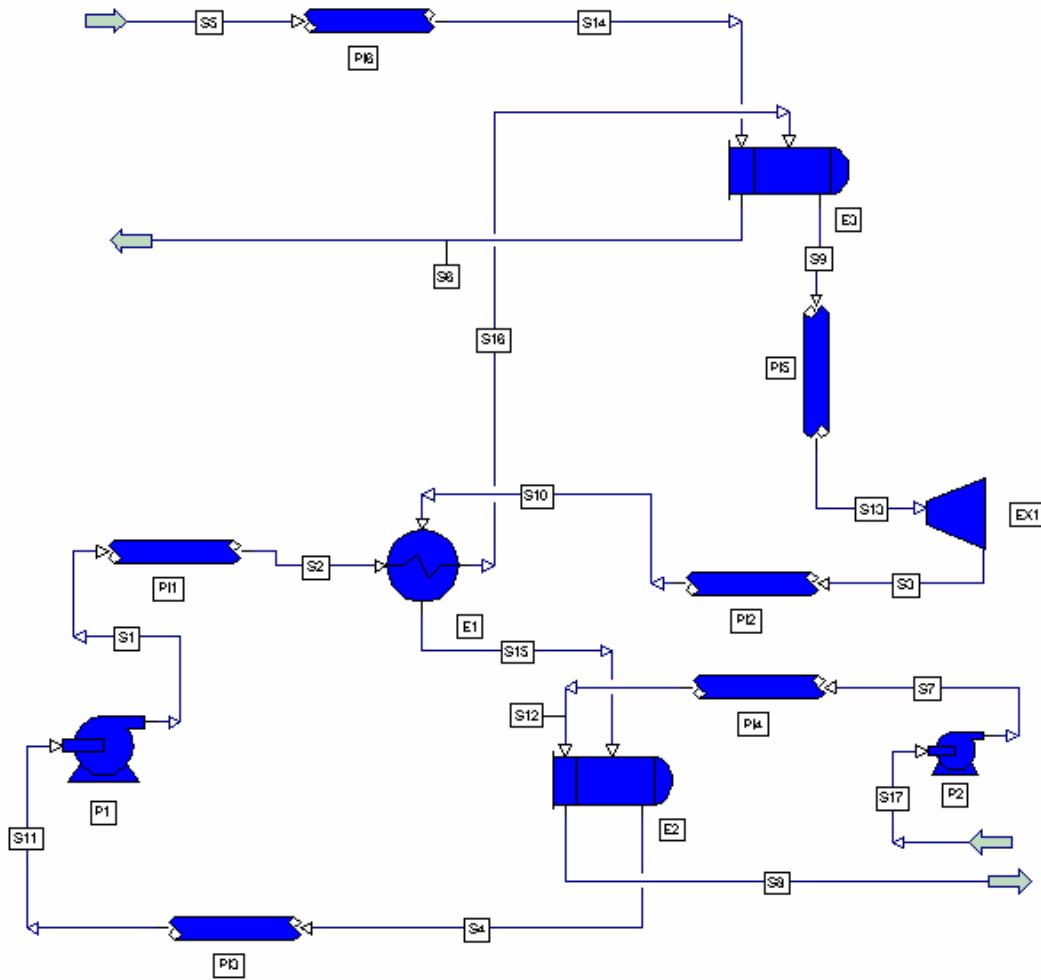
DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.10047
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.10047

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.10047
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.79684

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.89953
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.79684	10.79684
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01334	0.01334
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01334
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.57391E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-2.5 Mw-Isobutano-PR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.94	137.97	142.94
PRESSURE, PSIA	251.69	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	142.2933	131.5037	133.1223
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.4376	58.4376	58.6624
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	3.8739		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			3162.10
ACTUAL			2687.78

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT
 PROBLEM

R
 PRO/II VERSION 5.1
 OUTPUT
 PUMP SUMMARY

PAGE P-4
 386/EM
 02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S11
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.93
PRESSURE, PSIA	90.72	255.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	21276.1578	21213.9085
ACT FLOW RATE, GPM	2652.6134	2644.8525
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		722.0997
WORK, KW		236.9452

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-5
386/EM
02/07/02

=====

UNIT 12, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S17
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	52215.6820	52216.5310
ACT FLOW RATE, GPM	6510.0109	6510.1168
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		88.4939

UNIT 11, 'E1', 'Precalentador Isobutano'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	6.000
LMTD, F	14.653
F FACTOR (FT)	0.751
MTD, F	10.999
U*A, BTU/HR-F	545512.648

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S10	
VAPOR PRODUCT		S15
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CP, BTU/LB-F	0.468	0.460
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	142.885	124.345
PRESSURE, PSIA	99.729	99.729

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S2	
LIQUID PRODUCT		S16
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CP, BTU/LB-F	0.613	0.632
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	697.488	697.488
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.927	125.743
PRESSURE, PSIA	254.983	254.983

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	95.7865		
LMTD, F	9.585		
MTD, F	9.585		
F FACTOR, (FT)	1.000		
U*A, BTU/HR-F	9.993E+06		
U, BTU/HR-FT ² -F	101.098	114.799	(REQD)
A, FT ²	87046.276	98843.065	(REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S15		
PRODUCTS LIQUID			S4
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000		N/A
M LB/HR	697.488		N/A
CP, BTU/LB-F	0.460		N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	12000.000	
M LB/HR	N/A	697.488	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.618	
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000	
M LB/HR	697.488	697.488	
CONDENSATION, LB-MOL/HR		12000.000	
L/F	0.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	124.345	110.000	
PRESSURE, PSIA	99.729	90.729	
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S12		
PRODUCTS WATER			S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A		N/A
M LB/HR	N/A		N/A
CP, BTU/LB-F	N/A		N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997	
M LB/HR	3242.700	3242.700	
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998	
TOTAL, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997	
M LB/HR	3242.700	3242.700	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR			N/A
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	90.093	119.707	
PRESSURE, PSIA	29.805	20.930	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

=====

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Condensador			UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 360	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1	PARALLEL 3	SERIES	I
I AREA/UNIT	87046.FT2 (98843.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL	29015.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT							I
I FEED STREAM ID			S15		S12		I
I FEED STREAM NAME							I
I TOTAL FLUID	LB/HR	697488.		3242700.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	697488. /		/		I	
I LIQUID	LB/HR	/ 697488.		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		3242700. /		3242700. I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	124.3 / 110.0		90.1 / 119.7		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.73 / 90.73		29.80 / 20.93		I	
I-----I						I-----I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		/ 0.563		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		2.007 /		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	/ 32.782		62.101 / 61.714		I	
I VAPOR	LB/FT3	1.094 /		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	/ 0.121		0.760 / 0.556		I	
I VAPOR	CP	0.008 /		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	/ 0.0519		0.3583 / 0.3694		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0110 /		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	/ 0.6185		0.9975 / 0.9978		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4600 /		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	129.79				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.98		3.05		I	
I DP/SHELL	PSI	3.00		2.96		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00082 REQD)		0.00200		I	
I-----I						I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	101.10 (114.80 REQD)	CLEAN	187.87	I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	95.786	MTD (CORRECTED)	9.6	FT	1.000	I
I-----I						I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I	
I-----I						I-----I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		2		2		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	39.3		21.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	13.3		25.3		I	
I-----I						I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123	OD	0.750	IN	THICK	0.083	IN
I					LENGTH	30.0	FT
I					PITCH	1.0	IN
I					PATTERN	30	DEGREES
I SHELL: ID	80.00	IN		SEALING STRIPS	0	PAIRS	I
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	20.00/	16.00/	20.00,	SINGLE
I RHO-V2: INLET NOZZLE	486.0	LB/FT-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	27526.4	FULL OF WATER	204573.0	BUNDLE	123284.6	I	
I-----I						I-----I	

=====

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

=====

I	-----	I
I	EXCHANGER NAME Condensador	UNIT ID E2
I	SIZE 80 - 360 TYPE AFS HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES
I	AREA/UNIT 87046. FT2 (98843. FT2 REQUIRED)	
I	-----	I
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE TUBE-SIDE
I	-----	I
I	FEED STREAM ID	S15 S12
I	FEED STREAM NAME	
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000 1.000 / 1.000
I	REYNOLDS NUMBER	1330723.57 22286.59
I	PRANDTL NUMBER	2.816 4.080
I	WATSON K, LIQUID	/ 13.813 /
I	VAPOR	13.813 / /
I	SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 8.003 70.705 / 68.275
I	FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	284.5 (1.000) 830.2 (1.000)
I	FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000 0.000
I	-----	I
I	THERMAL RESISTANCE	
I	UNITS: (HR-FT2-F/BTU) (PERCENT) (ABSOLUTE)	
I	SHELL FILM	35.54 0.00352
I	TUBE FILM	15.64 0.00155
I	TUBE METAL	2.64 0.00026
I	TOTAL FOULING	46.19 0.00457
I	ADJUSTMENT	-11.93 -0.00118
I	-----	I
I	PRESSURE DROP	SHELL-SIDE TUBE-SIDE
I	UNITS: (PSI) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE)	
I	WITHOUT NOZZLES	95.56 2.87 89.78 2.66
I	INLET NOZZLES	1.75 0.05 7.84 0.23
I	OUTLET NOZZLES	2.69 0.08 2.38 0.07
I	TOTAL /SHELL	3.00 2.96
I	TOTAL /UNIT	9.00 8.88
I	DP SCALER	1.00 1.00
I	-----	I
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL	
I	-----	I
I	TUBE: OVERALL LENGTH 30.0 FT	EFFECTIVE LENGTH 28.19 FT
I	TOTAL TUBESHEET THK 13.9 IN	AREA RATIO (OUT/IN) 1.284
I	THERMAL COND 30.0 BTU/HR-FT-F	DENSITY 490.81 LB/FT3
I	-----	I
I	BAFFLE: THICKNESS 0.375 IN	NUMBER 21
I	-----	I
I	BUNDLE: DIAMETER 76.2 IN	TUBES IN CROSSFLOW 3817
I	CROSSFLOW AREA 2.517 FT2	WINDOW AREA 2.968 FT2
I	WINDOW HYD DIA 1.01 IN	
I	TUBE-BFL LEAK AREA 1.143 FT2	SHELL-BFL LEAK AREA 0.185 FT2
I	-----	I

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	124.3	122.0	119.5	119.7	99.7	99.6	27.0	20.9
2	122.0	119.7	109.9	119.5	99.6	97.3	28.5	27.0
3	119.7	117.4	100.3	109.9	97.3	96.8	29.1	28.5
4	117.4	115.1	90.8	100.3	96.8	96.7	29.5	29.1
5	115.1	110.0	90.1	90.8	96.7	96.7	29.8	29.5

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

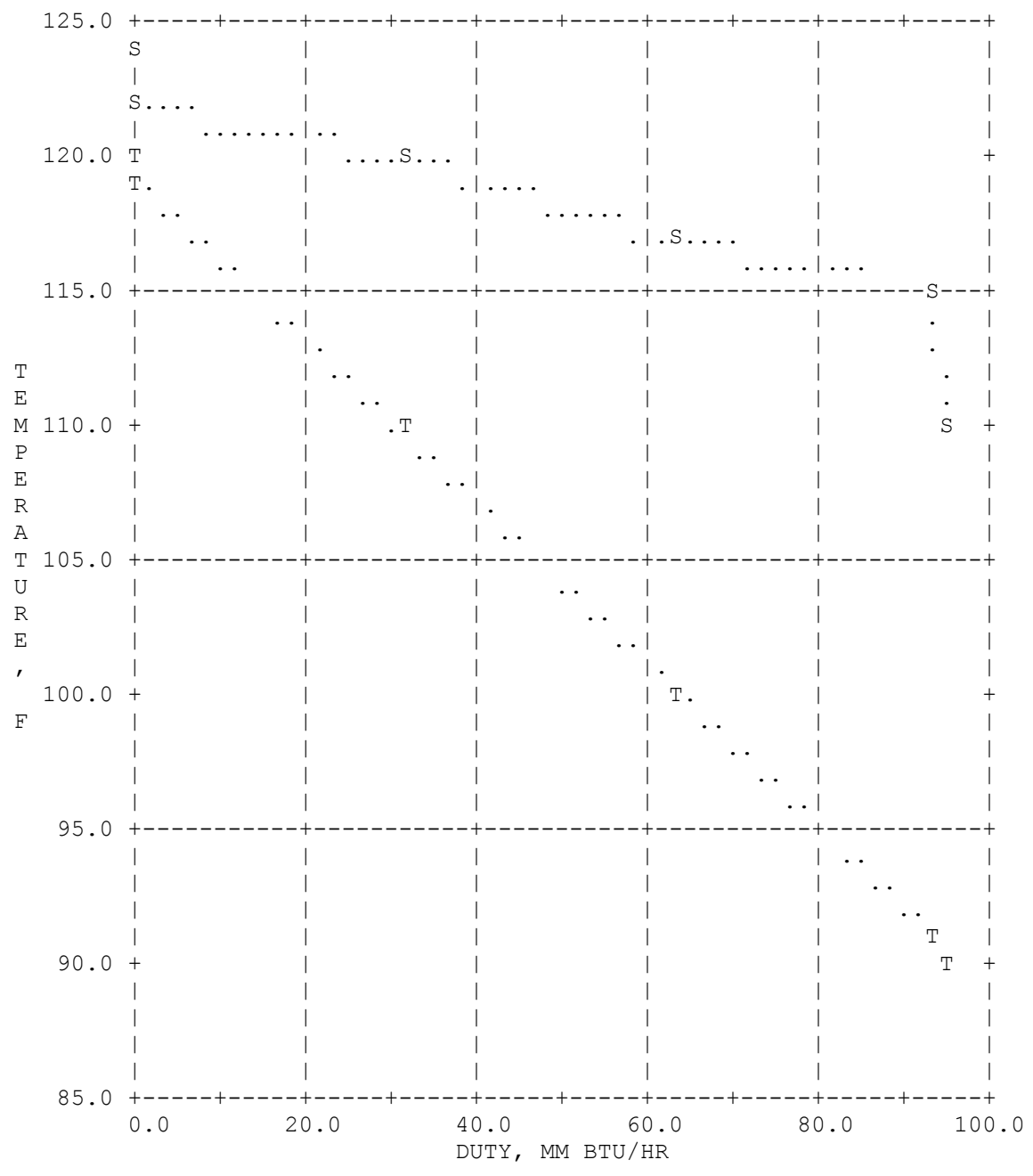
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.093	6.037	341.627	875.203
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.336	1.551	269.315	853.831
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.451	0.628	295.094	813.238
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.117	0.401	321.927	772.835
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.002	0.258	398.652	751.409
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	8.875		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE		AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT	BTU/HR-FT2-F	BTU/HR-FT2-F	FT2	F	FT
1	0.76	0.79	108.42	108.42	2030.20	3.46	1.000
2	30.93	32.29	99.54	99.54	58247.80	5.34	1.000
3	30.93	32.29	102.07	102.07	23161.65	13.08	1.000
4	30.93	32.29	104.20	104.20	14491.01	20.49	1.000
5	2.22	2.32	110.54	110.54	912.40	22.05	1.000
TOTAL	95.79	100.00			98843.07		
WEIGHTED			101.10			9.59	1.000
OVERALL						10.48	1.000
INSTALLED					87046.28		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	104.1487		
LMTD, F	11.452		
MTD, F	10.130		
F FACTOR, (FT)	0.885		
U*A, BTU/HR-F	1.028E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	110.134	119.872	(REQD)
A, FT ²	85771.930	93356.119	(REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S16		
PRODUCTS VAPOR			S9
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	12000.000	
M LB/HR	N/A	697.488	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.583	
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000		N/A
M LB/HR	697.488		N/A
CP, BTU/LB-F	0.632		N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000	
M LB/HR	697.488	697.488	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		12000.000	
L/F	1.0000	0.0000	
TEMPERATURE, F	125.743	200.000	
PRESSURE, PSIA	254.983	251.983	
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S14		
PRODUCTS WATER			S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
CP, BTU/LB-F	1.009	1.001	
TOTAL, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR			N/A
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	220.000	162.442	
PRESSURE, PSIA	29.900	11.929	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

=====

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador			UNIT ID E3		I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES		I	
I AREA/UNIT	85771.FT2 (93356.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		28590.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S16		S14		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	697488.		1801500.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 697488.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	697488. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1801500. / 1801500.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	125.7 / 200.0		220.0 / 162.4		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	254.98 / 251.98		29.90 / 11.93		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.007		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.165 /		59.627 / 60.954		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 3.006		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.110 /		0.267 / 0.387		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0501 /		0.3934 / 0.3822		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0140		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6325 /		1.0088 / 1.0009		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5834		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	96.66				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.65		3.54		I	
I DP/SHELL	PSI	1.00		5.99		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00126 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	110.13 (119.87 REQD)	CLEAN	221.66	I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	104.149	MTD(CORRECTED)	10.1	FT 0.885	I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	325.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		17.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		19.3		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN THICK	0.083	IN LENGTH	30.0
I TYPE	BARE			PITCH	1.0	IN PATTERN	60 DEGREES
I SHELL: ID	80.00	IN		BUNDLE DIAMETER(DOTL)	76.21	IN	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1892.0	LB/FT-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	83082.8	FULL OF WATER	1069566.2	BUNDLE	121615.9		
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

=====

```

I-----I
I EXCHANGER NAME Evaporador UNIT ID E3 I
I SIZE 133 - 360 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES I
I AREA/UNIT 85771. FT2 (93356. FT2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID S16 S14 I
I FEED STREAM NAME I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 1.000 / 0.000 1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER 70789.67 50142.01 I
I PRANDTL NUMBER 3.284 1.937 I
I WATSON K, LIQUID 13.813 / / I
I VAPOR / 13.813 / I
I SURFACE TENSION DYNE/CM 7.075 / 58.421 / 64.359 I
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F 305.5 (1.000) 1313.6 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS IN 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 36.05 0.00327 I
I TUBE FILM 10.77 0.00098 I
I TUBE METAL 2.87 0.00026 I
I TOTAL FOULING 50.31 0.00457 I
I ADJUSTMENT -8.12 -0.00074 I
I-----I
I PRESSURE DROP SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I UNITS: (PSI) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 74.67 0.75 96.04 5.75 I
I INLET NOZZLES 20.40 0.20 2.87 0.17 I
I OUTLET NOZZLES 4.93 0.05 1.09 0.07 I
I TOTAL /SHELL 1.00 5.99 I
I TOTAL /UNIT 3.00 17.97 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 30.0 FT EFFECTIVE LENGTH 28.19 FT I
I TOTAL TUBESHEET THK 13.9 IN AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 30.0 BTU/HR-FT-F DENSITY 490.81 LB/FT3 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 76.2 IN TUBES IN CROSSFLOW 5075 I
I CROSSFLOW AREA 2.842 FT2 WINDOW AREA 2.997 FT2 I
I WINDOW HYD DIA 1.04 IN I
I TUBE-BFL LEAK AREA 1.126 FT2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.185 FT2 I
I-----I

```

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	198.7	200.0	220.0	219.7	254.2	252.0	29.9	29.7
2	199.1	198.7	219.7	207.4	254.2	254.2	29.7	28.7
3	199.4	199.1	207.4	195.0	254.2	254.2	28.7	26.4
4	199.8	199.4	195.0	182.7	254.2	254.2	26.4	24.9
5	125.7	199.8	182.7	162.4	255.0	254.2	24.9	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

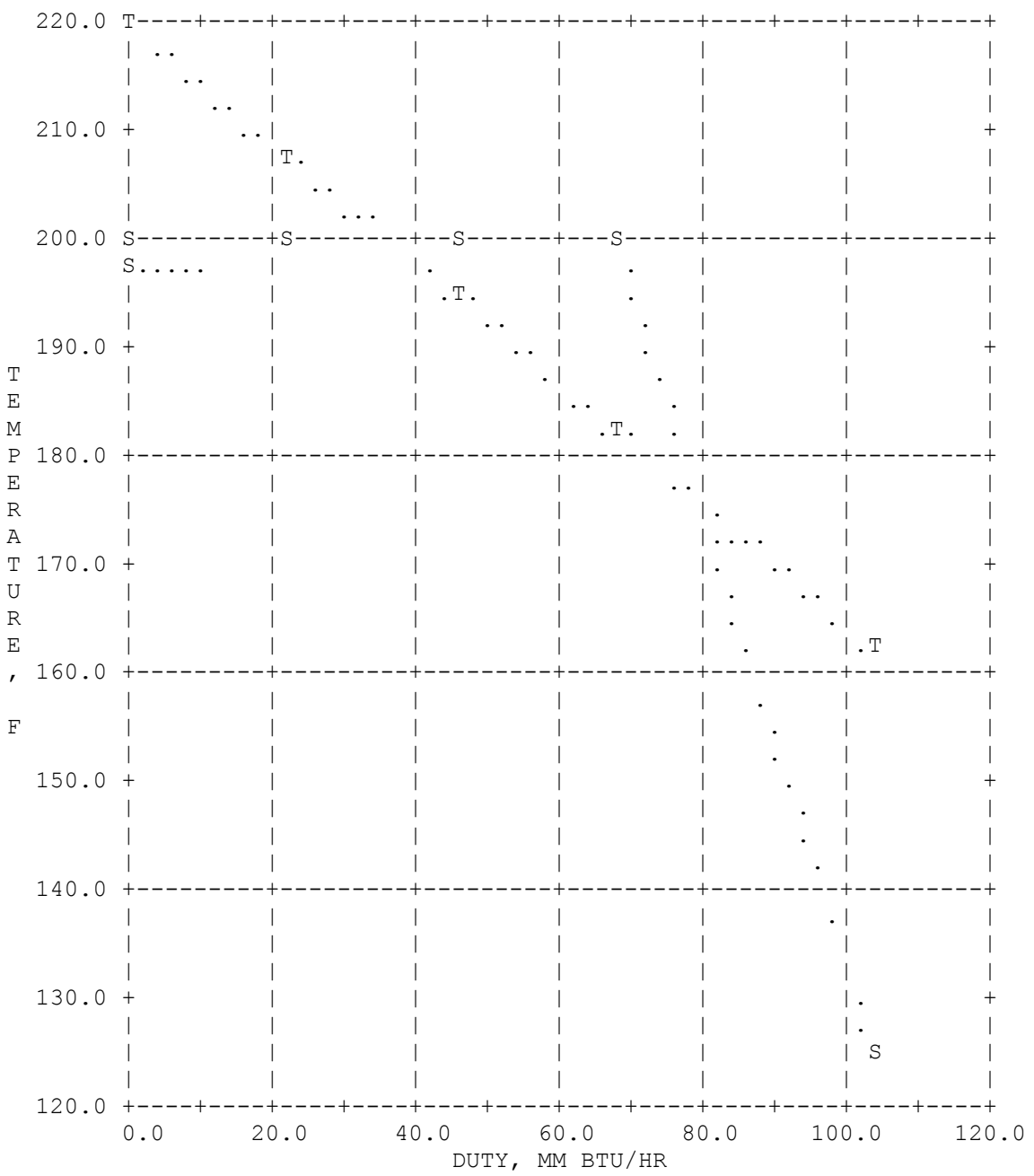
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	2.194	0.188	299.746	1415.590
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.009	305.335	1390.368
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.274	306.036	1340.512
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.515	306.744	1289.467
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.806	1.004	302.546	1211.523
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	5.990		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE		AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT	BTU/HR-FT ² -F	FT ²			
1	0.53	0.51	110.22	267.01	20.50	0.885	
2	22.34	21.45	110.77	16660.80	13.69	0.885	
3	22.34	21.45	110.44	37157.50	6.16	0.885	
4	22.34	21.45	110.07	24464.37	9.38	0.885	
5	36.59	35.13	108.76	14806.44	25.69	0.885	
TOTAL	104.15	100.00		93356.12			
WEIGHTED			110.13		11.45	0.885	
OVERALL					27.51	0.885	
INSTALLED				85771.93			

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

=====

UNIT 2, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S1
 PRODUCTS LIQUID S2

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01686
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01686

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01686
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.27280

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	111.92714	111.92714
PRESSURE, PSIA	255.00001	254.98315
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.27279	6.27280
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.87864	32.87862
FRICTION FACTOR	0.01322	0.01322
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01322
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.80971E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S3
 PRODUCTS VAPOR S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.25658
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.01396
 TOTAL, PSI 0.27054

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.27054
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 151.53747

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	142.93895	142.88511
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.72947
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	151.07322	151.53747
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.04505	1.04185
FRICTION FACTOR	0.01245	0.01245
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01245
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.39255E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
PRESSURE DROP SUMMARY
LINE FRICTION, PSI 0.00854
ELEVATION, PSI 0.00000
ACCELERATION, PSI 0.00000
TOTAL, PSI 0.00854

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00854
CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 4.81597

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	90.72947	90.72093
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	4.81596	4.81597
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.78246	32.78245
FRICTION FACTOR	0.01302	0.01302
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01302
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.43008E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.19534
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.19534

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.19534
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.44003

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.80466
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.44003	15.44003
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01338	0.01338
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE

INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01338
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.05369E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S9
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.29159
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00526
 TOTAL, PSI 0.29685

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.29685
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 83.06406

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.93523
PRESSURE, PSIA	251.98315	251.68630
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	82.92824	83.06406
SLIP DENSITY, LB/FT3	3.00567	3.00076
FRICTION FACTOR	0.01300	0.01300
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01300
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.91372E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

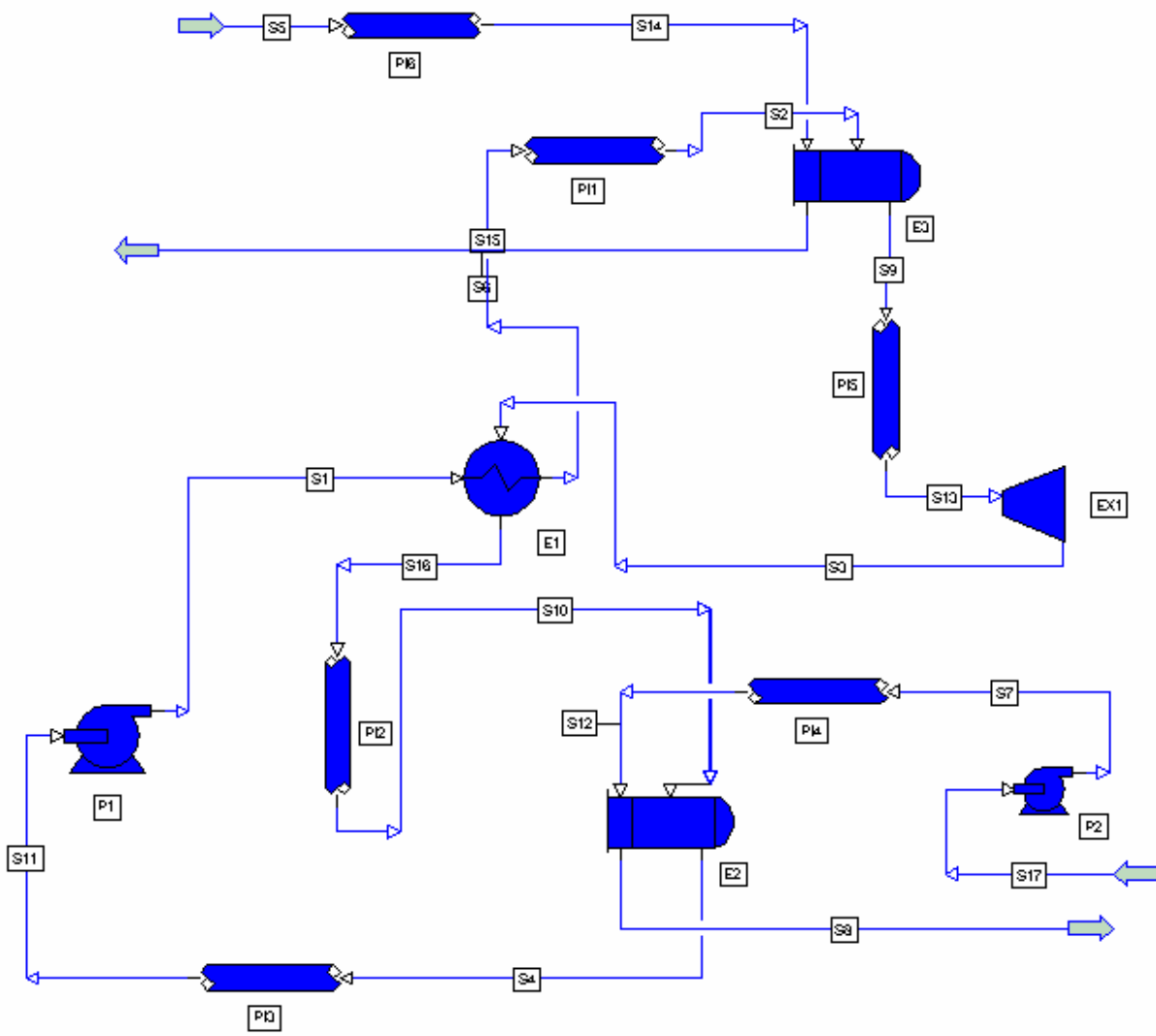
DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.10047
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.10047

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.10047
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.79684

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.89953
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.79684	10.79684
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01334	0.01334
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01334
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.57391E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

220F-2.5 Mw-Mezcla-SKR-SE



UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13

PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.93	137.91	142.99
PRESSURE, PSIA	251.68	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	142.3676	131.3794	133.0276
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.7093	58.7093	58.9382
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	3.9921		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			3220.33
ACTUAL			2737.28

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-4
386/EM
02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S11

PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.91
PRESSURE, PSIA	90.73	255.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	21212.2518	21149.8392
ACT FLOW RATE, GPM	2644.6459	2636.8646
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		722.6699
WORK, KW		236.2166

=====

UNIT 12, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S17
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	52215.6820	52216.5310
ACT FLOW RATE, GPM	6510.0109	6510.1168
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		88.4939

=====

UNIT 11, 'E1'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	6.000
LMTD, F	14.872
F FACTOR (FT)	0.766
MTD, F	11.386
U*A, BTU/HR-F	526984.111

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S3	
VAPOR PRODUCT		S16
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CP, BTU/LB-F	0.469	0.461
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	142.986	124.407
PRESSURE, PSIA	100.000	100.000

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S1	
LIQUID PRODUCT		S15
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CP, BTU/LB-F	0.629	0.648
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.914	125.451
PRESSURE, PSIA	255.000	255.000

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	

DUTY, MM BTU/HR	96.5636	
LMTD, F	7.460	
MTD, F	7.460	
F FACTOR, (FT)	1.000	
U*A, BTU/HR-F	1.294E+07	
U, BTU/HR-FT ² -F	102.440	148.699 (REQD)
A, FT ²	87046.276	126353.533 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S10	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000	N/A
M LB/HR	694.795	N/A
CP, BTU/LB-F	0.461	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	12000.000
M LB/HR	N/A	694.795
CP, BTU/LB-F	N/A	0.635
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CONDENSATION, LB-MOL/HR		12000.000
L/F	0.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	124.350	110.000
PRESSURE, PSIA	99.741	90.741
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED(S)	S12	
PRODUCTS WATER		S8
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997
M LB/HR	3242.700	3242.700
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997
M LB/HR	3242.700	3242.700
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	90.093	119.947
PRESSURE, PSIA	29.805	20.943

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

-----I

I EXCHANGER NAME Condensador UNIT ID E2 I
 I SIZE 80 - 360 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES I
 I AREA/UNIT 87046.FT2 (126353.FT2 REQUIRED) AREA/SHELL 29015.FT2 I
 I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I FEED STREAM ID S10 S12 I
 I FEED STREAM NAME I
 I TOTAL FLUID LB/HR 694795. 3242700. I
 I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 694795. / / I
 I LIQUID LB/HR / 694795. / I
 I STEAM LB/HR / / I
 I WATER LB/HR / 3242700. / 3242700. I
 I NON CONDENSIBLE LB/HR I
 I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 124.4 / 110.0 90.1 / 119.9 I
 I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 99.74 / 90.74 29.80 / 20.94 I
 I-----I

I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.563 1.000 / 1.000 I
 I VAP (60F/60F AIR) 1.999 / / I
 I DENSITY, LIQUID LB/FT3 / 32.754 62.101 / 61.711 I
 I VAPOR LB/FT3 1.078 / / I
 I VISCOSITY, LIQUID CP / 0.120 0.760 / 0.555 I
 I VAPOR CP 0.008 / / I
 I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F / 0.0520 0.3583 / 0.3695 I
 I VAP BTU/HR-FT-F 0.0110 / / I
 I SPEC.HEAT, LIQUID BTU/LB-F / 0.6350 0.9975 / 0.9978 I
 I VAPOR BTU/LB-F 0.4607 / / I
 I LATENT HEAT BTU/LB 131.55 I
 I VELOCITY FT/SEC 2.74 3.05 I
 I DP/SHELL PSI 3.00 2.96 I
 I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 (-0.00104 REQD) 0.00200 I
 I-----I

I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 102.44 (148.70 REQD) CLEAN 192.56 I
 I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 96.564 MTD(CORRECTED) 7.5 FT 1.000 I
 I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

-----I

I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
 I NUMBER OF PASSES 2 2 I
 I MATERIAL CARB STL CARB STL I
 I INLET NOZZLE ID IN 39.3 21.3 I
 I OUTLET NOZZLE ID IN 13.3 25.3 I
 I-----I

I TUBE: NUMBER 5123 OD 0.750 IN THICK 0.083 IN LENGTH 30.0 FT I
 I TYPE BARE PITCH 1.0 IN PATTERN 60 DEGREES I
 I SHELL: ID 80.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
 I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 20.00/ 16.00/ 20.00, SINGLE I
 I RHO-V2: INLET NOZZLE 489.5 LB/FT-SEC2 I
 I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 27526.4 FULL OF WATER 204573.0 BUNDLE 123284.6 I
 I-----I

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

I-----I					
I EXCHANGER NAME	Condensador	UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 360	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL	3 SERIES
I AREA/UNIT	87046. FT2	(26353. FT2 REQUIRED)		I	
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I-----I					
I FEED STREAM ID	S10		S12		
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 1.000		1.000 / 1.000		
I REYNOLDS NUMBER	1236894.24		22499.83		
I PRANDTL NUMBER	2.770		4.036		
I WATSON K, LIQUID	/ 13.818		/		
I VAPOR	13.818 /		/		
I SURFACE TENSION DYNE/CM	/ 7.983		70.705 / 68.254		
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F	294.8 (1.000)		833.9 (1.000)		
I FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000		0.000		
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I	
I SHELL FILM	34.75	0.00339		I	
I TUBE FILM	15.78	0.00154		I	
I TUBE METAL	2.67	0.00026		I	
I TOTAL FOULING	46.80	0.00457		I	
I ADJUSTMENT	-31.11	-0.00304		I	
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE) I	
I WITHOUT NOZZLES	95.57	2.87	89.77	2.65 I	
I INLET NOZZLES	1.76	0.05	7.85	0.23 I	
I OUTLET NOZZLES	2.67	0.08	2.38	0.07 I	
I TOTAL /SHELL	3.00		2.96 I		
I TOTAL /UNIT	9.00		8.87 I		
I DP SCALER	1.00		1.00 I		
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	21	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3817	I
I CROSSFLOW AREA	2.842	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.01	IN	I		
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2 I
I-----I					

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	124.4	120.9	119.6	119.9	99.7	99.6	27.0	20.9
2	120.9	118.4	109.9	119.6	99.6	97.2	28.7	27.0
3	118.4	115.9	100.2	109.9	97.2	96.8	29.2	28.7
4	115.9	113.4	90.6	100.2	96.8	96.7	29.6	29.2
5	113.4	110.0	90.1	90.6	96.7	96.7	29.8	29.6

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

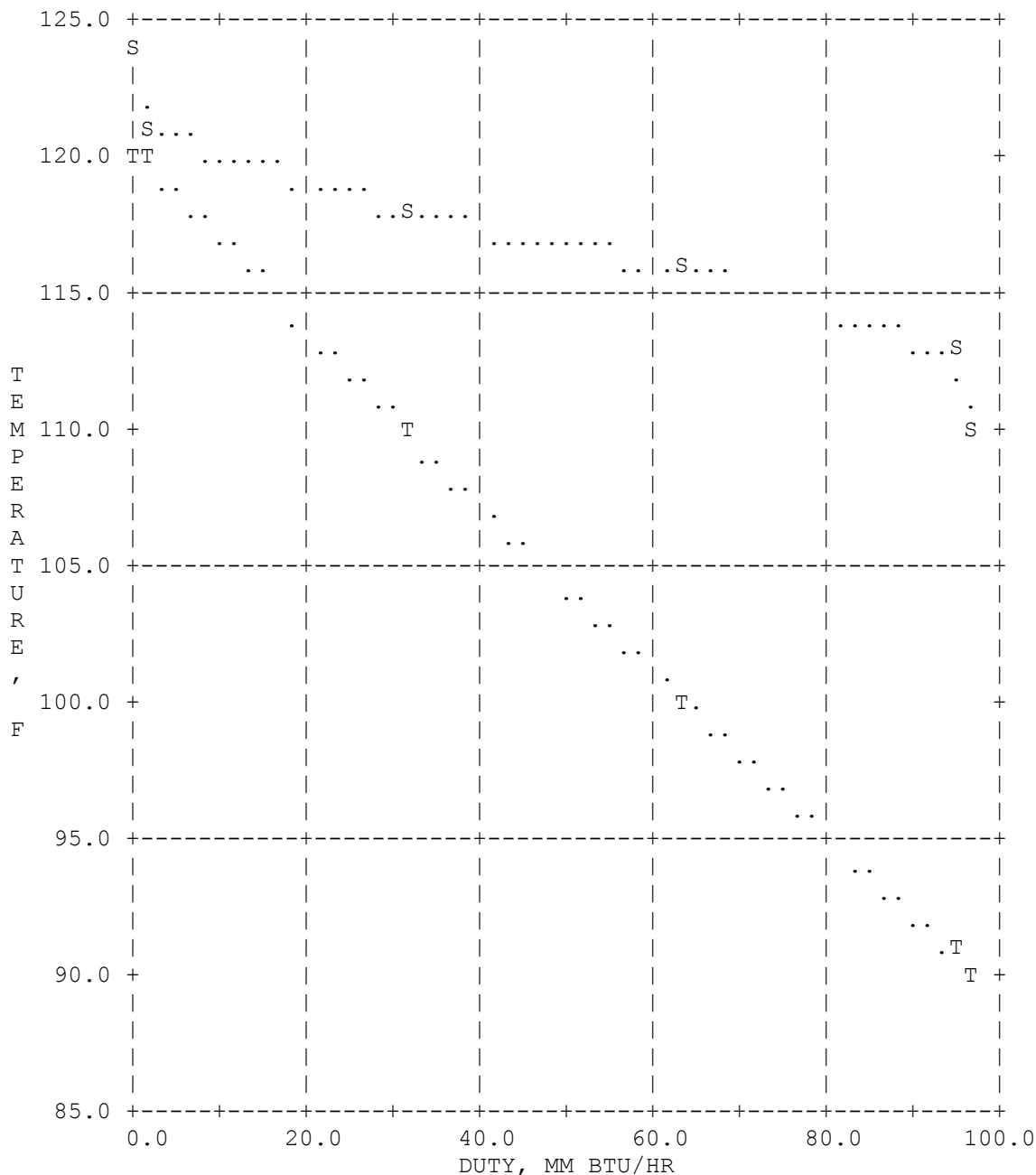
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.123	6.052	404.187	875.934
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.426	1.686	275.355	853.845
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.361	0.544	315.342	812.748
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.090	0.334	348.917	771.967
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.001	0.245	475.893	751.595
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	8.862		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
			BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F	
1	1.09	1.13	114.03	3734.39	2.56	1.000
2	31.33	32.44	100.35	80943.79	3.86	1.000
3	31.33	32.44	104.38	25643.83	11.70	1.000
4	31.33	32.44	106.85	15428.26	19.00	1.000
5	1.49	1.54	115.75	603.26	21.32	1.000
TOTAL	96.56	100.00		126353.53		
WEIGHTED			102.44		7.46	1.000
OVERALL					10.28	1.000
INSTALLED				87046.28		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	
	INLET	OUTLET
DUTY, MM BTU/HR	105.0977	
LMTD, F	10.736	
MTD, F	9.469	
F FACTOR, (FT)	0.882	
U*A, BTU/HR-F	1.110E+07	
U, BTU/HR-FT ² -F	110.548	129.402 (REQD)
A, FT ²	85771.930	100399.714 (REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS		
	INLET	OUTLET
FEED(S)	S2	
PRODUCTS VAPOR		S9
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	12000.000
M LB/HR	N/A	694.795
CP, BTU/LB-F	N/A	0.583
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000	N/A
M LB/HR	694.795	N/A
CP, BTU/LB-F	0.648	N/A
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		12000.000
L/F	1.0000	0.0000
TEMPERATURE, F	125.451	200.000
PRESSURE, PSIA	254.983	251.983
TUBE SIDE CONDITIONS		
	INLET	OUTLET
FEED(S)	S14	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003
M LB/HR	1801.500	1801.500
CP, BTU/LB-F	1.009	1.001
TOTAL, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003
M LB/HR	1801.500	1801.500
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	220.000	161.916
PRESSURE, PSIA	29.900	11.913

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID E3				I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES		I	
I AREA/UNIT	85771.FT2 (100399.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		28590.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S2		S14		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	694795.		1801500.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 694795.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	694795. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1801500. / 1801500.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	125.5 / 200.0		220.0 / 161.9		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	254.98 / 251.98		29.90 / 11.91		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 1.999		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.150 /		59.627 / 60.965		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.905		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.110 /		0.267 / 0.389		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0502 /		0.3934 / 0.3821		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0140		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6476 /		1.0088 / 1.0008		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5833		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	97.59				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.65		3.54		I	
I DP/SHELL	PSI	1.00		6.00		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00068 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	110.55 (129.40 REQD)	CLEAN	223.35	I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	105.098	MTD(CORRECTED)	9.5 FT	0.882	I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	325.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		17.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		19.3		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048	OD	0.750	IN	THICK	0.083	IN
I TYPE	BARE	PITCH		1.0		IN	PATTERN
I SHELL: ID	80.00	BUNDLE DIAMETER(DOTL)		76.21		IN	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1878.2	LB/FT-SEC2				I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	83082.8	FULL OF WATER		1069566.2	BUNDLE	121615.9	I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

I-----I				
I EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID	E3	I
I SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES	I
I AREA/UNIT	85771. FT2 (00399. FT2 REQUIRED)			I
I-----I				
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I
I-----I				
I FEED STREAM ID		S2	S14	I
I FEED STREAM NAME				I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		1.000 / 0.000	1.000 / 1.000	I
I REYNOLDS NUMBER		70448.26	49841.62	I
I PRANDTL NUMBER		3.338	1.949	I
I WATSON K, LIQUID		13.818 /	/	I
I VAPOR		/	13.818	I
I SURFACE TENSION DYNE/CM		7.071 /	58.421 / 64.410	I
I FILM COEF(SCL) BTU/HR-FT2-F		309.0 (1.000)	1309.6 (1.000)	I
I FOULING LAYER THICKNESS IN		0.000	0.000	I
I-----I				
I THERMAL RESISTANCE				I
I UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I
I SHELL FILM	35.77	0.00324		I
I TUBE FILM	10.84	0.00098		I
I TUBE METAL	2.88	0.00026		I
I TOTAL FOULING	50.50	0.00457		I
I ADJUSTMENT	-14.57	-0.00132		I
I-----I				
I PRESSURE DROP		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I
I UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT) (ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	74.69	0.75	96.05 5.76	I
I INLET NOZZLES	20.25	0.20	2.87 0.17	I
I OUTLET NOZZLES	5.06	0.05	1.08 0.07	I
I TOTAL /SHELL		1.00	6.00	I
I TOTAL /UNIT		3.00	17.99	I
I DP SCALER		1.00	1.00	I
I-----I				
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL				I
I-----I				
I TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH 28.19	FT I
I TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN) 1.284	I
I THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY 490.81	LB/FT3 I
I-----I				
I BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW 5061	I
I CROSSFLOW AREA	2.842	FT2	WINDOW AREA 2.997	FT2 I
I WINDOW HYD DIA	1.04	IN		I
I TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA 0.185	FT2 I
I-----I				

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	197.3	200.0	220.0	219.4	254.2	252.0	29.9	29.7
2	197.5	197.3	219.4	206.9	254.2	254.2	29.7	28.8
3	197.7	197.5	206.9	194.5	254.2	254.2	28.8	26.6
4	197.9	197.7	194.5	182.0	254.2	254.2	26.6	24.9
5	125.5	197.9	182.0	161.9	255.0	254.2	24.9	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

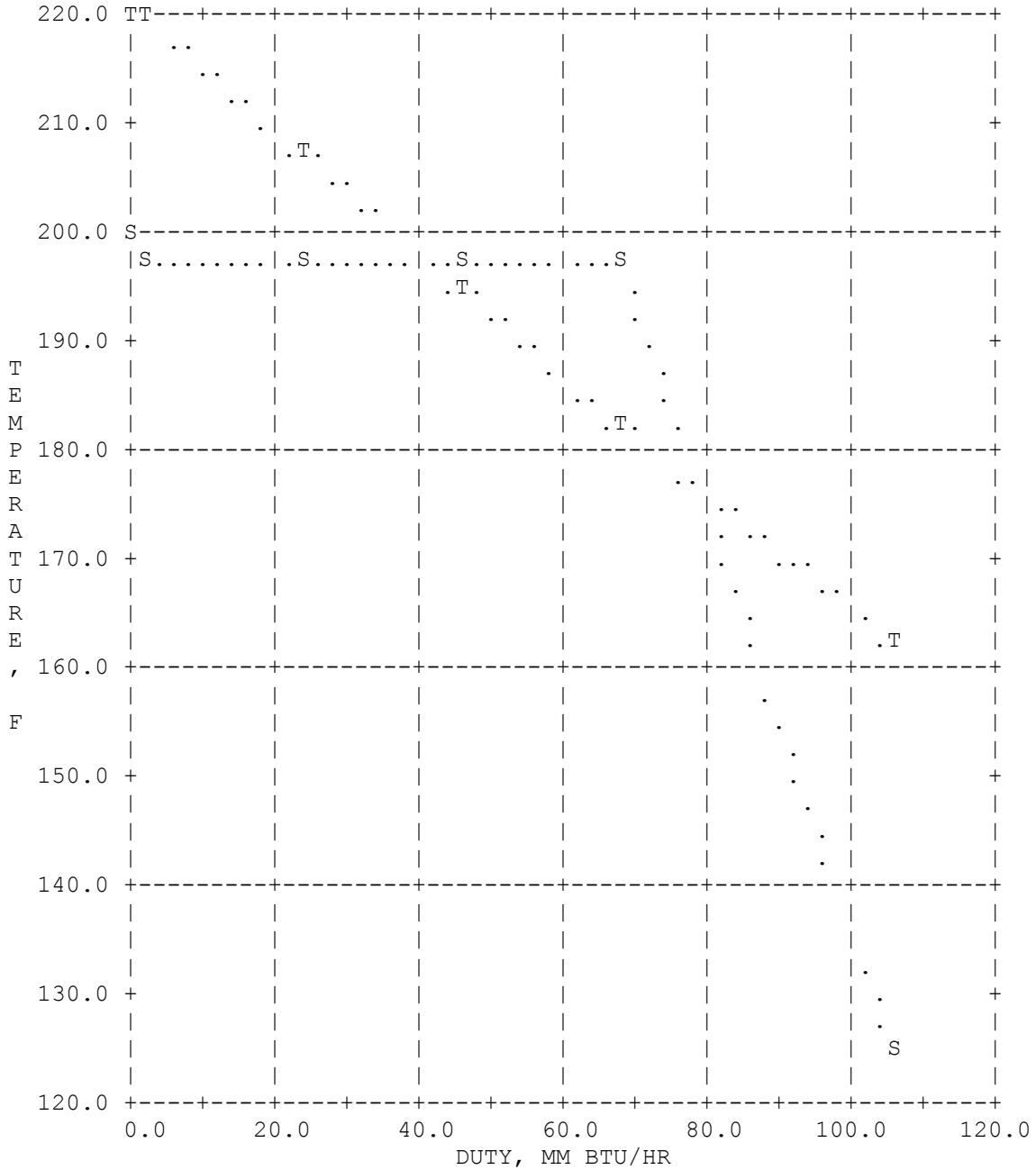
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP.SUP.HEAT	LIQ. SUBCOOL	2.200	0.202	298.951	1414.845
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.871	309.100	1388.563
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.274	309.779	1338.143
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.683	310.457	1286.502
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.800	0.966	304.643	1208.642
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	5.996		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	1.09	1.04	110.11	534.81	21.03	0.882
2	22.56	21.47	111.24	15459.78	14.87	0.882
3	22.56	21.47	110.90	39927.47	5.78	0.882
4	22.56	21.47	110.52	29212.28	7.92	0.882
5	36.32	34.56	109.00	15265.37	24.75	0.882
TOTAL	105.10	100.00		100399.71		
WEIGHTED			110.55		10.74	0.882
OVERALL					27.41	0.882
INSTALLED				85771.93		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



=====

UNIT 2, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S15

PRODUCTS LIQUID S2

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01707
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01707

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01707
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.39017

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	125.45114	125.45111
PRESSURE, PSIA	255.00001	254.98294
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.39017	6.39017
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.15010	32.15008
FRICTION FACTOR	0.01319	0.01319
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01319
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.04367E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S16
 PRODUCTS VAPOR S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.24608
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.01281
 TOTAL, PSI 0.25889

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.25889
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 145.90806

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	124.40664	124.35048
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.74111
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	145.47809	145.90806
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.08105	1.07787
FRICTION FACTOR	0.01245	0.01245
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01245
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.47884E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00848
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00848

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00848
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 4.80150

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	90.74111	90.73263
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	4.80150	4.80150
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.75426	32.75425
FRICTION FACTOR	0.01302	0.01302
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01302
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.43046E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.19534
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.19534

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.19534
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.44003

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.80466
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.44003	15.44003
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01338	0.01338
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01338
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.05369E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S9
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.29933
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00554
 TOTAL, PSI 0.30488

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.30488
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 85.59829

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.93486
PRESSURE, PSIA	251.98294	251.67807
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	85.45834	85.59829
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.90542	2.90067
FRICTION FACTOR	0.01300	0.01300
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01300
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.89587E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.10047
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.10047

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.10047
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.79684

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES

	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.89953
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.79684	10.79684
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01334	0.01334
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA

	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01334
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.57391E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 3, 'EX1', 'Turbina'

FEEDS S13
 PRODUCTS VAPOR S3

OPERATING CONDITIONS

	INLET	ISENTROPIC	OUTLET
	-----	-----	-----
TEMPERATURE, F	199.94	137.91	142.91
PRESSURE, PSIA	251.69	100.00	100.00
ENTHALPY, MM BTU/HR	142.0998	131.2930	132.9140
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F	58.7143	58.7143	58.9394
MOLE PERCENT VAPOR	100.0000	100.0000	100.0000
MOLE PERCENT LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE PERCENT WATER	0.0000	0.0000	0.0000
ACT VAP RATE, M FT3/MIN	3.8859		
ADIABATIC EFF, PERCENT			85.00
WORK, KW			
THEORETICAL			3167.17
ACTUAL			2692.10

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT
 PROBLEM

R
 PRO/II VERSION 5.1
 OUTPUT
 PUMP SUMMARY

PAGE P-4
 386/EM
 02/07/02

UNIT 1, 'P1', 'Bomba'

FEEDS S11
 PRODUCTS LIQUID S1

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	110.00	111.93
PRESSURE, PSIA	90.74	255.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC WATER	0.0000	0.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	21212.2496	21150.3461
ACT FLOW RATE, GPM	2644.6457	2636.9278
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		722.6574
WORK, KW		236.2126

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 5.1
OUTPUT
PUMP SUMMARY

PAGE P-5
386/EM
02/07/02

=====

UNIT 12, 'P2', 'Bomba sistema condensado'

FEEDS S17
PRODUCTS WATER S7

OPERATING CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.00	90.09
PRESSURE, PSIA	5.00	30.00
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC WATER	1.0000	1.0000
ACT FLOW RATE, FT3/HR	52215.6820	52216.5310
ACT FLOW RATE, GPM	6510.0109	6510.1168
EFFICIENCY, PERCENT		80.0000
HEAD, FT		58.0086
WORK, KW		88.4939

UNIT 11, 'E1'

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR	6.000
LMTD, F	14.621
F FACTOR (FT)	0.747
MTD, F	10.925
U*A, BTU/HR-F	549190.931

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S3	
VAPOR PRODUCT		S16
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CP, BTU/LB-F	0.468	0.460
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	142.906	124.297
PRESSURE, PSIA	100.000	100.000

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S1	
LIQUID PRODUCT		S15
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CP, BTU/LB-F	0.614	0.634
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000
M LB/HR	694.795	694.795
CONDENSATION, LB-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, F	111.930	125.773
PRESSURE, PSIA	255.000	255.000

UNIT 4, 'E2', 'Condensador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	95.6746		
LMTD, F	9.130		
MTD, F	9.130		
F FACTOR, (FT)	1.000		
U*A, BTU/HR-F	1.048E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	102.353	120.382	(REQD)
A, FT ²	87046.276	102378.818	(REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S10		
PRODUCTS LIQUID		S4	
VAPOR, LB-MOL/HR	12000.000	N/A	
M LB/HR	694.795	N/A	
CP, BTU/LB-F	0.460	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	N/A	12000.000	
M LB/HR	N/A	694.795	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.620	
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000	
M LB/HR	694.795	694.795	
CONDENSATION, LB-MOL/HR		12000.000	
L/F	0.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	124.240	110.000	
PRESSURE, PSIA	99.744	90.744	
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S12		
PRODUCTS WATER		S8	
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997	
M LB/HR	3242.700	3242.700	
CP, BTU/LB-F	0.998	0.998	
TOTAL, LB-MOL/HR	179999.997	179999.997	
M LB/HR	3242.700	3242.700	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	90.093	119.672	
PRESSURE, PSIA	29.805	20.921	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

=====

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Condensador			UNIT ID E2		I	
I SIZE	80 - 360	TYPE AFS	HORIZONTAL	CONNECTED 1	PARALLEL 3	SERIES	I
I AREA/UNIT	87046.FT2 (102378.FT2 REQUIRED)		AREA/SHELL	29015.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT							I
I FEED STREAM ID	S10		S12				I
I FEED STREAM NAME							I
I TOTAL FLUID	LB/HR	694795.		3242700.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	694795. /		/		I	
I LIQUID	LB/HR	/ 694795.		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		3242700. / 3242700.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	124.2 / 110.0		90.1 / 119.7		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	99.74 / 90.74		29.80 / 20.92		I	
I-----I						I-----I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		/ 0.563		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		1.999 /		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	/ 32.754		62.101 / 61.715		I	
I VAPOR	LB/FT3	1.089 /		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	/ 0.120		0.760 / 0.556		I	
I VAPOR	CP	0.008 /		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	/ 0.0520		0.3583 / 0.3694		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0110 /		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	/ 0.6196		0.9975 / 0.9978		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	0.4599 /		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	130.30				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.74		3.05		I	
I DP/SHELL	PSI	3.00		2.96		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00054 REQD)		0.00200		I	
I-----I						I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE	102.35 (120.38 REQD)	CLEAN	192.25	I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	95.675	MTD (CORRECTED)	9.1	FT	1.000	I
I-----I						I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I	
I-----I						I-----I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	300.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		2		2		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	39.3		21.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	13.3		25.3		I	
I-----I						I-----I	
I TUBE: NUMBER	5123	OD	0.750	IN	THICK	0.083	IN
I					LENGTH	30.0	FT
I					PITCH	1.0	IN
I					PATTERN	60	DEGREES
I SHELL: ID	80.00	IN		SEALING STRIPS	0	PAIRS	I
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	IN	20.00/	16.00/	20.00,	SINGLE
I RHO-V2: INLET NOZZLE	484.4	LB/FT-SEC2					I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	27526.4	FULL OF WATER	204573.0	BUNDLE	123284.6	I	
I-----I						I-----I	

=====

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E2'

=====

I	-----	I								I	
I	EXCHANGER NAME	Condensador		UNIT ID	E2					I	
I	SIZE	80 - 360	TYPE	AFS	HORIZONTAL	CONNECTED	1	PARALLEL	3	SERIES	I
I	AREA/UNIT	87046.	FT2	(02378.	FT2 REQUIRED)						I
I	-----	I								I	
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE			TUBE-SIDE				I	
I	-----	I								I	
I	FEED STREAM ID		S10			S12				I	
I	FEED STREAM NAME									I	
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		0.000 / 1.000			1.000 / 1.000				I	
I	REYNOLDS NUMBER		1181037.47			22298.31				I	
I	PRANDTL NUMBER		2.808			4.078				I	
I	WATSON K, LIQUID		/ 13.818			/				I	
I	VAPOR		13.818 /			/				I	
I	SURFACE TENSION DYNE/CM		/ 7.983			70.705 / 68.278				I	
I	FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F		294.6 (1.000)			830.2 (1.000)				I	
I	FOULING LAYER THICKNESS IN		0.000			0.000				I	
I	-----	I								I	
I	THERMAL RESISTANCE									I	
I	UNITS: (HR-FT2-F/BTU)		(PERCENT)		(ABSOLUTE)					I	
I	SHELL FILM		34.74		0.00339					I	
I	TUBE FILM		15.83		0.00155					I	
I	TUBE METAL		2.67		0.00026					I	
I	TOTAL FOULING		46.76		0.00457					I	
I	ADJUSTMENT		-14.98		-0.00146					I	
I	-----	I								I	
I	PRESSURE DROP		SHELL-SIDE			TUBE-SIDE				I	
I	UNITS: (PSI)		(PERCENT)		(ABSOLUTE)	(PERCENT)		(ABSOLUTE)		I	
I	WITHOUT NOZZLES		95.58		2.87	89.78		2.66		I	
I	INLET NOZZLES		1.74		0.05	7.84		0.23		I	
I	OUTLET NOZZLES		2.67		0.08	2.38		0.07		I	
I	TOTAL /SHELL				3.00			2.96		I	
I	TOTAL /UNIT				9.00			8.88		I	
I	DP SCALER				1.00			1.00		I	
I	-----	I								I	
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									I	
I	-----	I								I	
I	TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT				I	
I	TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284					I	
I	THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3				I	
I	-----	I								I	
I	BAFFLE: THICKNESS	0.375	IN	NUMBER	21					I	
I	-----	I								I	
I	BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	3817					I	
I	CROSSFLOW AREA	2.842	FT2	WINDOW AREA	2.968	FT2				I	
I	WINDOW HYD DIA	1.01	IN							I	
I	TUBE-BFL LEAK AREA	1.143	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2				I	
I	-----	I								I	

=====

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2'

=====

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	124.2	121.8	119.4	119.7	99.7	99.7	27.0	20.9
2	121.8	119.2	109.8	119.4	99.7	97.3	28.5	27.0
3	119.2	116.7	100.2	109.8	97.3	96.9	29.2	28.5
4	116.7	114.1	90.6	100.2	96.9	96.7	29.6	29.2
5	114.1	110.0	90.1	90.6	96.7	96.7	29.8	29.6

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

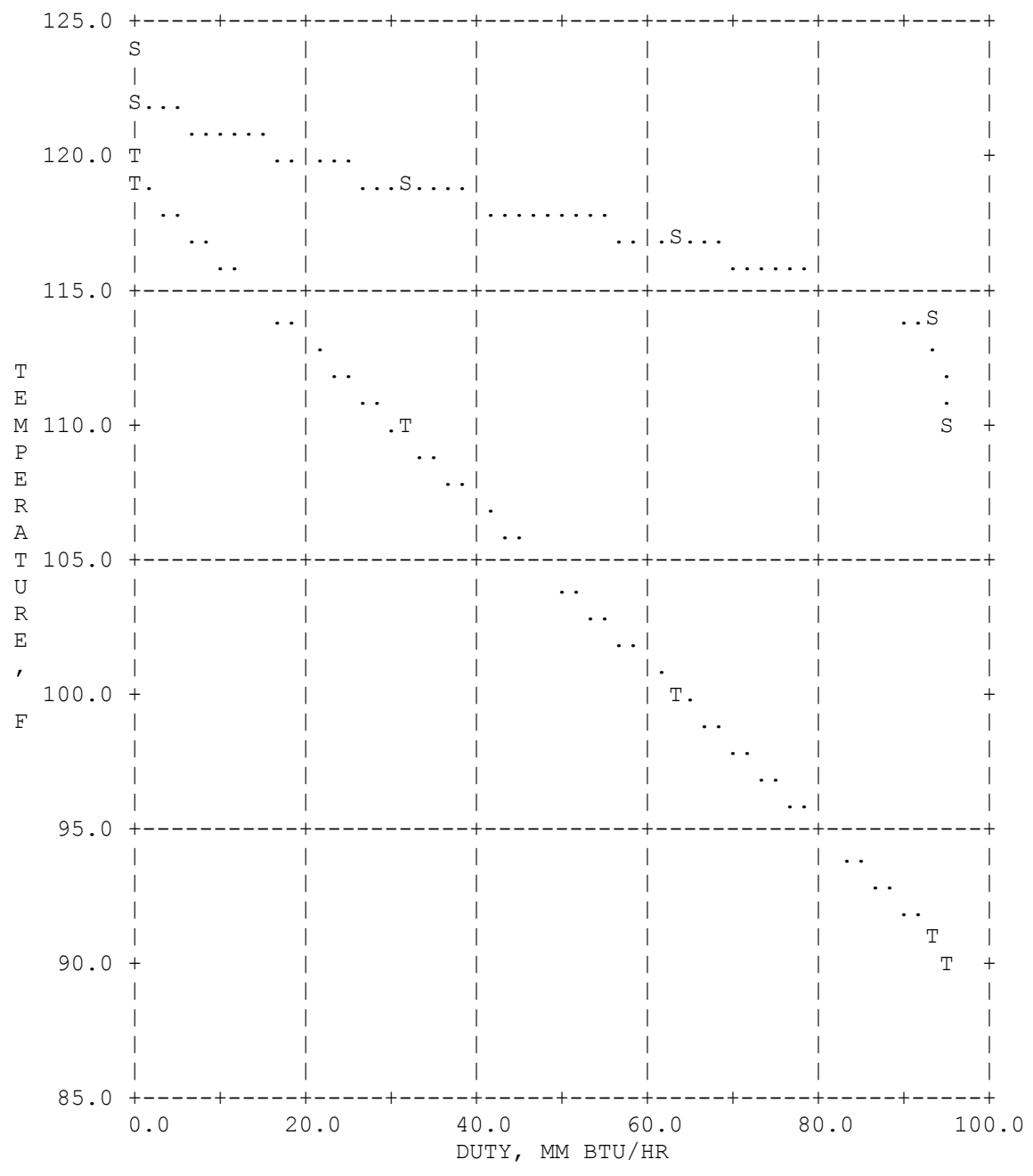
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. COOLING	LIQ. HEATING	0.091	6.046	405.520	875.137
2	CONDENSATION	LIQ. HEATING	2.349	1.572	273.610	853.518
3	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.443	0.621	312.664	812.869
4	CONDENSATION	LIQ. HEATING	0.114	0.394	345.707	772.417
5	LIQ. SUBCOOL	LIQ. HEATING	0.002	0.251	471.660	751.887
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	8.883		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	0.79	0.82	114.12	2076.63	3.33	1.000
2	31.04	32.44	100.11	61130.56	5.07	1.000
3	31.04	32.44	104.09	23705.23	12.58	1.000
4	31.04	32.44	106.56	14754.28	19.74	1.000
5	1.78	1.86	115.51	712.12	21.64	1.000
TOTAL	95.67	100.00		102378.82		
WEIGHTED			102.35		9.13	1.000
OVERALL					10.42	1.000
INSTALLED				87046.28		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E2' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

UNIT 5, 'E3', 'Evaporador'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		

DUTY, MM BTU/HR	104.0544		
LMTD, F	11.060		
MTD, F	9.786		
F FACTOR, (FT)	0.885		
U*A, BTU/HR-F	1.063E+07		
U, BTU/HR-FT ² -F	109.883	123.964	(REQD)
A, FT ²	85771.930	96763.317	(REQD)
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S2		
PRODUCTS VAPOR	S9		
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	12000.000	
M LB/HR	N/A	694.795	
CP, BTU/LB-F	N/A	0.582	
LIQUID, LB-MOL/HR	12000.000	N/A	
M LB/HR	694.795	N/A	
CP, BTU/LB-F	0.634	N/A	
TOTAL, LB-MOL/HR	12000.000	12000.000	
M LB/HR	694.795	694.795	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR	12000.000		
L/F	1.0000	0.0000	
TEMPERATURE, F	125.773	200.000	
PRESSURE, PSIA	254.983	251.983	
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET	
	-----	-----	
FEED(S)	S14		
PRODUCTS WATER	S6		
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A	
M LB/HR	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	
LIQUID, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
CP, BTU/LB-F	1.009	1.001	
TOTAL, LB-MOL/HR	100000.003	100000.003	
M LB/HR	1801.500	1801.500	
VAPORIZATION, LB-MOL/HR	N/A		
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, F	220.000	162.494	
PRESSURE, PSIA	29.900	11.923	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

=====

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME	Evaporador			UNIT ID E3		I	
I SIZE	80 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES		I	
I AREA/UNIT	85771.FT2 (96763.FT2 REQUIRED)	AREA/SHELL		28590.FT2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		S2		S14		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	LB/HR	694795.		1801500.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	LB/HR	/ 694795.		/		I	
I LIQUID	LB/HR	694795. /		/		I	
I STEAM	LB/HR	/		/		I	
I WATER	LB/HR	/		1801500. / 1801500.		I	
I NON CONDENSIBLE	LB/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	125.8 / 200.0		220.0 / 162.5		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	PSIA	254.98 / 251.98		29.90 / 11.92		I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.563 /		1.000 / 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 1.999		/		I	
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	32.131 /		59.627 / 60.953		I	
I VAPOR	LB/FT3	/ 2.985		/		I	
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.110 /		0.267 / 0.387		I	
I VAPOR	CP	/ 0.009		/		I	
I THRML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0501 /		0.3934 / 0.3822		I	
I VAP	BTU/HR-FT-F	/ 0.0140		/		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	BTU/LB-F	0.6337 /		1.0088 / 1.0009		I	
I VAPOR	BTU/LB-F	/ 0.5823		/		I	
I LATENT HEAT	BTU/LB	97.15				I	
I VELOCITY	FT/SEC	2.65		3.54		I	
I DP/SHELL	PSI	1.00		5.99		I	
I FOULING RESIST	HR-FT2-F/BTU	0.00200 (0.00097 REQD)		0.00200		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TRANSFER RATE	BTU/HR-FT2-F	SERVICE 109.88 (123.96 REQD)		CLEAN 220.65		I	
I HEAT EXCHANGED	MM BTU/HR	104.054 MTD(CORRECTED)		9.8 FT 0.885		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I	
I DESIGN PRESSURE	PSIA	325.		300.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		4		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	IN	12.0		17.3		I	
I OUTLET NOZZLE ID	IN	27.3		19.3		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TUBE: NUMBER	5048 OD 0.750 IN	THICK 0.083 IN		LENGTH 30.0 FT		I	
I TYPE	BARE	PITCH 1.0 IN		PATTERN 60 DEGREES		I	
I SHELL: ID	80.00 IN	BUNDLE DIAMETER(DOTL)		76.21 IN		I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1879.2 LB/FT-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB	83082.8 FULL OF WATER	1069566.2 BUNDLE		121615.9		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	

RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

02/07/02

=====

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E3'

=====

I	-----	I	-----	I		
I	EXCHANGER NAME	Evaporador	UNIT ID	E3		
I	SIZE	133 - 360 TYPE AKS	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES		
I	AREA/UNIT	85771. FT2 (96763. FT2 REQUIRED)				
I	-----	I	-----	I		
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I		
I	-----	I	-----	I		
I	FEED STREAM ID	S2	S14	I		
I	FEED STREAM NAME			I		
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.000	1.000 / 1.000	I		
I	REYNOLDS NUMBER	70691.31	50044.66	I		
I	PRANDTL NUMBER	3.269	1.941	I		
I	WATSON K, LIQUID	13.818 /	/	I		
I	VAPOR	/ 13.818	/	I		
I	SURFACE TENSION DYNE/CM	7.050 /	58.421 / 64.353	I		
I	FILM COEF (SCL) BTU/HR-FT2-F	303.7 (1.000)	1312.3 (1.000)	I		
I	FOULING LAYER THICKNESS IN	0.000	0.000	I		
I	-----	I	-----	I		
I	THERMAL RESISTANCE			I		
I	UNITS: (HR-FT2-F/BTU)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I		
I	SHELL FILM	36.18	0.00329	I		
I	TUBE FILM	10.75	0.00098	I		
I	TUBE METAL	2.86	0.00026	I		
I	TOTAL FOULING	50.20	0.00457	I		
I	ADJUSTMENT	-11.36	-0.00103	I		
I	-----	I	-----	I		
I	PRESSURE DROP	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	I		
I	UNITS: (PSI)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	
I	WITHOUT NOZZLES	74.81	0.75	96.04	5.76	
I	INLET NOZZLES	20.26	0.20	2.87	0.17	
I	OUTLET NOZZLES	4.92	0.05	1.09	0.07	
I	TOTAL /SHELL		1.00		5.99	
I	TOTAL /UNIT		3.00		17.98	
I	DP SCALER		1.00		1.00	
I	-----	I	-----	I		
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL			I		
I	-----	I	-----	I		
I	TUBE:OVERALL LENGTH	30.0	FT	EFFECTIVE LENGTH	28.19	FT
I	TOTAL TUBESHEET THK	13.9	IN	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	
I	THERMAL COND	30.0	BTU/HR-FT-F	DENSITY	490.81	LB/FT3
I	-----	I	-----	I		
I	BUNDLE: DIAMETER	76.2	IN	TUBES IN CROSSFLOW	5061	
I	CROSSFLOW AREA	2.842	FT2	WINDOW AREA	2.997	FT2
I	WINDOW HYD DIA	1.04	IN			
I	TUBE-BFL LEAK AREA	1.126	FT2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.185	FT2
I	-----	I	-----	I		

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3'

TEMPERATURE - PRESSURE SUMMARY

ZONE	----- TEMPERATURE, F -----				----- PRESSURE, PSIA -----			
	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT	IN	OUT
1	198.3	200.0	220.0	219.6	254.2	252.0	29.9	29.7
2	198.5	198.3	219.6	207.2	254.2	254.2	29.7	28.8
3	198.6	198.5	207.2	194.8	254.2	254.2	28.8	26.5
4	198.8	198.6	194.8	182.4	254.2	254.2	26.5	24.9
5	125.8	198.8	182.4	162.5	255.0	254.2	24.9	23.9

HEAT TRANSFER AND PRESSURE DROP SUMMARY

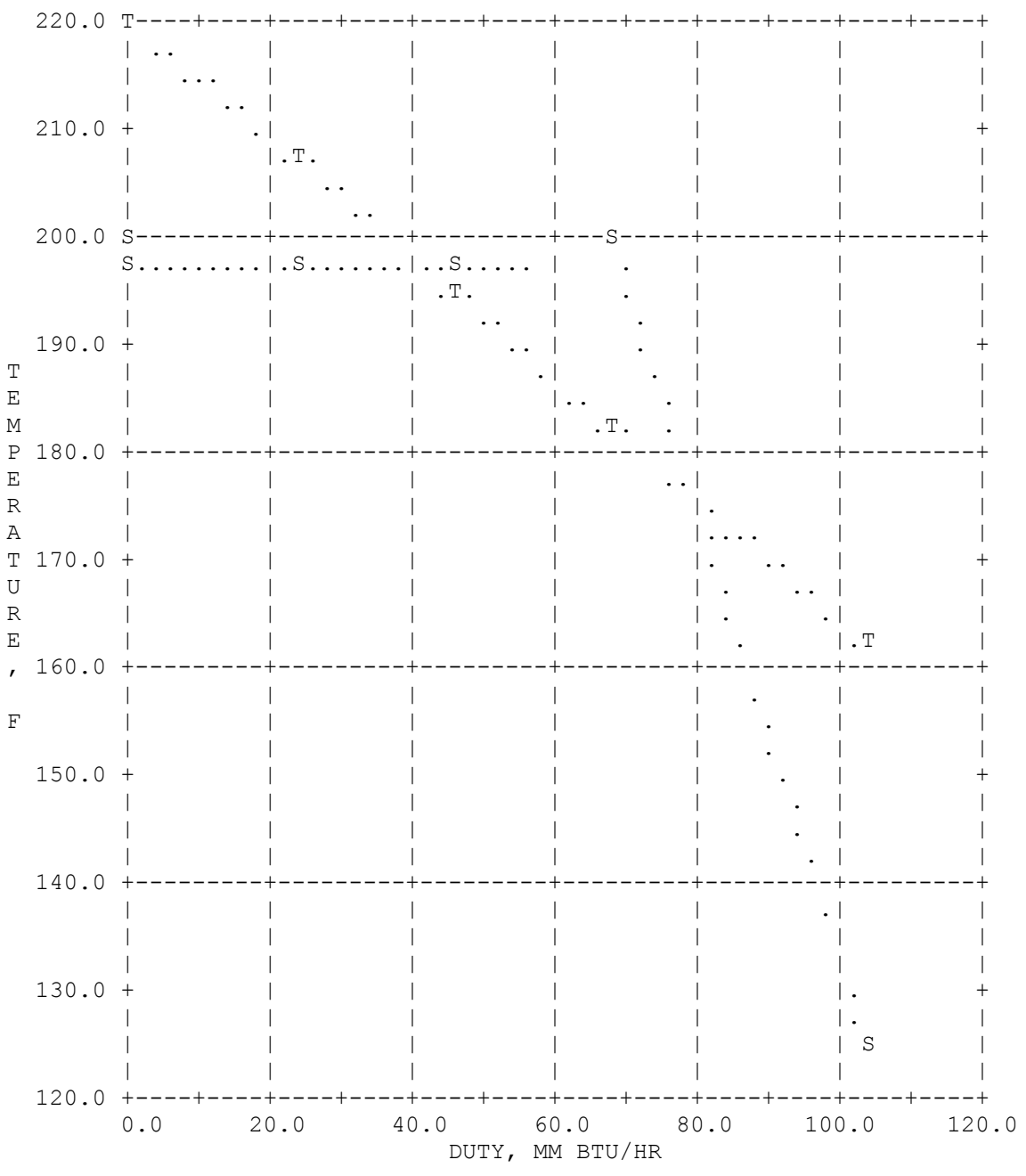
ZONE	----- HEAT TRANSFER -----		PRESSURE DROP (TOTAL)		- FILM COEFFICIENT -	
	MECHANISM		PSI		BTU/HR-FT ² -F	
	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	VAP. SUP. HEAT	LIQ. SUBCOOL	2.195	0.192	298.551	1415.393
2	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	0.952	303.177	1389.802
3	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	2.283	303.831	1339.594
4	VAPORIZATION	LIQ. SUBCOOL	0.000	1.594	304.485	1288.180
5	LIQ. HEATING	LIQ. SUBCOOL	0.805	0.971	302.588	1210.891
TOTAL PRESSURE DROP			3.000	5.992		

HEAT TRANSFER SUMMARY (CONT)

ZONE	----- DUTY -----		U-VALUE	AREA	LMTD	FT
	MM BTU/HR	PERCENT				
	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	F			
1	0.69	0.66	110.06	343.49	20.65	0.885
2	22.47	21.59	110.48	16292.64	14.11	0.885
3	22.47	21.59	110.14	38650.71	5.96	0.885
4	22.47	21.59	109.76	26666.50	8.67	0.885
5	35.97	34.57	108.76	14809.97	25.24	0.885
TOTAL	104.05	100.00		96763.32		
WEIGHTED			109.88		11.06	0.885
OVERALL					27.52	0.885
INSTALLED				85771.93		

TOTAL DUTY = (WT. U-VALUE) (TOTAL AREA) (WT. LMTD) (OVL. FT)
 ZONE DUTY = (ZONE U-VALUE) (ZONE AREA) (ZONE LMTD) (OVL. FT)

ZONE ANALYSIS FOR EXCHANGER 'E3' (CONT)



KEY... S - SHELL SIDE T - TUBE SIDE

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT
 PROBLEM

R
 PRO/II VERSION 5.1
 OUTPUT
 PIPE SUMMARY

PAGE P-17
 386/EM
 02/07/02

=====

UNIT 2, 'PI1', 'Tuberia Bomba-Evaporador'

FEEDS S15
 PRODUCTS LIQUID S2

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.01708
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.01708

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.01708
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 6.39356

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	125.77282	125.77280
PRESSURE, PSIA	255.00001	254.98294
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	6.39355	6.39356
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.13308	32.13306
FRICTION FACTOR	0.01318	0.01318
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01318
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.04937E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 6, 'PI2', 'Tuberia Turbina-Condensador'

FEEDS S16
 PRODUCTS VAPOR S10

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.24354
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.01254
 TOTAL, PSI 0.25608

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.25608
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 144.39906

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	124.29655	124.24032
PRESSURE, PSIA	100.00001	99.74393
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	143.97419	144.39906
SLIP DENSITY, LB/FT3	1.09235	1.08913
FRICTION FACTOR	0.01245	0.01245
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01245
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.47946E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 7, 'PI3', 'Tuberia Condensador-Bomba'

FEEDS S4
 PRODUCTS LIQUID S11

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.00848
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.00848

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.00848
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 4.80150

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	109.99996	109.99996
PRESSURE, PSIA	90.74393	90.73545
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	4.80150	4.80150
SLIP DENSITY, LB/FT3	32.75426	32.75425
FRICTION FACTOR	0.01302	0.01302
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	15.00000
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01302
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.43046E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

=====

UNIT 8, 'PI4', 'Tuberia Entrada Agua Fria'

FEEDS S7
 PRODUCTS WATER S12

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.19534
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.19534

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.19534
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 15.44003

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
	-----	-----
TEMPERATURE, F	90.09348	90.09348
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.80466
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	15.44003	15.44003
SLIP DENSITY, LB/FT3	62.10071	62.10071
FRICTION FACTOR	0.01338	0.01338
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE

INSIDE DIAMETER, IN	13.12400
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01338
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	2.05369E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 9, 'PI5', 'Tuberia Evaporador-Turbina'

FEEDS S9
 PRODUCTS VAPOR S13

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.29137
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00525
 TOTAL, PSI 0.29662

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.29662
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 83.31979

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	199.99996	199.93569
PRESSURE, PSIA	251.98294	251.68632
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
VELOCITY, FT/SEC	83.18417	83.31979
SLIP DENSITY, LB/FT3	2.98486	2.98000
FRICTION FACTOR	0.01300	0.01300
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	0.00000	0.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01300
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.89587E+07
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000

UNIT 10, 'PI6', 'Tuberia Entrada Agua Caliente'

FEEDS S5
 PRODUCTS WATER S14

PRESSURE DROP CALCULATION FOR LINE
 PRESSURE DROP CORRELATION USED: BEGGS-BRILL-MOODY

OPERATING CONDITIONS

DUTY, MM BTU/HR 0.00000
 PRESSURE DROP SUMMARY
 LINE FRICTION, PSI 0.10047
 ELEVATION, PSI 0.00000
 ACCELERATION, PSI 0.00000
 TOTAL, PSI 0.10047

CALC TOTAL PRESSURE DROP, PSI 0.10047
 CALC MAX LINE FLUID VELOCITY, FT/SEC 10.79684

MIXTURE FLOWING FLUID PROPERTIES	INLET	OUTLET
TEMPERATURE, F	219.99998	219.99998
PRESSURE, PSIA	30.00000	29.89953
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000
VELOCITY, FT/SEC	10.79684	10.79684
SLIP DENSITY, LB/FT3	59.62725	59.62725
FRICTION FACTOR	0.01334	0.01334
SLIP LIQUID HOLDUP FRACTION, (VOL/VOL)	1.00000	1.00000
TAITEL-DUKLER-BARNEA FLOW REGIME	SINGLE PHASE	SINGLE PHASE

GENERAL DATA	LINE
INSIDE DIAMETER, IN	11.93800
LINE LENGTH, FT	10.00000
AVERAGE MOODY FRICTION FACTOR	0.01334
AVERAGE REYNOLDS NUMBER,	3.57391E+06
ROUGHNESS, IN	0.00180
ROUGHNESS, RELATIVE	MISSING
ELEVATION CHANGE, FT	0.00000
FLOW EFFICIENCY, PCT	100.00000