

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ
INFORME TÉCNICO DE RESIDENCIA PROFESIONAL
INGENIERÍA QUÍMICA.

PRESENTA:

NELY REYES MORENO

PROYECTO:

“EVALUACIÓN E IMPLEMENTACIÓN DE UN CIRCUITO CERRADO DE ENFRIAMIENTO EN EGR (ENFRIADORES DE GASES DE RETORNO) EN EL COMPLEJO PETROQUÍMICO CANGREJERA”

ASESOR:

M.I.A. ROCIO FARRERA ALCAZAR

REVISORES:

ING. RENÉ CUESTA DÍAZ

ING. RICARDO SUÁREZ CASTILLEJOS

PERIODO: ENERO - JUNIO 2012

SUBSECRETARÍA DE EDUCACIÓN SUPERIOR
DIRECCIÓN GENERAL DE EDUCACIÓN SUPERIOR TECNOLÓGICA
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ



SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA


CONSTANCIA DE LIBERACIÓN Y EVALUACIÓN DE PROYECTO DE RESIDENCIA PROFESIONAL

A QUIEN CORRESPONDA:

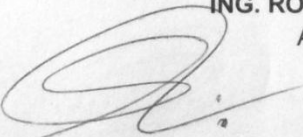
Por medio de la presente me permito informarle que ha concluido la asesoría y revisión del proyecto de Residencia profesional cuyo título es: **“EVALUACIÓN E IMPLEMENTACIÓN DE UN CIRCUITO CERRADO DE ENFRIAMIENTO EN EGR (ENFRIADORES DE GASES DE RETORNO) EN EL COMPLEJO PETROQUÍMICO CANGREJERA”**. Desarrollado por la **C. NELY REYES MORENO**, estudiante de la carrera de **INGENIERÍA QUÍMICA**, con número de control **07510338**, desarrollado en el presente periodo **“ENERO-JUNIO 2012”**.

Por lo que, se emite la presente **Constancia de Liberación y Evaluación del Proyecto** a los veinticinco días del mes de Junio de 2012.

ATENTAMENTE
“CIENCIA Y TECNOLOGÍA CON SENTIDO HUMANO”



ING. ROCÍO FARRERA ALCÁZAR
Asesor del proyecto



ING. RICARDO SUÁREZ CASTILLEJOS
Revisor del proyecto



ING. RENÉ CUESTA DÍAZ
Revisor del proyecto

Carretera Panamericana Km.1080, . C.P. 29050, Apartado Postal 599
Teléfonos: (961) 61 5-03-80 (961) 61 5-04-61 Fax: (961) 61 5-16-87
<http://www.itg.edu.mx>



Alcance del Sistema: Proceso Educativo

ÍNDICE.

1. INTRODUCCIÓN.....	5
2 ANTECEDENTES.....	6
3. JUSTIFICACIÓN.....	8
4. OBJETIVO (S)	8
4.1 GENERAL	
4.2 ESPECÍFICOS	
5. CARACTERIZACIÓN DEL ÁREA DE TRABAJO.....	9
6. PROBLEMAS A RESOLVER.....	10
7. ALCANCES Y LIMITACIONES.....	10
8. DESARROLLO DE FUNDAMENTOS.....	11
8.1 FUNDAMENTO TEÓRICO	11
8.2 FUNDAMENTO CONTEXTUAL.....	25
9. PROCEDIMIENTO Y DESCRIPCIÓN DE LAS ACTIVIDADES REALIZADAS.....	36
10. RESULTADOS, PLANOS, GRÁFICAS, PROTOTIPOS Y PROGRAMAS.....	37
11. CONCLUSIONES	54
12. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS Y VIRTUALES.....	55
 ANEXOS.	

RESUMEN

En el presente estudio se realiza la propuesta de dividir el flujo de agua de enfriamiento a los enfriadores de gas de retorno de la planta de PEBD (Polietileno de Baja Densidad) para tener un mejor control de temperatura durante la operación del derretido y al mismo tiempo mejorar la distribución del flujo de agua de enfriamiento para disminuir el ensuciamiento de los cambiadores. La propuesta consiste en alimentar agua de forma independiente a las dos secciones superiores para controlar 120°C en la corriente de etileno caliente, de tal forma que se pueda sustentar totalmente en el flujo de agua al resto del cambiador sin afectar la parte más caliente en el cambiador.

Además se propone convertir el cuarto tubo, contando de la sección superior a la inferior, en un tubo de un solo paso del agua de enfriamiento, similar a los de la sección superior y dejar el resto de la sección en dos pasos para eliminar la caída de presión que limita el flujo de agua de enfriamiento.

1. INTRODUCCIÓN

La necesidad de llevar a cabo ciertos procesos a determinadas temperaturas, hace que existan numerosos equipos de transferencia de calor en una planta; numerosos no sólo en cantidad sino en variedad; siendo muchos los factores que inciden en la elección de uno u otro equipo de transferencia.

Después de la destilación, la transferencia de calor es la operación más importante en una planta de procesos, la mayor parte de la transferencia de calor en las plantas químicas y refinerías de petróleo se lleva a cabo en intercambiadores de calor de tubo y coraza, aunque no se descarta la posibilidad de emplear intercambiadores de doble tubo según sea el caso. Por lo tanto es de vital importancia para los ingenieros de diseño de equipos e ingenieros de procesos, tener un amplio conocimiento de las especificaciones mecánicas y funcionamiento de los intercambiadores de calor, para resolver las necesidades de equipo en la transferencia de calor.

De igual manera, los programas de simulación que existen en la actualidad, tienen el fin de brindarle a los especialistas una herramienta para el análisis global de los procesos, sobre todo si se tiene una estrategia dentro de las industrias para aumentar la eficiencia energética.

2. ANTECEDENTES

Los enfriadores 32E-12 de la planta de Polietileno de Baja Densidad del Complejo Petroquímico Cangrejera tienen como función enfriar los gases de retorno provenientes de los separadores de alta presión de 220°C hasta 60°C. Los enfriadores de gas de retorno son cambiadores de doble tubo conectados en serie, los cuales constan de 36 tubos como se muestra en la fig. 1. El agua de enfriamiento a estos equipos se realiza a través de dos cabezales verticales de 6plg de diámetro, de donde se derivan alimentaciones de 3plg a cada uno de los arreglos de tubos.

Debido a la naturaleza de las reacciones de polimerización, se genera polímero de bajo peso molecular que se disuelve en el etileno caliente proveniente de los separadores de alta presión. Al enfriarse esta corriente por debajo de 100°C, el polímero de bajo peso molecular empieza a depositarse en las paredes de los tubos haciendo que se pierda eficiencia de transferencia al salir en las últimas secciones del cambiador.

Actualmente se alcanzan temperaturas hasta de 90°C de lado de agua de enfriamiento incrementando la velocidad de ensuciamiento del cambiador al depositarse los sedimentos del agua de enfriamiento por lo que se tiene una pérdida de producción de aproximadamente de 20 ton/día desde el inicio al final de la corrida. Y debido al nivel de ensuciamiento actual, la limpieza química de los cambiadores se debe realizar mediante el paro de planta. Para eliminar el polímero depositado en los tubos se debe realizar una operación rutinaria que se denomina "Derretido". Esto consiste en disminuir el flujo de agua al cambiador con el objetivo de incrementar la temperatura de salida del etileno de recirculación

hasta una temperatura de 120°C, durante esta operación el agua de enfriamiento alcanza la temperatura de vaporización, ocasionando ensuciamiento del cambiador por el lado del agua de enfriamiento. Además se tiene desestabilización de la operación debido a que se alcanzan temperaturas mayores a las requeridas.

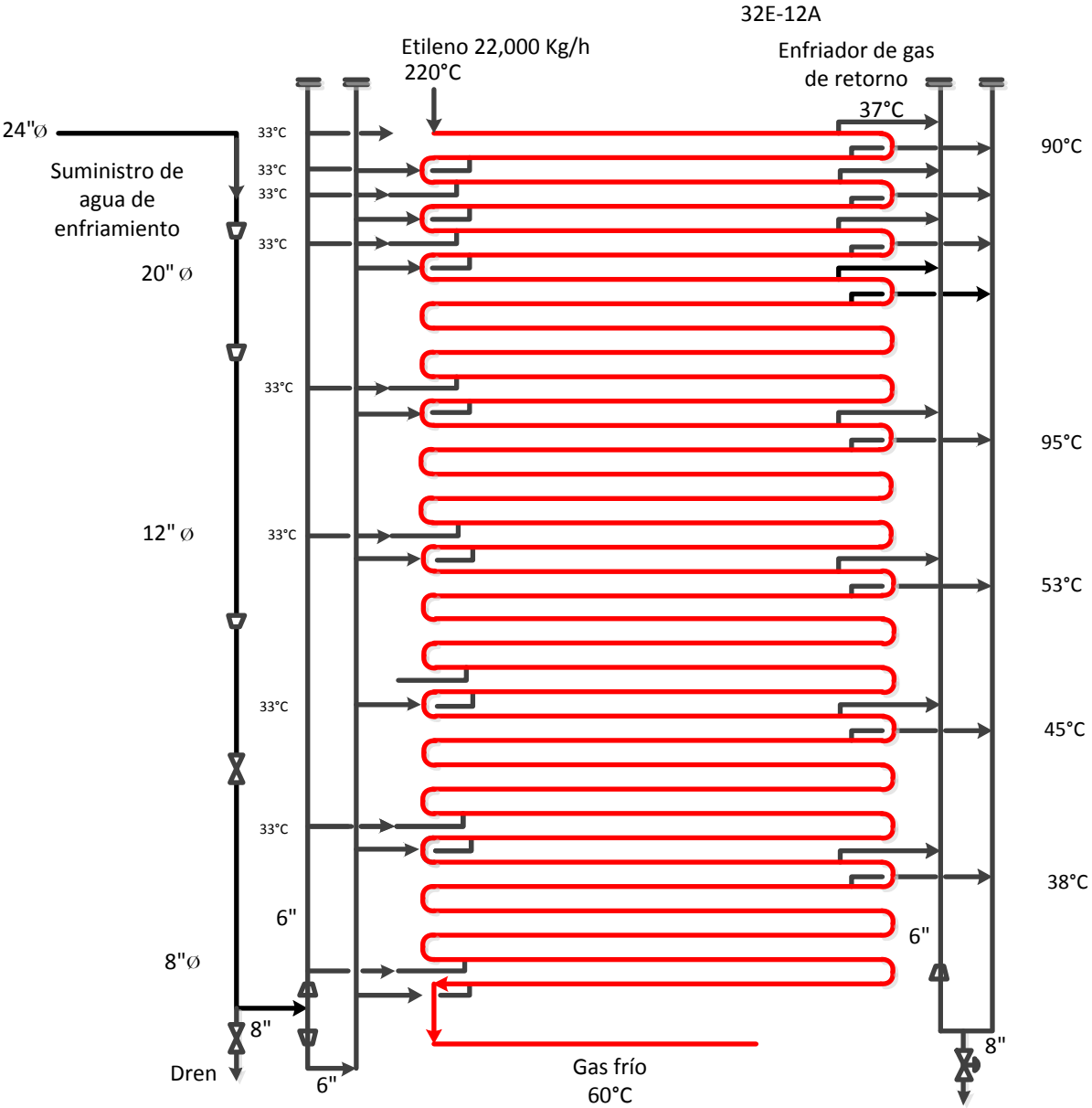


Fig. 1. Distribución de flujo de agua actual. Enfriadores de Gases de Retorno 32E-12

3. JUSTIFICACIÓN.

Con el presente proyecto se pretende:

- La reducción de la velocidad de ensuciamiento en los equipos al tener temperaturas de salida de agua de enfriamiento más bajas.
- Lograr una mayor eficiencia en el intercambio de calor.
- Sostenimiento de la capacidad de producción durante la corrida.
- La posibilidad de instalar válvulas que permitieran realizar limpiezas con planta operando.
- La reducción de la pérdida de producción de aproximadamente de 20 ton/día desde el inicio al final de la corrida.

4. OBJETIVO (S)

4.1 GENERAL:

- Mejorar el control de temperatura del etileno de retorno durante la operación de derretido en los enfriadores 32E-12 mediante la redistribución del flujo de agua de enfriamiento.

4.2 ESPECÍFICOS:

- Disminuir el ensuciamiento del cambiador por lado agua de enfriamiento y mantener la capacidad de enfriamiento para contribuir al sostenimiento de la capacidad de producción.
- Enfriar gases de retornos en planta de Polietileno de 220°C a 120°C con un sistema de enfriamiento de circuito cerrado.

5. CARACTERIZACIÓN DEL ÁREA DE TRABAJO

- **Lugar:** Complejo Petroquímico “La Cangrejera”

Ejido Pajaritos Allende, a 7 kms de la carretera Coatzacoalcos – Villahermosa S/N.

- **Misión:**

Somos una empresa que elabora, comercializa y distribuye productos petroquímicos selectos, en crecimiento continuo y maximizando su valor económico, con calidad, seguridad, respeto al medio ambiente, a su entorno social y promoviendo el desarrollo integral de su personal.



- **Visión:**

Ser una empresa de clase mundial, líder en el mercado, rentable, segura, confiable y competitiva, reconocida por la calidad de sus productos; con una arraigada cultura de servicio al cliente, respetuosa del medio ambiente, cuidadosa de sus relaciones con la comunidad y promotora del desarrollo integral de su personal.

- **Distribución de la planta:** Fig. 1 (Anexo)

6. PROBLEMAS A RESOLVER

- Distribución deficiente del agua de enfriamiento en los 32E-12.
- Depósitos de dureza contenida en el agua de enfriamiento durante los derretidos por calentamiento y falta de flujo de agua de enfriamiento en la sección superior del 32E-12.
- Dificultad para controlar 120°C durante la realización de la operación de derretido.

HIPÓTESIS O SUPUESTO

- Se podrá lograr un sostenimiento de la capacidad de producción en la planta de PEBD al maximizar la eficiencia de transferencia de calor en los enfriadores de gas de retorno en un 40%.

7. ALCANCES Y LIMITACIONES

- Se requiere mayor número de equipos y accesorios: Debido a que se redistribuirá el agua de enfriamiento, se tendrá que colocar nuevos accesorios.
- Se tendrá que diseñar un nuevo intercambiador de calor que satisfaga el requerimiento de temperatura de salida del etileno.
- Se emplearán una cantidad de agua de enfriamiento (desmineralizada) adicional, proveniente de un nuevo tanque.

8. DESARROLLO DE FUNDAMENTOS:

8.1 FUNDAMENTO TEÓRICO:

Intercambiadores de calor de tubo y coraza:

Los intercambiadores del tipo TEMA de tubo y coraza, constituyen la parte más importante de los equipos de transmisión de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos. Los tipos principales de intercambiadores se muestran en la Figura. 1

Con el fin de incrementar el área para la convección relativa al volumen del fluido, es común diseñar intercambiadores con múltiples tubos dentro de un simple intercambiador. Con múltiples tubos es posible arreglar el flujo de manera que una región estará en paralelo y otra región en contracorriente.

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza se clasifican en tres tipos de acuerdo a los estándares generales que contienen información sobre diseño, fabricación y materiales de construcción del equipo. Fig. 2. ^[3].

- 1- Clase R para petróleo y aplicaciones relacionadas
- 2- Clase C para aplicaciones de propósitos generales
- 3- Clase B servicios químicos independientemente del tipo, los intercambiadores de acuerdo a su construcción mecánica, pueden ser:
 - a) De cabezal fijo
 - b) Tubos en forma de U
 - c) De cabezal flotante

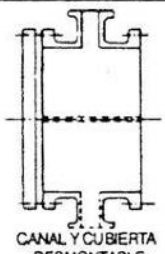
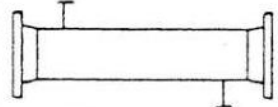
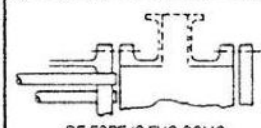
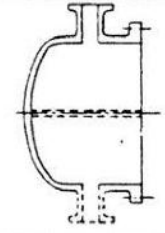
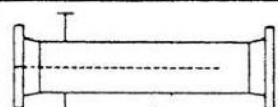
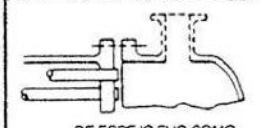
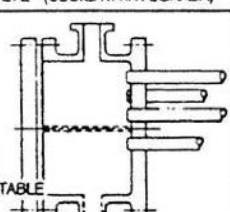
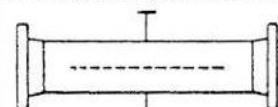
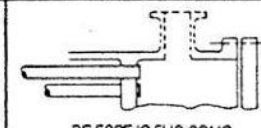
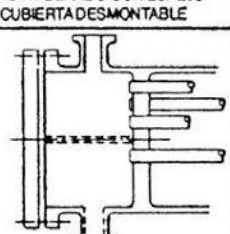
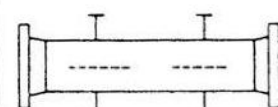
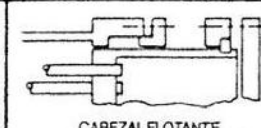

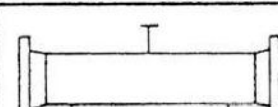
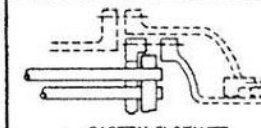
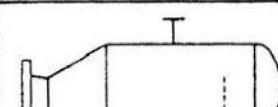
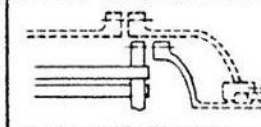
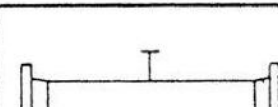
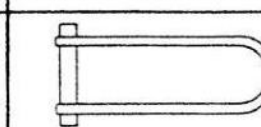
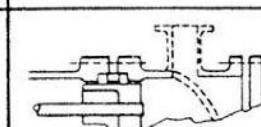
	TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
A	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	E	 CORAZA DE UN PASO	L	 DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'A'
B	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	F	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	M	 DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'B'
C	 SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	G	 DE FLUJO PARTIDO	N	 DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'N'
N	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	H	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	P	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
D	 CIERRE ESPECIAL A ALTA PRESIÓN	J	 DE FLUJO DIVIDIDO	S	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		K	 REHERVIDOR DE CALDERA	T	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		X	 FLUJO CRUZADO	U	 HAZ DE TUBO EN U
				W	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Fig. 1 Designación tipo TEMA para intercambiadores de carcasa y tubos (Standars Of Tubular Exchanger Manufactures Association. 6ª Ed. 1978)

Numeración TEMA y designación de Tipos:

Las prácticas recomendadas para la designación de intercambiadores de calor convencionales de carcasa y tubo, mediante números y letras, quedaron establecidas por la TEMA^[3].

Cada intercambiador consta de un cabezal anterior, un cabezal posterior y una coraza. La Figura 1 representa los diferentes cabezales y corazas existentes. La designación de estos intercambiadores se realiza con un código que contiene el tamaño y tipo del mismo, de acuerdo a la especificación del diámetro de la coraza en pulgadas, seguido por la longitud nominal de los tubos en pulgadas y las letras que designen al cabezal anterior, la coraza y el cabezal posterior respectivamente. Así, un intercambiador 23-192 TIPO CEN, tiene una coraza con un diámetro interno de 23 plg, tubos nominales de 16ft (o 192 plg), de espejo fijo con cabezal estacionario C, coraza de un solo paso E y cabezal posterior N como parte integrante de los espejos.^[3]

Se recomienda que el tipo y el tamaño del intercambiador de calor se designen mediante número y letras:

1. *Tamaño:* los tamaños de las carcasas (y los haces de tubos) deberán designarse mediante números que describan los diámetros de la carcasa (y el haz de tubos) y las longitudes de los tubos como se detalla a continuación:
2. *Diámetro:* El diámetro nominal tiene que ser el diámetro interior de la carcasa, en pulgadas, redondeado al número entero más cercano.
3. *Longitud:* La longitud nominal será la del tubo, en pulgadas. La longitud del tubo para tramos rectos se considerará como la longitud real total. Para los tubos en U, la longitud será del tramo recto desde el extremo del tubo a la tangente al acodamiento.

4. *Tipo*: La designación de tipo se hará mediante letras que describen el cabezal estacionario, la carcasa (que se omite para los hace exclusivamente) y el cabezal posterior en ese orden.

Definiciones funcionales.

La coraza tipo E es la más común debido a su simplicidad y economía. La coraza F o de dos pasos se usa cuando se requiere incrementar la diferencia efectiva de temperatura y/o existe un cruce térmico, presentando una mayor caída de presión que la E. Las tipos J y X se usan para aplicaciones donde la caída de presión requerida sea mínima, generalmente condensadores al vacío o gases a baja presión. La tipo K o “Kettle” es la coraza típica para rehedidores, en tanto que las G y H son utilizados en aplicaciones muy específicas. Los diámetros internos de coraza típicos oscilan entre 8 y 48 pulgadas (≈ 0.2 y $\approx 1.2\text{m.}$), y su espesor es por lo general de $\frac{1}{4}$ a $\frac{3}{8}$ de pulgada (≈ 0.0064 y $\approx 0.0095\text{m.}$). [4,6]

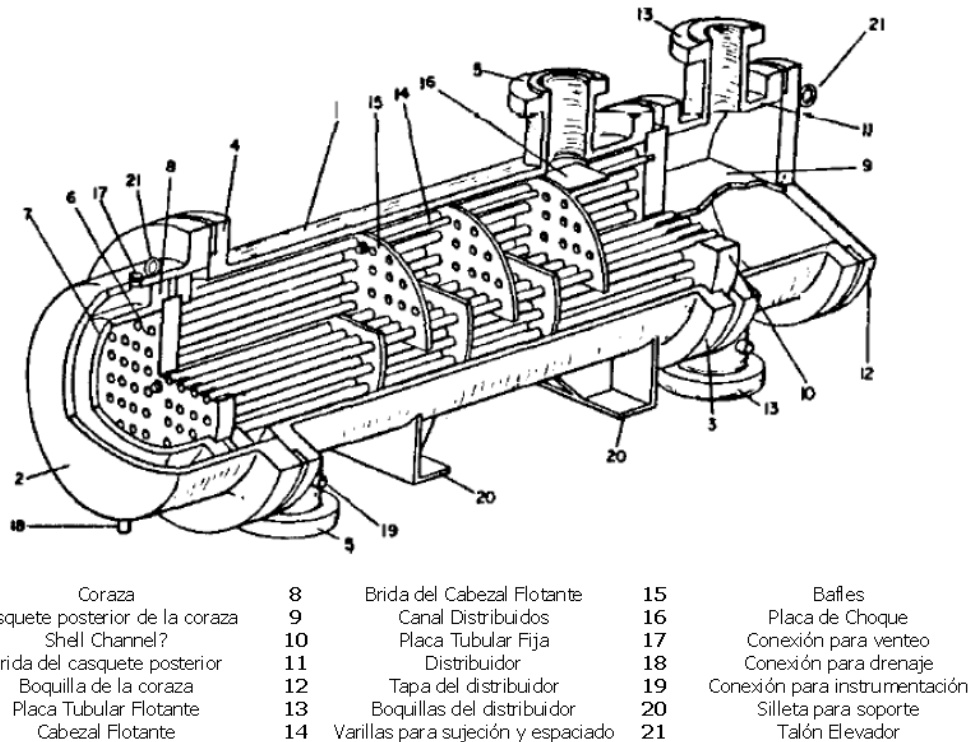


Fig 2. Componentes Principales de un intercambiador de tubo y coraza^[7]

Los tubos lisos son los más comunes y las longitudes estándar corresponden a 8, 12, 16 y 20 pies ^[3]. Los diámetros estándares existentes son de $\frac{1}{4}$; $\frac{3}{8}$; $\frac{1}{2}$; $\frac{5}{8}$; $\frac{3}{4}$; 1; $1\frac{1}{4}$ y $1\frac{1}{2}$ pulgadas aunque los más usados “en plantas de productos químicos y las refinerías petroleras” son los de $\frac{3}{4}$ y 1 pulgada. El espesor de la pared se mide en unidades de calibre de alambre de Birmingham o BWG.

Los tubos son acomodados dentro de la coraza en un banco tubos, el cual al ser diseñado tiene como objetivos acomodarse de acuerdo a la expansión térmica, permitir la fácil limpieza del haz de tubos o simplemente proveer una construcción económica. El arreglo espacial típico de los tubos en el intercambiador es el triangular invertido o triangular de 30° , aún cuando existen otros arreglos como el cuadrado a 90° (baja caída de presión, fácil limpieza), cuadrado rotado (usado en régimen laminar) y el triangular de 60° (alta caída de presión).

El arreglo triangular generalmente se usa si el ensuciamiento del fluido que va por la coraza es menor a $0,000352 \text{ m}^2 \text{ K/W}$ ($\approx 0,002 \text{ h pie}^2 \text{ F /BTU}$), de lo contrario se prefiere el arreglo cuadrado ^[6]. El número de tubos en una coraza determinada depende principalmente del arreglo de los tubos, de su tamaño y de la coraza a utilizar, aún cuando muchos otros factores pueden incidir en el número final ^[3].

Los baffles son placas que se colocan dentro del intercambiador, ya sea de modo longitudinal o transversal. Además, los baffles transversales proporcionan un sustento mecánico a los tubos y restringen las vibraciones.

Las boquillas son los puertos de entrada y salida de los fluidos al intercambiador. El tamaño depende de la fase que se está manejando, en general para líquidos los tamaños estándar de acuerdo al tamaño de la coraza se muestran en la siguiente tabla:

Diámetro Interno de la Coraza (pulg)	Tamaño Boquilla (pulg)
<12	2
12 – 17 ¼	3
19 ¼ - 21 ¼	4
23 ¼ - 29	6
31 – 37	8
>39	10

Tabla 1. Tamaño de las Boquillas de acuerdo al tamaño de la coraza.

Consideraciones generales de diseño:

- *Selección de la trayectoria del flujo:* Al escoger la trayectoria de flujo para dos fluidos, a través del intercambiador, se utilizan varios métodos. El fluido del lado del tubo es más corrosivo o está más sucio o a una presión más alta. El fluido del lado de la carcasa es un líquido de viscosidad elevada, o bien un gas.

Cuando se requiere la construcción con alguna aleación especial para uno de los dos fluidos, una carcasa de acero al carbono, combinada con piezas tubulares de la aleación de que se trate, será menos costosa que la aleación en contacto con el fluido, del lado de la carcasa, combinada con cabezales de acero al carbono.

La limpieza del interior de los tubos se hace con mayor facilidad que la de las superficies externas. Para una caída de presión dada, se obtienen coeficientes de transmisión de calor más elevados del lado de la carcasa que en el tubo. Las detenciones en la operación del intercambiador de calor se deben, casi siempre, al atascamiento, la corrosión y la erosión.

- *Vibración de tubos:* Los daños provocados por la vibración de los tubos ha llegado a ser un fenómeno creciente a medida que se han diseñado cambiadores con deflectores de placa para trabajar con mayores velocidades de flujo y caídas de presión. El método más eficaz para paliar

este problema consiste en evitar el flujo cruzado, mediante la utilización de soportes de deflectores a los tubos que promueven solo el flujo longitudinal. No obstante, incluso entonces, deberá prestarse una atención estricta a la zona del haz de tubos bajo la tobera de entrada a la carcasa, por donde se introduce el flujo a través del lado de la carcasa.

Los mecanismos de vibración de los tubos de un cambiador de calor son los siguientes:

- Derramamiento de vórtice: La frecuencia de derramamiento del fluido en sistemas de flujo cruzado sobre los tubos pueden coincidir con una frecuencia natural de los tubos y provocar vibraciones resonantes de gran amplitud.
- Acoplamiento elástico del fluido: El fluido que fluye sobre los tubos provoca en ellos vibración en forma de movimiento en remolino. El mecanismo de acoplamiento elástico tiene lugar cuando se excede de la velocidad “crítica” y la vibración es autoexcitante u crece en amplitud.

Ensayo:

Al completarse la fabricación en el taller y también durante las operaciones de mantenimiento, es conveniente probar hidrostáticamente el lado de la carcasa de los intercambiadores tubulares, con el fin de poder efectuar un examen visual de los extremos de los tubos. Los tubos con fugas se pueden localizar y reparar con facilidad. Cuando se encuentran fugas sin tener acceso a los extremos del tubo, será necesario volver a panelar o soldar todas las juntas del panel de tubos con posibles daños para obtener unas juntas apropiadas^[3].

Dimensionamiento

Dimensionar un equipo de transferencia de calor es un proceso que engloba distintas disciplinas, un serio conocimiento de las necesidades energéticas de la planta, los fluidos involucrados, las restricciones en los deltas de temperatura permitidos a los fluidos, el(los) modelo(s) termodinámico(s) que describe(n) correctamente las propiedades en los intervalos de presión y temperatura, los materiales adecuados para construir el equipo, todas las consideraciones mecánicas pertinentes y un análisis económico detallado de cada una de las alternativas existentes.

El primer paso en un diseño preliminar es cuantificar la cantidad de calor involucrada (balance de energía), seleccionar el fluido para cumplir la especificación energética requerida y la cantidad del mismo que permita satisfacer el balance. Una vez elegido el tipo de intercambiador adecuado para el proceso debe especificarse su geometría, y luego realizarse la estimación de los coeficientes de película, verificar su desempeño térmico y finalmente calcular la caída de presión que tendrán los fluidos.

Ensuciamiento:

El ensuciamiento, o “fouling”, es “la acumulación de sustancias indeseables en la superficie de intercambio de calor”^[4]; dicho ensuciamiento influye directamente en el diseño del intercambiador debido a la reducción de la efectividad en el intercambio de calor por la resistencia adicional causada. Las categorías de ensuciamiento propuestas por Epstein, y citada en^[4] se resumen en la siguiente tabla:

TIPO DE ENSUCIAMIENTO	DESCRIPCIÓN
PARTICULADO	Consiste en la acumulación de partículas sólidas contenidas en alguna de las corrientes involucradas. La naturaleza de dichas partículas puede ser orgánica o inorgánica y con una gran variedad de tamaños.
BIOLÓGICO	Microorganismos como bacterias y algas, u organismos como pueden "incrustarse" en ciertas partes del intercambiador, generalmente cuando el agua de mar se emplea como fluido en los equipos de intercambio.
CORROSIÓN	Si la corriente de fluido es corrosiva, entonces puede reaccionar con la superficie del intercambiador con la que este en contacto y generar ensuciamiento.
POR CRISTALIZACIÓN	Cuando existen sales disueltas en alguna corriente, y debido al calentamiento o enfriamiento se sobrepasa la condición de "saturación", entonces dichas sales se depositan en la superficie del intercambiador.
POR REACCIÓN QUÍMICA	Algunos depósitos se forman por reacción química que ocurre en alguna corriente como resultado, por ejemplo, de la acción catalítica de la superficie del intercambiador. Procesos como polimerizaciones y craqueos son ejemplos típicos.

Tabla 2. Categorías del ensuciamiento

Las etapas que existen en el fenómeno de ensuciamiento son la iniciación, en la cual los factores que lo originan empiezan a actuar, y ciertas condiciones en el intercambiador como la rugosidad de la superficie, su naturaleza y recubrimiento interactúan para preparar el camino al transporte, etapa en la cual ocurren fenómenos como la sedimentación de las partículas, difusión de iones, termoforésis, etc. Luego ocurre su adherencia a la superficie; una parte del material depositado es removido por el cizallamiento que ofrece el fluido, la erosión o la dilución. Finalmente, la capa que no es removida comienza a envejecer, debido a que la estructura cristalina de la capa cambia con el tiempo, así como su espesor, además comienzan a depositarse microorganismos debido a la corrosión, etc. [4]

Algoritmo de Cálculo:

Al igual que el diseño de los intercambiadores de doble tubo, se debe contar con las propiedades físicas de los fluidos involucrados evaluadas a la temperatura calórica o a la temperatura promedio según sea el caso. Se debe decidir qué fluido va por la coraza y cuál por los tubos siguiendo el mismo criterio usado en el doble

tubo, es decir los fluidos ensuciantes, corrosivos o de alta presión por los tubos y fluidos con bajo coeficiente de película por la coraza. [4,6]

La determinación de la diferencia efectiva de temperatura pasa por la selección de la configuración general del intercambiador debido a que el hecho de haber varios pasos por la coraza y los tubos hacen que el MLDT ya no sea representativo pues no existe en toda la extensión del intercambiador un sistema a contracorriente verdadera. Se utiliza un factor de corrección F_T de acuerdo a:

$$\Delta t = F_T \cdot MLDT \quad [4] \quad (\text{Ec. 2})$$

El F_T depende exclusivamente del número de pasos por el tubo y la coraza y de las temperaturas de los fluidos involucrados los cuales se agrupan en dos parámetros “R” y “S”. Con éstos dos parámetros, a partir de las ecuaciones de la tabla 3. O de las Figuras 3 y 4 del Anexo, puede determinarse el valor de F_T para la configuración deseada.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Ec. 3})$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Ec. 4})$$

Arreglo	Factor Ft
Un paso por la coraza, 2n pasos por los tubos (n=1,2,...)	$FT12 := \frac{(R^2 + 1)^5 \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \ln\left(\frac{2 - S(R + 1 - (R^2 + 1)^5)}{2 - S(R + 1 + (R^2 + 1)^5)}\right)}$
Dos pasos por la coraza, 2n pasos por los tubos (n=2,3,...)	$FT24 := \frac{(R^2 + 1)^5 \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{2(R - 1) \ln\left(\frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \frac{2((1 - S)(1 - RS))^5}{S} + (R^2 + 1)^5}{\frac{2}{S} - 1 - R + \frac{2((1 - S)(1 - RS))^5}{S} - (R^2 + 1)^5}\right)}$

Tabla 3. Factor F_T para las varias configuraciones. [6]

El valor permisible para el empleo práctico de una configuración determinada es: $F_T > 0.75$ para intercambiadores 1:2, $F_T > 0.85$ para intercambiadores 2:4 ; 3:6 ; 4:8 ; 5:10

Las corazas disponibles son de un paso y de dos pasos (E y F) y es que “mecánicamente es impráctico diseñar una sola pieza de equipo de transferencia de calor con haz removible que tenga más de dos pasos en la coraza” [4]. Un intercambiador de configuración 3:6 opera en la práctica a partir de 3 corazas de un paso conectadas en serie entre sí.

La complejidad de la geometría de los intercambiadores coraza y tubo hace que el procedimiento de suponer una geometría al momento de comenzar el diseño no sea adecuado, sino que más bien se deba partir de un valor típico del coeficiente global de transferencia de calor para estimar un área de intercambio y allí si dar una geometría tentativa. La Tabla 4. Muestra valores para el coeficiente global de transferencia de calor UD.

Fluido Caliente	Fluido Frío	Coeficiente "U"			
		W/m ² °C	BTU/h pie ² °F		
ENFRIADORES					
Agua	Agua	1420-2840	250-500		
Metanol					
Amoniaco					
Soluciones Acuosas					
Sustancias Orgánicas Ligeras					
Sustancias Orgánicas Medias					
Sustancias Orgánicas Pesadas					
Gases		11.35-284	2-50		
Agua	Salmuera	568-1136	100-200		
Sustancias Orgánicas Ligeras ¹¹	Salmuera	227-568	40-100		
Fondos de Vacío	Agua	110-140	20-25		
Gasleo Pesado	Agua	230	40		
DEA Regenerada	Agua	630	110		
CALENTADORES					
Vapor de Agua	Agua	1136-3975	200-700		
	Metanol				
	Amoniaco				
	Soluciones acuosas $\mu < 2cP$				
	Soluciones acuosas $\mu > 2cP$			568-2839	100-500
	Sustancias Orgánicas Ligeras			284-568	50-100
	Sustancias Orgánicas Medias ¹²			568-1136	100-200
	Sustancias Orgánicas Pesadas ¹³			34-340	6-60
Gases	28-284	5-50			
INTERCAMBIADORES					
Agua	Agua	1420-2839	250-500		
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas				
Sustancias Orgánicas Ligeras	Sustancias Orgánicas Ligeras	227-426	40-75		
Sustancias Orgánicas Medias	Sustancias Orgánicas Medias	114-341	20-60		
Sustancias Orgánicas Pesadas	Sustancias Orgánicas Pesadas	57-227	10-40		
Sustancias Orgánicas Pesadas	Sustancias Orgánicas Ligeras	171-341	30-60		
Sustancias Orgánicas Ligeras	Sustancias Orgánicas Pesadas	57-227	10-40		
Fondos Atmosféricos	Crudo	150-260	26-45		

Tabla 4. Coeficiente Global de Transferencia de Calor “U_D” de acuerdo a los fluidos involucrados [4, EIPi]

Una vez elegido de la tabla coeficiente sucio U_D , se calcula el área de intercambio de calor de la ecuación de transferencia:

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot F_T \cdot MLDT} \quad (\text{Ec. 5})$$

Con el área calculada, se elige una configuración geométrica, lo cual pasa por elegir primordialmente el diámetro nominal de los tubos, el BWG y la longitud, y con estos datos determinar el número de tubos correspondientes con la ecuación 6. De la Tabla 1, del Apéndice, se elige el diámetro interno de la coraza a utilizar, preseleccionando un arreglo geométrico para el lado tubo.

$$N_T = \frac{A}{L \cdot (\pi D_{1e}) \cdot N_C} \quad (\text{Ec. 6})$$

MODELACIÓN Y SIMULACIÓN

Modelación: representación matemática de fenómenos físicos. Un modelo es un conjunto de ecuaciones que relacionan variables del proceso. Evalúa un proceso sin tenerlo físicamente.

Simulación: consiste en evaluar numéricamente el modelo para condiciones específicas. El simulador de procesos resuelve las variables desconocidas a partir de las conocidas o parámetros de diseños deseados.

SIMULACIÓN DE PROCESOS

Usa las relaciones físicas fundamentales

- Balances de masa y energía
- Relaciones de equilibrio
- Correlaciones de velocidad (Reacción y transferencia de masa y calor)

Predice

- Flujos, composiciones y propiedades de las corrientes
- Condiciones de operación
- Tamaño de equipo

Algunas aplicaciones

- Diseño y optimización de procesos
- Entrenamiento operativo de operarios
- Para llevar a cabo control de procesos (estrategias de control predictivo FF)

Ventajas de la Simulación

- Reduce el tiempo de diseño de una planta
- Permite al diseñador examinar rápidamente varias configuraciones de planta.
- Ayuda a mejorar procesos actuales
- Responde a las interrogantes en el proceso

Se debe tener en cuenta que los resultados de una simulación *no son siempre fiables* y estos se deben analizar críticamente. Hay que tener en cuenta que los resultados dependen de la calidad de los datos de entrada y de que las correlaciones empleadas sean las apropiadas (escoger bien el paquete termodinámico) y elección adecuada el proceso. ^[12]

Hysis

Es un Software especializado para la industria petroquímica ^[11]

Las principales ventajas de HYSYS son:

- Su facilidad de uso (interfaz amigable)-Base de datos extensa (superada solo por la de Aspen Plus)
- Utiliza datos experimentales para sus correlaciones. La mayoría de los datos son experimentales, aunque algunos son estimados (la mayoría de simuladores usa modelos predictivos como UNIFAC)

HYSYS es un software para la simulación de plantas petroquímicas y afines. Incluye herramientas para estimar ^[11]:

- Propiedades físicas
- Equilibrios líquido vapor,-Balances de materias y energía-Simulación de muchos equipos de ingeniería química.
- Simula procesos en estado estacionario y dinámico.

8. 2 FUNDAMENTO CONTEXTUAL:

La reacción de polimerización se lleva a cabo por el proceso continuó en el cual el etileno, alimenta al recipiente de reacción a presiones en el rango de 1100 a 1550 kg/cm² se polimeriza típicamente en la medida de 18-21% en una sola pasada a través del reactor. El etileno no convertido separa del polímero y se recicla a una presión intermedia de 280kg/cm² (nominal), para la re-compresión al reactor. El etileno es recibido de la fuente de suministro a una presión aproximadamente de 50kg/cm² y entra a un receptor a esta presión donde se mezcla con etileno reciclado a través del compresor Booster de la corriente de recirculación de baja presión.^[1] Fig. 3.

De este recipiente el etileno se comprime primero a una presión intermedia de 280kg/cm² y seguidamente a la presión de reacción por un compresor secundario de dos etapas antes de ser alimentado a través de refrigeradores al recipiente de reacción.

El recipiente de reacción que está equipado con envolturas de aire de calefacción con una capacidad nominal de 1500 litros. Es de forma cilíndrica con un volumen de reacción de 10:3:1 de longitud: relación de diámetro y se agita por un agitador axial que se extiende en toda la longitud del recipiente de reacción, así a presión de reacción completa, se evita la necesidad de cualquier glándula de sello de presiones altas.

La alimentación fresca de etileno generalmente entra en el recipiente de reacción en cuatro corrientes separadas, una de las cuales es dirigida siempre a través de la cubierta superior del recipiente con el fin de enfriar el motor y para evitar cualquier entrada de polímero en el espacio del motor. El catalizador se inyecta continuamente en el reactor para controlar la reacción exotérmica de polimerización a seleccionados niveles de temperatura, que suelen ser entre 18 y 21% de conversión de etileno a polietileno.^[1]

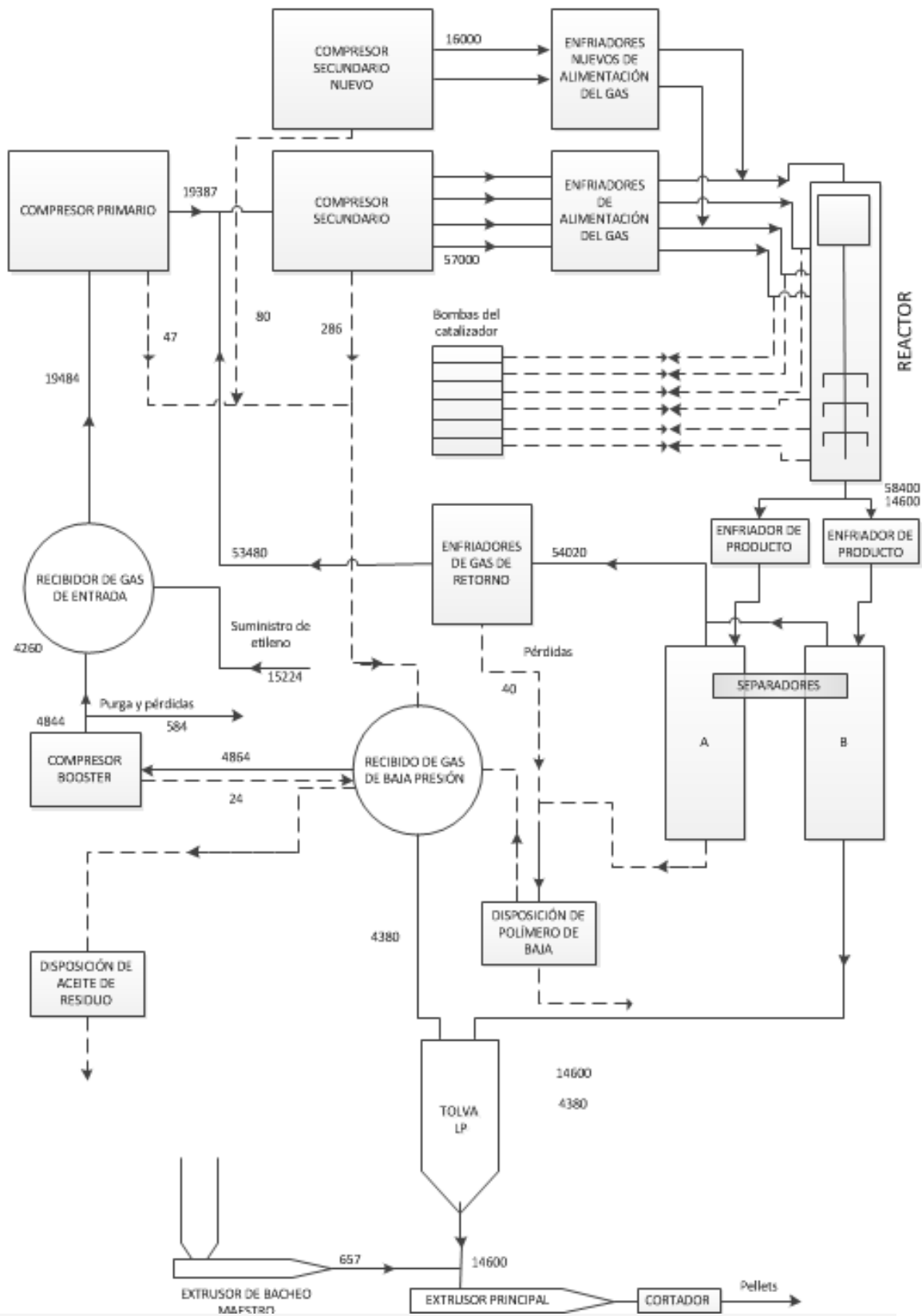


Figura. 3 Diagrama lineal simplificado y un típico balance de materia (Cantidades en Kg/hr)

El recipiente de reacción está provisto de diez termopares internos para medir la temperatura de reacción y opuesto a cada posición del termopar hay un punto de entrada a través del cual etileno o catalizador puede alimentar al reactor. Los reactivos calientes pasan del recipiente de reacción y se dejan caer por medio de dos válvulas reguladoras de presión en dos líneas paralelas cubiertas (conocido como los refrigeradores de producto) en la que los reactivos son enfriados, antes de entrar en el recipiente de separación de 280 kg/cm².

Este es un recipiente cilíndrico vertical calentado por cualquier Santotherm o vapor a alta presión de aproximadamente 4.3m³ de capacidad, en el que el polietileno es descargado de la mayor parte del etileno sin convertir, que luego se recicla a 280kg/cm².

Este etileno reciclado pasa a un segundo separador, que es similar en diseño al primero, pero funciona como un matraz de recuperación de polímero arrastrado y luego se pasa a través de enfriadores cubiertos de agua y se une a la composición de etileno del compresor principal. Separadores centrífugos cubiertos se incorporan en el retorno del sistema enfriador de gases y se deja caer periódicamente para remover el polímero bajo. La presión de operación de 280kg/cm², el sistema de separación y reciclado es controlado por el ajuste de la velocidad de bombeo del compresor primario, que determina la velocidad de adición de la composición, que determina la velocidad de adición de la composición fresca comprimida de etileno para equilibrar la salda del sistema como polímero, se purga etileno, como pérdidas accidentales.^[1]

El polietileno pasa desde el recipiente de separación de 280kg/cm² a una tolva de extrusión de baja presión en el que la separación final de etileno disuelto y arrastrado se produce. El flujo a la tolva de baja presión se controla automáticamente para mantener un nivel constante de polímero en el separador. El etileno arrastrado del polímero en la tolva de baja presión se devuelve a través de un enfriador a un recipiente de almacenamiento de gas que usualmente funciona a aproximadamente 1.3 kg/cm²

El polietileno fundido sale de la tolva de baja presión a través del tornillo extrusor, los aditivos pueden ser introducidos al polímero en la base de la tolva de baja presión ya sea por inyección como una mezcla madre de un satélite extrusor o con menos frecuencia por inyección como una solución en alcohol mineral. El polímero fundido es alimentado por la extrusora a una unidad de corte con troquel subacuático en la que se corta el polímero en pequeñas pastillas cilíndricas (Pellets). La suspensión de polímero/agua se concentra a continuación en un decantador antes de que los pellets sean hidráulicamente transportados a la parte superior de la torre final, donde se separan del agua de transporte, secadas, aprobado, desodorizado, desgasificado y se envían al almacén a granel.^[1]

El proceso de separación del polímero

- **El producto fresco:**

La mezcla de reacción abandona el recipiente de reacción a través de las válvulas de control de presión y pasa a través de 2 tubos cubiertos de alta presión a los recipientes de separación de 280kg/cm^2 . Estas secciones de tubería, conocida como los enfriadores de productos, son de considerable importancia ya que se utilizan como intercambiadores de calor para controlar la temperatura de la corriente de producto entrante en el recipiente de separación. Hay dos razones para aplicar enfriamiento de producto antes del separador:

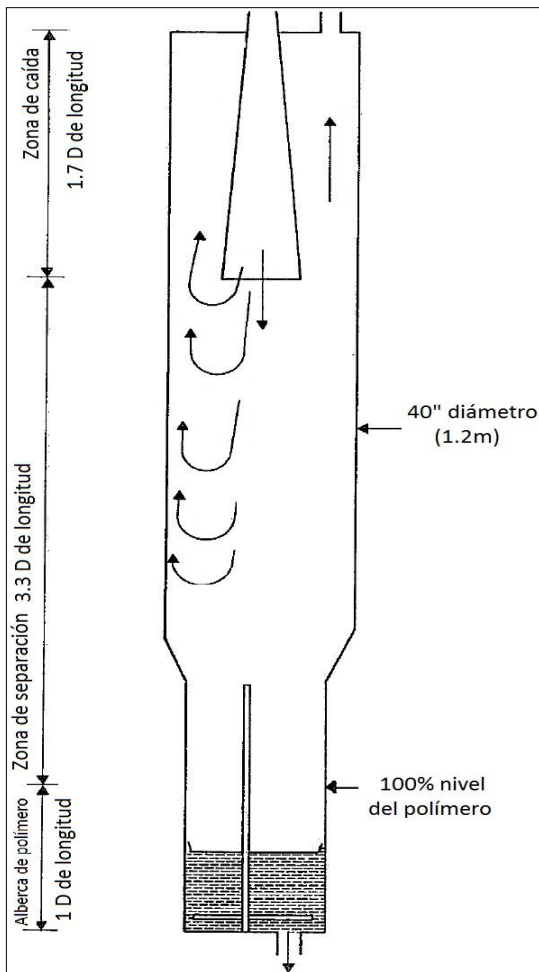
- a) Para evitar o reducir el mínimo, cualquier polimerización que ocurre corriente debajo de la presión de las válvulas de control y en el propio separador de 280kg/cm^2 . Tales resultados de polimerización generan mayores cantidades de polímeros de bajo peso molecular que puedan afectar a las propiedades del producto total.
- b) Para controlar la temperatura del polímero a fin de facilitar la extrusión posterior, particularmente en la etapa de corte trocal.

Reacción posterior que conduce a la formación de cantidades significativas de polímeros bajos, se vuelve importante a temperaturas en la región de 280°C y por lo tanto es deseable para reducir las temperaturas por debajo del valor.

- **Separación de polímeros**

Después de enfriar, la mezcla de polímero-gas entra en el primer recipiente de separación. Fig. 4 a través de una “trompeta” de descarga hacia el eje del buque. En las condiciones de presión y temperatura en el separador, alrededor de 280kg/cm² y 230-270°C (dependiendo del MFI), el etileno se disuelve en polietileno aproximadamente 15% de fracción en peso, mientras que la solubilidad de polietileno en etileno es extremadamente pequeño, excepto en el caso de las fracciones de bajo peso molecular.

Fig. 4 Separador Mk3



Dentro de estos límites, la separación del polietileno y etileno es muy efectiva, aunque una pequeña cantidad (0.1% de polietileno) se va de nuevo con el gas en forma de gotitas, mientras que algo de gas arrastrado en forma de burbujas en la fase de polietileno y tomadas a la tolva de baja presión. La cantidad de gas arrastrado es de 10-15% de fracción en peso de esta fase. Poco se sabe acerca de la solubilidad de los polímeros bajos en etileno y especialmente en cómo esto varía con el peso molecular. Sin embargo, se sabe que aumenta rápidamente con la presión, pero no varían mucho con el rango de temperatura de 100-250°C.

La fase del polímero se recoge como en una piscina en la parte inferior del separador y fluye a través de una tubería que conduce a la tolva de baja presión. El nivel de la piscina se mide de forma continua con una sonda radioactiva y se mantiene más o menos constante mediante la medición de nivel para controlar la apertura de la válvula de purga automática.

El gas sale del primer separador a través de un puerto en el techo del separador y pasa a un segundo separador del mismo diseño no sólo actúa como un “matraz de recuperación” para retener cualquier repentino traspaso de polímero que podría ocurrir si, por ejemplo, el control de nivel en el separador de falla, sino que también proporciona volumen adicional de gas en el sistema de 280kg/cm^2 . Si el polímero masivo traspasa a los enfriadores de gas de retorno sería una operación larga y costosa claramente, es lo único que puede justificar el costo del segundo separador. Sin embargo el separador recoge algunos de los polímeros traspasado como gotitas desde el separador y evita que la consecución de los refrigeradores y la reducción de su eficiencia.^[1]

Del producto de extrusión y corte.

- **Tolva de baja presión**

Después de salir de la etapa de separación de 280kg/cm^2 , el polímero entra al Santotherm o tolva de baja presión de vapor caliente en la que la separación final del etileno del polímero se lleva a cabo, el etileno regresa al tanque stock de baja presión a través de ciclón y un refrigerador. La tolva de baja presión también proporciona un depósito de polímero de alimentación de la extrusora de tornillo. La tolva normalmente se opera a una presión de 1.3kg/cm^2 aunque la presión puede aumentarse a 1.8kg/cm^2 para ayudar en la obtención de una alimentación satisfactoria al extrusor cuando se manejan productos de bajo índice de flujo de fusión.

- **Producto de extrusión**

El polímero se extrude desde la tolva de baja presión por una ración baja de L/D extrusor de tornillo, que logra la mezcla de aditivos inyectados como mezcla madre en la base de la tolva de baja presión. La aplicación de enfriar hasta el tambor del extrusor también puede facilitar el control de la temperatura del polímero en los niveles óptimos para la etapa de troquel de corte.

- **Producto del corte:**

El polímero fundido se bombea a una troqueladora, en el que el polímero se corta en pequeños pellets después de la extrusión a través de un gran número de orificios matriz (3mm de diámetro) bajo el agua. Como los productos extruidos emergen de los troqueles que se cortan con cuchillas rápidas por rotación para formar pequeños pellets con forma esféricos cilíndricos (ovoide) se enfrían inmediatamente por el agua circulante.

Para obtener una calidad satisfactoria de corte y para evitar obstrucciones, es necesario mantener un buen control sobre la temperatura del polímero y el agua y esto es particularmente importante para el corte satisfactorio de los productos de más altos índices de flujo de fusión. El control de la temperatura del polímero para la etapa de corte está en gran parte ejercido en los refrigeradores del producto después del reactor, aunque la refrigeración aplica al barril del extrusor principal puede hacer una valiosa contribución a este control.

El resumen esquematizado del proceso, puede observarse en la Fig. 2 Diagrama simplificado del proceso (Anexo).

DESCRIPCIÓN DE LOS PUNTOS PRINCIPALES DE LOS EQUIPOS.

- **Enfriador de producto 31E02**

El enfriador de producto está constituido por dos bancos de tubería de alta presión enchaquetada, diseñados para enfriar la mezcla de etileno/polímero que sale del recipiente de reacción y de esta manera detener el proceso de polimerización y que el polímero fundido tenga la temperatura adecuada para que sea cortado por el Peletizador. El enfriamiento se logra por circulación de agua presurizada a través de la chaqueta del enfriador para que el producto tenga una temperatura de salida entre 230°C -270°C dependiendo del grado del producto. La presión de operación del circuito de agua presurizada se mantiene a 25kg/cm² para que la temperatura del agua de hasta 210°C pueda ser utilizada sin que el agua alcance su punto de ebullición. La temperatura del agua presurizada no debe descender menos de 120°C para prevenir el descamamiento del polímero sobre la pared del interior de la tubería.^[1]

Sistema de enfriamiento de los cilindros

El enfriamiento de la chaqueta de los cilindros se lleva a cabo al suministrar una circulación de agua desde el sistema de agua de enfriamiento de la planta. Una bomba booster circula el agua a través del empaque del compresor primario.

- **Interenfriadores y postenfriadores.**

La salida del etileno de cada etapa de compresión es enfriada por medio de un enfriador de agua de tipo tubo y coraza, diseñado para enfriar el etileno de 40 – 45°C. Si la temperatura de la salida de agua de enfriamiento es mayor al máximo permitido para este tipo de sistema de agua de enfriamiento, los puntos de ajuste en los controladores de temperatura deben ser menores.^[1]

- **Calentador de by-pass del compresor primario**

El etileno desviado a través de la línea de by-pass de la tercera etapa del compresor primario pasa a través de los tubos de un calentador tipo tubo y coraza para prevenir de esta manera la licuefacción. La temperatura del etileno mezclado a la succión de la primera etapa no debe ser menos a 10°C. ^[1]

- **Enfriadores de gas de retorno de baja presión 32E11**

El enfriador de gas de retorno de baja presión es un intercambiador de calor tipo tubo y coraza diseñado para enfriar el gas de reciclo de baja presión que proviene de la Tolva de extrusión a 40-50°C antes de entrar al Recibidor de gas de Baja Presión. El gas pasa a través de los tubos mientras que el agua de enfriamiento pasa a través de la coraza. ^[1]

Especificaciones de diseño mecánico:

Área superficial		121m ²
Coraza	d.i	25''
Material de la coraza		Acero al carbón
No. De tubos		414
	d.e	3/4''
longitud		16'0''
Material del tubo		Acero al carbón
Presión de diseño del lado de la coraza		6.0 kg/cm ² g
Presión de diseño del lado del tubo		7.0 kg/cm ² g

- **Enfriador de gas de retorno de la 1^a/2^a etapa 32E12/13**

El enfriador de gas de reciclo de presión intermedia consiste de dos etapas; ambas etapas 1^a y 2^a consisten de tres bancos paralelos de tubos concéntricos. La primera etapa está diseñada para enfriar el gas de reciclo a 65°C posteriormente pasa a la etapa de separación para remover el polímero de baja, esta etapa es

llevada a cabo por dos separadores de polímero del enfriador de gas de retorno y operando en paralelo. La segunda etapa está diseñada para enfriar el gas más allá de los 50°C antes de retornar a la succión del compresor secundario, después sigue la segunda etapa de separación para remover el polímero de baja, esta área es llevada a cabo por dos separadores de polímero del enfriador de gas de retorno 32F12B y 32F12C operando en paralelo. ^[1]

Especificaciones de diseño mecánicos:

1ª etapa:

Longitud de la tubería enchaquetada por banco	360 m
Número de bancos	3

2ª etapa:

Longitud de la tubería enchaquetada por banco	300m
Número de bancos	3
Dimensiones de la chaqueta	4"N.B
Material de la chaqueta	Acero al carbón
Dimensiones de la tubería d.i	2.00"
d.e	3.00"
Material de la tubería	Acero al carbón

- **Separador de polímero del Enfriador de Gas de Retorno 32F12A-D**

Los separadores de polímero están localizados después de cada etapa del Enfriador de Gas de Retorno dos separadores en paralelo después de cada etapa. Los separadores eliminan el polímero de baja de la corriente de gas por medio de acción centrífuga, el polímero de baja es acumulado en la base del separador. ^[1]

- **Recibidor de gas de Baja Presión**

El recibidor de Gas de Baja Presión es un recipiente cilíndrico vertical de 75m³ que recibe etileno de la tolva de extrusión, de las purgas y fugas de los compresores y etileno de retorno de los ciclones de drenado de aceite. ^[1]

- **Recibidor de Gas de Entrada 32V31**

El recibidor de Gas de Entrada es un recipiente de 75m³ usado para recibir el etileno fresco desde los límites de la batería y etileno descargado desde el compresor Booster. El recibidor es un recipiente vertical cilíndrico con extremos cóncavos. Una etapa de inspección se localiza cerca de la base. Una válvula de seguridad de presión protege al recibidor de sobrepresión y una válvula de venteo atmosférico es usada para barrer y despresurizar. ^[1]

9. PROCEDIMIENTO Y DESCRIPCIÓN DE LAS ACTIVIDADES REALIZADAS

Las actividades que se realizarán, tendrán como objetivo, determinar la cantidad de agua desmineralizada adicional que se requerirá para realizar el circuito cerrado y el área de transferencia de calor necesaria en este circuito. Así como un diseño general especificaciones mínimas del intercambiador que se deberá implementar.

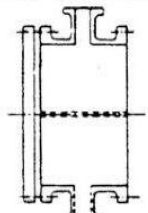
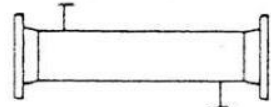
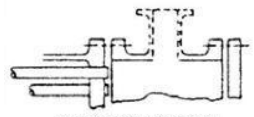
Las **fases** a seguir en el **diseño de un intercambiador de calor de casco y tubo** son:

- a) Se eligió el tipo de intercambiador (TEMA).
- b) Se decidió qué fluido iba por la coraza y cuál por los tubos siguiendo el criterio mencionado en el fundamento teórico.
- c) Se creó un caso de simulación en Hysis como apoyo y parte del diseño.
- d) Se realizó el balance de energía, conociendo las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones y propiedades físicas de los fluidos.
- e) Se determinó la diferencia efectiva de temperatura (MLDT)
- f) Se calculó el factor de corrección al MLDT, " F_T ", empleando los factores R y S.
- g) Se calculó la Temperatura media efectiva (corregida).
- h) Se realizó el cálculo del área basada en el coeficiente global de transferencia de calor U_D .
- i) Se eligió el diámetro del tubo, espesor, longitud y el número de tubos.
- j) Se realizó una ficha general de los datos del intercambiador.
- k) Se mostró la modificación propuesta del proyecto.

10. RESULTADOS, PLANOS, GRÁFICAS, PROTOTIPOS Y PROGRAMAS

a) Elección del tipo de intercambiador de tubo y coraza:

Estos dispositivos de transferencia de calor están conformados por un tubo de gran tamaño llamado coraza que contiene un haz de tubos pequeños, siendo estos los intercambiadores más empleados en la industria de procesos y pueden emplearse en múltiples funciones. Cada intercambiador consta de un cabezal anterior, un cabezal posterior y una coraza. La designación del intercambiador según TEMA quedó de la siguiente manera, ya que:

TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES EXTREMO POSTERIOR	
A	 <p>CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE</p>	E	 <p>CORAZA DE UN PASO</p>	L	 <p>DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"</p>

- La coraza tipo E es la más común debido a su simplicidad y economía.
- Puede emplearse en servicios de una sola fase.
- El cruce de temperatura es posible sin que haya un revés de transferencia de calor.
- El mantenimiento es más sencillo, con respecto a las otras corazas.

b) Fluido en la coraza y en los tubos:

Las reglas aplicables para determinar que fluido va por el casco y cual por los tubos son:

- El fluido más corrosivo va en los tubos (Etileno).
- El fluido con menor pérdida de presión va en la coraza.

- El fluido a condensar en la coraza (Agua)
- Al seleccionar cual es la corriente que va en la coraza, habitualmente se coloca la corriente cálida en la coraza si es un líquido o en los tubos si es un gas.
- Las presiones de operación son otro factor importante. Normalmente, se coloca el fluido con mayor presión del lado de los tubos para minimizar el grosor de la coraza y reducir costos. El fluido a mayor presión va en los tubos, por lo tanto sería el etileno, al entrar a 320kg/hr.

c) Creación de un caso de simulación en Hysis como apoyo y parte del diseño.

Para la realización de la propuesta se calcula el balance de energía en los E-12 para determinar el flujo de agua de enfriamiento en cada unidad, para ello, se realizará un modelo de simulación en Hysis.

Creación de un “Caso” en Hysis, para simular las corrientes y los balances de materia y energía:

- Abrir Hysis y dar click en File>New>Case.
- En el Simulation Basic Manager, crear la lista de componentes:
En la pestaña de componentes, crear 2 listas [Fig.1]:
Component list 1: con etileno y agua
Component list 2: solo con agua
- En la pestaña de Fluid Pkgs, definir el modelo termodinámico, agregando 2 paquetes [Fig.2]:
 - Basis-1: All types > Peng-Robinson y en la sección de Component List selection, elegir la lista de componentes 1 (Component List-1).
 - Basis-2: All types > ASME Steam y seleccionamos la lista de componentes 2 (Component List-2). Dar click a “Return to the Simulation Environment” y ya tendremos el ambiente de simulación para construir y ejecutar el modelo del proceso.

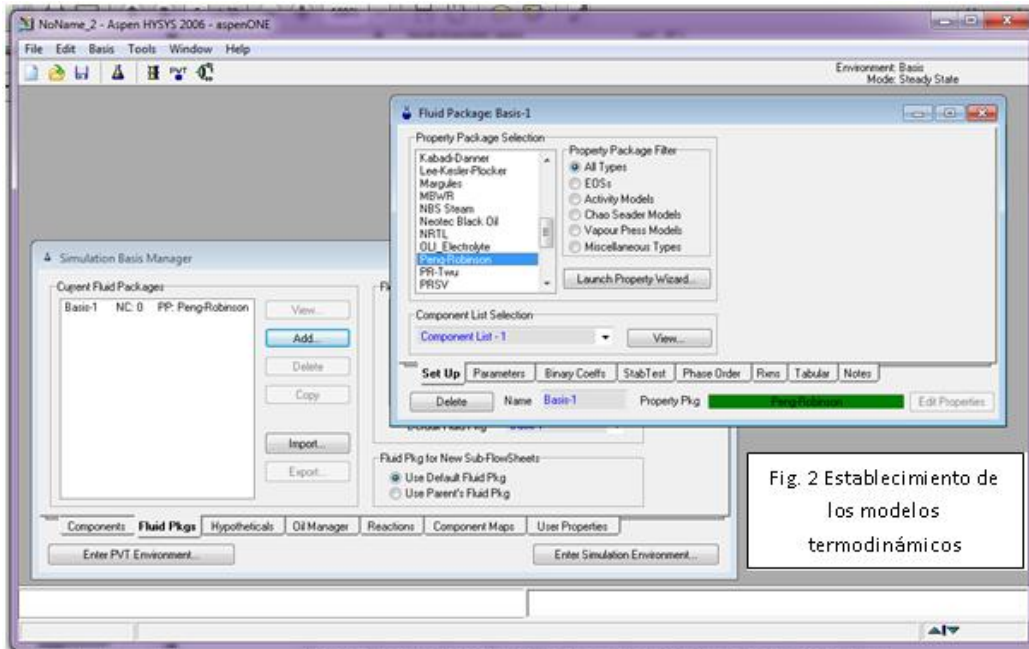


Fig. 2 Establecimiento de los modelos termodinámicos

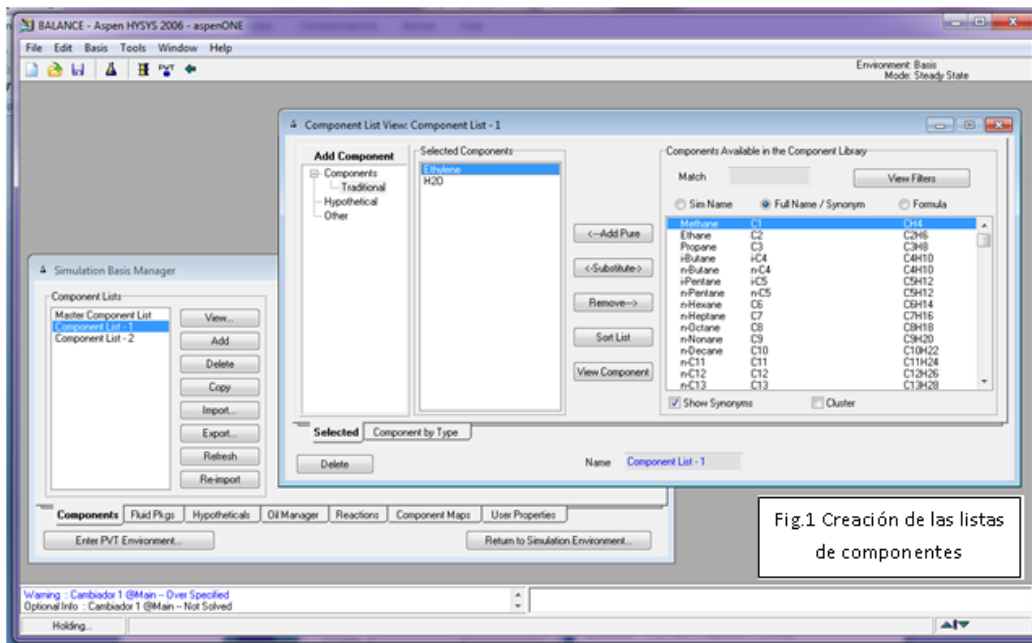
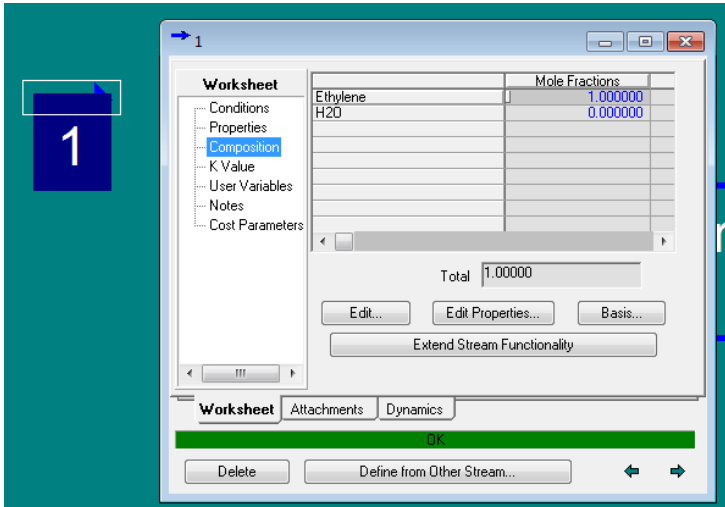
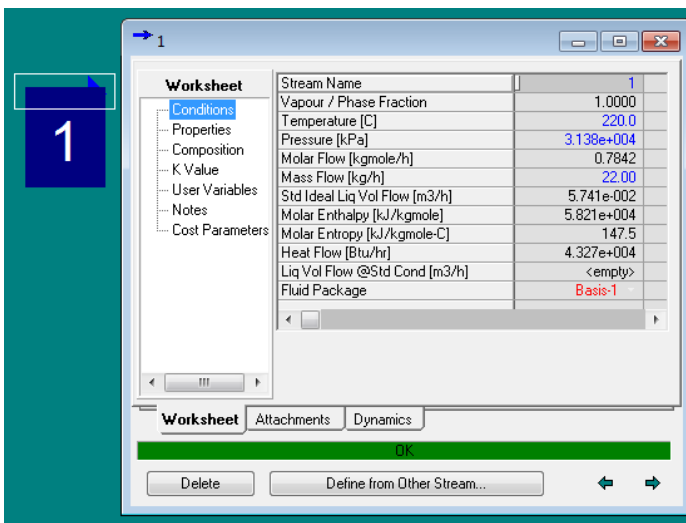


Fig.1 Creación de las listas de componentes

En el ambiente de simulación “Simulation Enviroment”, creamos las corrientes de entrada y salida, del etileno y agua.

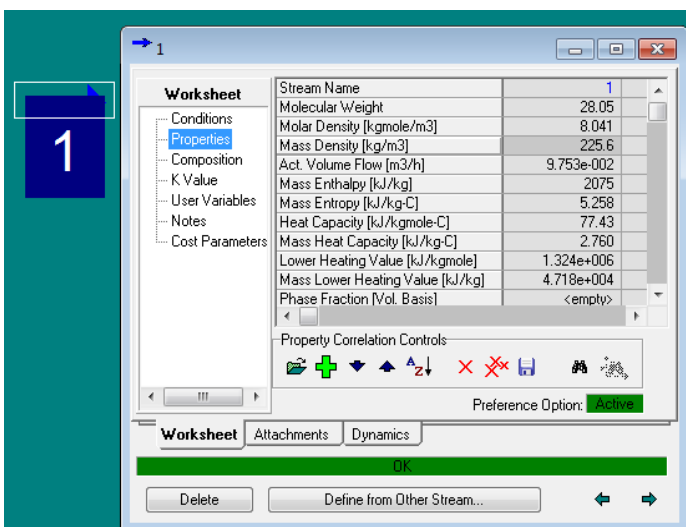


- Se crea una corriente [1 ó también podemos nombrarla como etileno] y se especifica que es únicamente de etileno, Etileno: 1.0 en fracción molar y en Agua: 0.0.



- Se vacían los datos conocidos en la casilla de Condiciones:

- $T = 220^{\circ}\text{C}$
- $P = 320\text{kg/cm}^3$
- $m = 22,000\text{ kg/hr}$



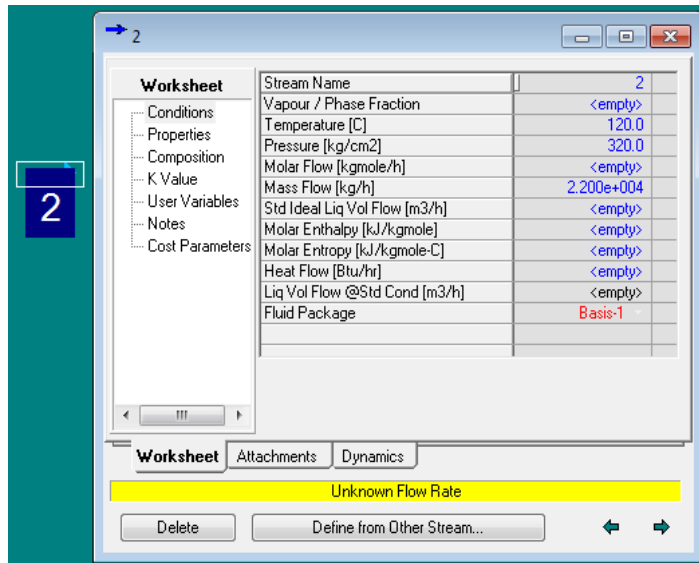
Hysis evaluará numéricamente el modelo para condiciones específicas y resolverá las variables desconocidas a partir de las conocidas.

Hysis nos proporcionará la Cp (Heat capacity) del etileno bajo las condiciones anteriores:

$$C_p = 77.43\text{ kJ/kgmole }^{\circ}\text{C}$$

$$C_{p_{etileno}} = 77.43 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmole}^{\circ}\text{C}} * \frac{1\text{kgmole}}{28.05} = 2.76042 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}}$$

PM_{etileno}: 28.05 g/mol



La corriente 1, pertenece a la corriente de entrada del etileno. Se crea una segunda, corriente 2, que corresponde a la corriente de salida, colocando los mismos datos que empleamos en la corriente 1, únicamente cambiando la temperatura de salida, ya que es un balance de energía, no materia.

Ahora creamos las corrientes de entrada y salida del agua de manera similar a las del etileno. A estas corrientes se les nombrará como: “Water In” (Agua de entrada) y “Water Out” (Agua de salida).

Con las siguientes condiciones:

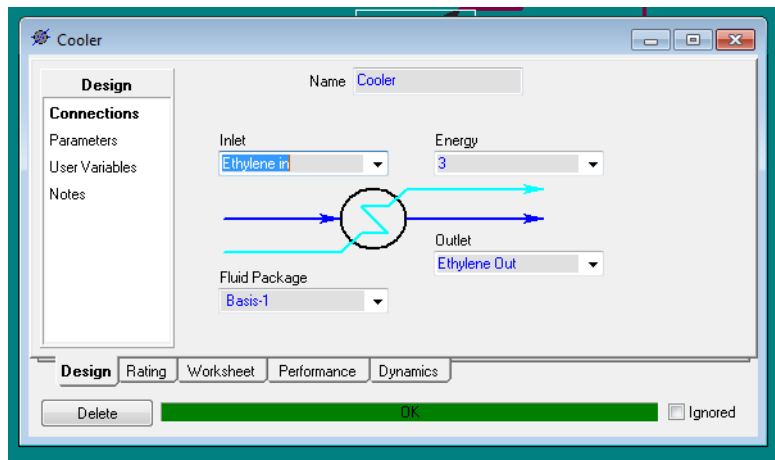
- **Water In (Agua de entrada):**
 Conditions/ Condiciones:
 T= 50°C
 P= 4.5 kPa
 Composition/Composición:
 Etileno: 0
 Agua 1.0
- **Water Out (Agua de salida):**
 Conditions / Condiciones:
 T= 60°C
 P= 4.5 kPa
 Composition/ Composición:
 Etileno: 0
 Agua 1.0

Creación del proceso:

- Ir a la paleta de operaciones unitarias y elegir un “Cooler” (Enfriador) y arrástralo al ambiente de simulación, se empleará un cooler, ya que se pretende enfriar al etileno, que es el fluido caliente.

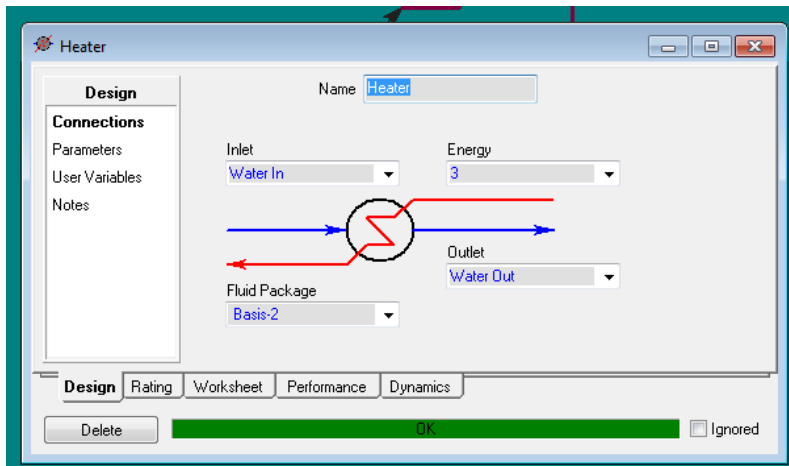
Se conectan las corrientes al enfriador de la siguiente manera, en la pestaña de Design:

- Para fines prácticos, se renombraron las corrientes; Ethylene in (corriente de etileno entrante a 220°C), Ethylene Out (corriente de etileno que sale a 120°C)
- Se emplea una $\Delta P = 0$
- Se nombra como “3” a la corriente de energía necesaria en el proceso.



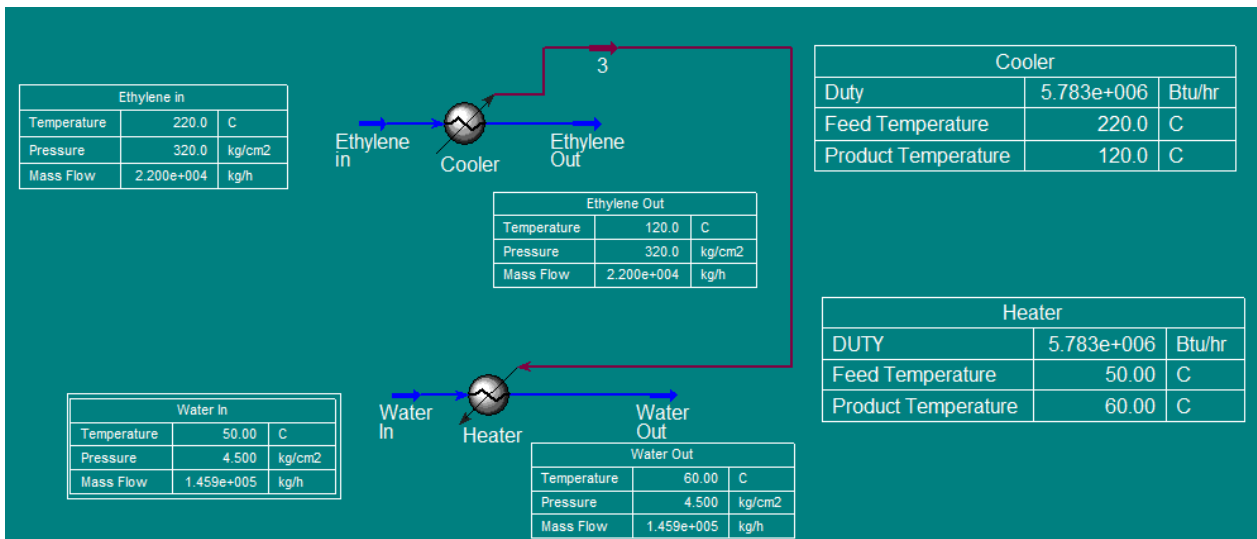
- Para el agua; ir a la paleta de operaciones unitarias y elegir un “Heater” (Calentador) y arrástralo al ambiente de simulación, se empleará un Heater, ya que el agua se requiere incrementar la temperatura del agua de 50°C a 60°C.

Se conectan las corrientes al Calentador de la siguiente manera, en la pestaña de Design:

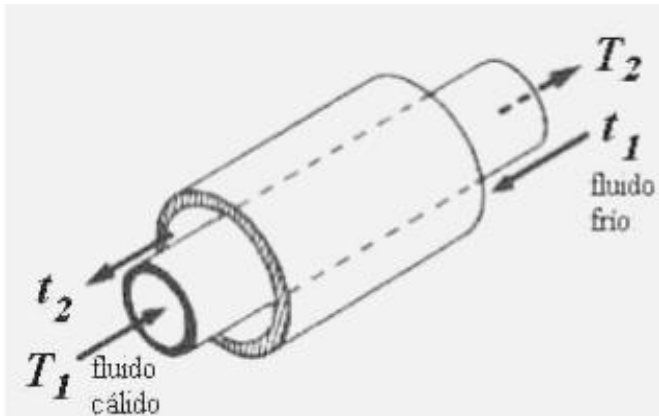


Se conecta la corriente de energía "3", ya que esta energía será la necesaria para que se realice el incremento de temperatura.

El modelo de simulación, arrojó que la cantidad de agua de enfriamiento que será necesaria para el proceso es de: 145900kg/hr



d) Balance de energía



T_1 y T_2 = Temperatura de entrada y salida del fluido caliente. (Etileno)

t_1 y t_2 = Temperatura de entrada y salida del fluido frío. (Agua)

Ecuaciones para el cálculo:

$$Q_{etileno} = \pm(m_1)(Cp_1)(T_{1in} - T_{2out})$$

$$Q_{agua} = \pm(m_2)(Cp_2)(t_{1in} - t_{2out})$$

Datos:

$T_1 = 210^\circ C$ $T_2 = 120^\circ C$ $t_1 = 50^\circ C$ $t_2 = 60^\circ C$	$m_1 = 22000 \text{ kg/h}$ $Cp_{agua} = 4.180 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ C}$ $Cp_{etileno} = 77.43 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmole}^\circ C} * \frac{1 \text{ kgmole}}{28.05} = 2.76042 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}^\circ C}$
--	--

Nota: las Cps del etileno y el agua, pueden ser sustraídas de la simulación, previamente creada, en la pestaña de "Properties" como "heat Capacity" y esta cantidad dividida entre el PM, ya que la unidad que maneja es $\text{kJ/kgmole} \cdot ^\circ C$. O consultarlo en tablas:

Temperatura		Capacidad calorífica, c_p	
$^{\circ}\text{C}$	K	$\text{cal/g} \cdot ^{\circ}\text{C}$	$\text{kJ/kg} \cdot K$
50	323.15	0.9992	4.183
60	333.15	1.0001	4.187
70	343.15	1.0013	4.192
80	353.15	1.0029	4.199
90	363.15	1.0050	4.208
100	373.15	1.0076	4.219

El valor de la C_p del agua se obtuvo de la tabla A.2.5 "Capacidad calorífica del agua líquida a 101.325kPa (1 atm)" [9]

$$Q_{\text{etileno}} = \pm(m_1)(Cp_1)(T_{1in} - T_{2out})$$

$$Q_{\text{etileno}} = \pm\left(\frac{22000\text{kg}}{h}\right)\left(2.76042\frac{\text{KJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}}\right)(220^{\circ}\text{C} - 120^{\circ}\text{C}) = 6,072,924\frac{\text{KJ}}{h}$$

$Q_{\text{agua}} = \pm(m_2)(Cp_2)(t_{1in} - t_{2out})$ *como no tenemos el flujo de agua que requerirá el sistema, la m_2 , y es el dato que necesitamos conocer, realizamos una igualación de Q del etileno y Q del agua, despejamos m_2 .

$$-Q_E = Q_A$$

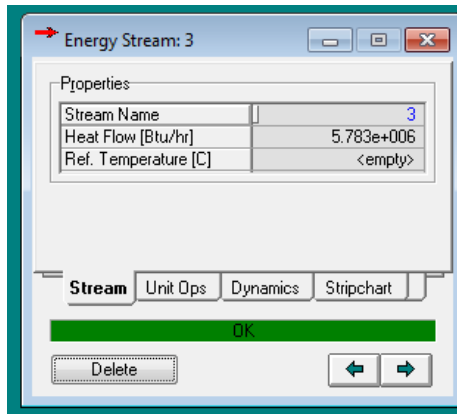
$$-m_E Cp (T_2 - T_1) = m_a Cp(t_2 - t_1)$$

$$m_a = \frac{-Q_e}{Cp(t_2 - t_1)}$$

$$m_a = \frac{-Q_e}{Cp(t_2 - t_1)}$$

$$m_a = \frac{-6,072,924\frac{\text{KJ}}{h}}{4.180\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}}(60^{\circ}\text{C} - 50^{\circ}\text{C})} = 145,285.26\frac{\text{kg}}{h}$$

$$\left(\frac{145,285.26\text{kg}}{h}\right)\left(\frac{1\text{m}^3}{1000\text{kg}}\right) = 145.28525\frac{\text{m}^3}{h}$$



El cálculo de la cantidad de calor intercambiado, Q a partir de las consideraciones del proceso. La corriente 3 del sistema que simulamos, representa al calor requerido para que el etileno sea enfriado de 220°C a 120°C con el agua desmineralizada de 50°C a 60°C .

e) Cálculo de la diferencia media logarítmica MLDT (a contracorriente)

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Datos:

$$T_1 = 220^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 120^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 = 50^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 60^{\circ}\text{C}$$

$$MLDT = \Delta T_m = \frac{(220^{\circ}\text{C} - 60^{\circ}\text{C}) - (120^{\circ}\text{C} - 50^{\circ}\text{C})}{\ln \frac{(220^{\circ}\text{C} - 60^{\circ}\text{C})}{(120^{\circ}\text{C} - 50^{\circ}\text{C})}} = 108.86^{\circ}\text{C}$$

f) Cálculo del factor de corrección (F_T) (Ec. 2), eficiencia térmica ($S=P$) y la capacidad calorífica (R). Empleando las ecuaciones (3, 4).

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad R = \frac{(220 - 120)}{(60 - 50)} = 10$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad S = \frac{(60 - 50)}{(220 - 50)} = 0.5882$$

Empleando la tabla 3.

$$Ft = \frac{(R^2 + 1)^{0.5} \ln[(1 - S)/(1 - RS)]}{(R - 1) \ln \left[(2 - S(R + 1 - (R^2 + 1)^{0.5})) / (2 - S(R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)})) \right]}$$

Sustituyendo datos y realizando el cálculo

$$Ft = 0.9852$$

Nota: Se usa un intercambiador de calor de tubo y coraza 1-2 si el valor de Ft > 0.9

g) Cálculo de la MTD (Temperatura media efectiva)

En el diseño, un factor de corrección se aplica a la LMDT para permitir la desviación del flujo en contracorriente para determinar la verdadera diferencia

$$MLDT = Ft \cdot \Delta T_m$$

$$MLDT = 0.9852 \cdot 108.86^\circ C \quad MTD = 107.2659^\circ C$$

Asunción del coeficiente global de transferencia de calor U_D .

En la tabla 4. Se enlistan algunos valores recomendados por fuentes autorizadas. También se pueden encontrar valores recomendados en el "Manual del Ingeniero Químico", de Perry y en el libro "Procesos de Transferencia de Calor" de Kern.

Este paso depende de lo que uno tenga a su disposición, si se está calculando de manera manual, probablemente prefiera adoptar un valor de la lista de valores recomendados, pero si se está usando un programa de simulación, el cálculo es rápido y puede realizarlo el programa.

INTERCAMBIADORES		
FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRÍO	U_1 : TOTAL *
Agua	Agua	1220-2440 (250-500) ⁴
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	1220-2440 (250-500) ⁴
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	195-366 (40-73)
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	97-300 (20-60)
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	48-195 (10-40)
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	146-300 (30-60)
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	48-195 (10-40)

Notas: * $\left[\frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right]$ ó $\left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$

4. Factores de obstrucción 0.001

Tomamos De la Tabla. 4

$$U_{D1} = 250 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \text{ y } U_{D2} = 500 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

h) Calculo del área basada en el coeficiente global de transferencia de calor U_D , supuesto. (Ec. 5)

$$A = \frac{Q}{(U_D MLDT)}$$

Datos:

$$Q = 1458000 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$U_{D1} = 250 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$U_{D2} = 500 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$MTD = 107.2659^\circ\text{C}$$

Sustituimos datos:

$$A = \frac{1458000 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}{\left(250 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}\right) (107.2659^\circ\text{C})} = 54.36\text{m}^2$$

$$A = \frac{1458000 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}{\left(500 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}\right) (107.2659^\circ\text{C})} = 27.18\text{m}^2$$

Nota:

- Siempre es mejor usar un U_D alto, ya que si se disminuye el U_D el intercambiador que se utilizará será de mayor tamaño, por lo tanto de mayor costo.

Se elige el valor de $A = 27.18\text{m}^2$

Una vez calculada el área necesaria, podemos estimar el costo aproximado de las distintas alternativas posibles. De ahí en adelante, influirán condiciones no económicas, como el espacio disponible, la posibilidad de construir el equipo en vez de comprarlo etc.

Planta	Condiciones de operación					
	Flujo		Coraza		Tubos	
	Cuerpo	Tubos	Presión	Temperatura	Presión	Temperatura
PDBD	Polietileno	Agua de enfriamiento	4.5 kg/cm ²	50-60°C	320 kg/cm ²	220-120°C

i) Diámetro del tubo, espesor, longitud. Número de tubos.

Con el área calculada, se elige una configuración geométrica, lo cual pasa por elegir primordialmente el diámetro nominal de los tubos, el BWG y la longitud y con estos datos determinar el número de tubos correspondientes con la (Ec.6):

$$N_T = \frac{A}{L \cdot (\pi D_{1e}) \cdot N_c}$$

El tamaño nominal de los tubos de un intercambiador de calor es el **diámetro exterior** en pulgadas, los valores típicos son 5/8, 3/4 y 1 in. Con **longitudes** de 8,10,12, 16 y 20 fts. Siendo la típica de 16ft. Los **espesores** de tubos están dados según BWG (Birmingham Wire Gauge) y se determinan por la presión de trabajo y el sobreespesor de corrosión. Los valores típicos son 16 ó 18 para Latón Admiralty y 12, 13 ó 14 para acero al carbono.

La **configuración** de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada 90°, o triangular. La cuadrada se utiliza por facilidad de limpieza mecánica. Las dimensiones típicas son ^[6]:

Diámetro del tubo	Separación entre tubos	Configuración
5/8	13/16	Triangular
5/8	7/8	Cuadrada
5/8	7/8	Cuadrada girada
3/4	15/16	Triangular
3/4	1	Triangular
3/4	1	Cuadrada
3/4	1	Cuadrada girada
1	1-1/4	Triangular
1	1-1/4	Cuadrada
1	1-1/4	Cuadrada girada

- El uso de tubos de pequeños diámetros como el de 1/2in es válido para intercambiadores de calor pequeños con áreas de transferencia menores de 20-30m².

- Tubos más pequeños que 3/4in en su diámetro externo no deben ser usados para servicios donde se presente ensuciamiento.
- Los diámetros de 3/4 y 1in son los más populares.

Por lo general se prefieren tubos de 3/4 o de 1" de diámetro, los diámetros menores se usan preferentemente en equipos chicos con superficies de intercambio menores de 30 m².

Por lo tanto podemos emplear una aproximación de tubos a utilizar de : Diámetro 3/4 in, Separación triangular a 1 in con 16 ft de largo y espesor 14 BWG.

Sustituimos datos:

$$A = 27.18m^2$$

$$D_{1e} = 0,01905 \text{ m}$$

$$N_c = 1$$

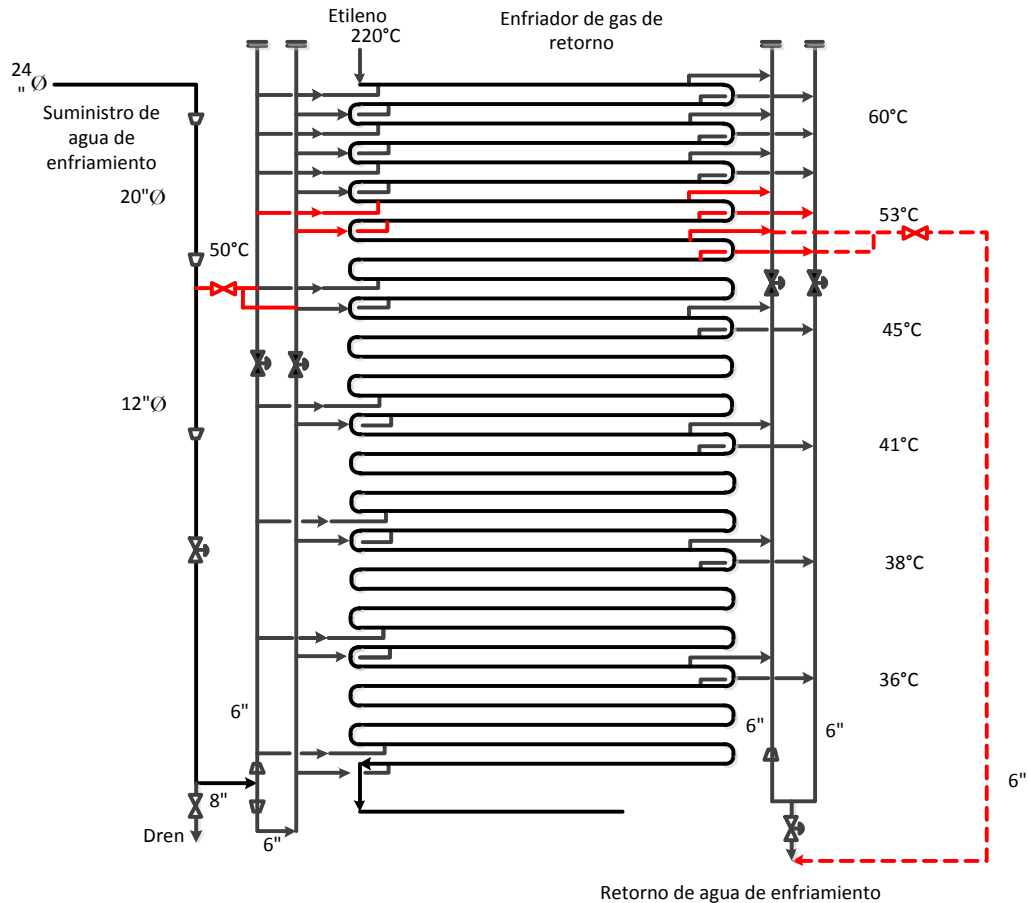
$$L = 16ft = 4.88m$$

$$N_T = \frac{27.18m^2}{4.88m \cdot (\pi 0.01905) \cdot 1} = 93.06 \approx 93 \text{ tubos}$$

j) Ficha general de los datos del intercambiador.

RENDIMIENTO POR UNIDAD								
	LADO DE LA CORAZA				LADO DEL TUBO			
Servicio	Alimentación				Efluente del reactor			
Nombre del fluido	Agua desmineralizada				Etileno			
Flujo total, kg/h	145,284.25				22,000			
	Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
	145,284.25		145,284.25		22,000		22,000	
Temperatura, °C	50		60		220		120	
Presión kg/cm ² m	4.5				320			
Densidad, kg/m ³	987.9		983.1		225.3		321.7	
Viscosidad, cP	0.5442		0.4631		0.02929		0.03842	
Peso Molecular	18.02				28.05			
Cp kJ/kg°C	4.180				2.76042			

k) Modificación propuesta: Convirtiendo el 4° tubo en un intercambiador de tubo y coraza y creando un circuito cerrado que regrese el agua a la temperatura de 50° C.



Derivado del análisis anterior, se propone dividir el flujo de agua de enfriamiento de los 32-E12 en dos secciones como se muestra en la figura anterior. Esta configuración requiere que se modifique la segunda sección, en la que se convierten dos tubos adicionales de paso directo del agua igual que los instalados en la sección anterior, quedando un arreglo de un paso para eliminar la caída de presión del lado del agua y alimentar un flujo de agua mayor que ayude a una mayor eficiencia en la transferencia de calor.

Lo anterior permite mantener la velocidad del agua de enfriamiento minimizando el depósito de carbonatos y materia orgánica contenida en esta. Al mismo tiempo, se facilita el control de temperaturas durante la operación de derretido, el flujo de la parte inferior se continuará controlando con la válvula de control para tener una distribución de flujo uniforme.

Para la modificación de los cambiadores se requiere el siguiente material:

- 2 válvulas de 6" de diámetro
- 2 "T" de 6"
- 4 codos de 6"
- 20m de tubería de 6".

11. CONCLUSIONES

La modificación a los enfriadores de gas de retorno tiene como beneficio la disminución del ensuciamiento de los tubos por el lado de agua de enfriamiento y la mejora de temperatura durante la operación de derretido que se realiza en los cambiadores.

Se pudo observar que se puede lograr un control de la temperatura del lado del agua de enfriamiento, si se realiza el circuito cerrado, convirtiendo el cuarto tubo en intercambiador de tubo y coraza de un solo paso y dejar el resto de los tubos en 2 pasos, lo cual requeriría una cantidad de agua desmineralizada adicional y una mayor cantidad de accesorios, implicando lo anterior, una inversión económica adicional, pero trayendo consigo un retraso en el mantenimiento por incrustaciones de los tubos.

Tomando en cuenta que un buen diseño se debe orientar a obtener coraza lo más chicas que sea posible con tubos lo más largos que sea conveniente, ya que la inversión por unidad de área de superficie de intercambio es menor para intercambiadores grandes. Sin embargo, la compra no debe decidir sobre esta base unicamente, por que este criterio no toma en cuenta ciertas características específicas que pueden encarecer el equipo.

Es importante destacar, que al realizar estas modificaciones, no es necesario realizar un paro total de la planta de PEBD, para llevar a cabo la limpieza de los tubos, al igual que no se tendrá la pérdida aproximada de 20 ton/día que actualmente se tiene, ya que podrá generarse una mejor en la eficiencia de los 36 tubos que conforman los enfriadores de gases de retorno.

El método que se empleó en este trabajo, sirve para dar una idea aproximada de las dimensiones del intercambiador que convertiremos, se debe recomendar que no podemos usarlo para determinar el tipo de intercambiador y que los resultados son solo aproximados. La aplicación de este método sencillo, es de uso iterativo y general, por lo que si se requiere mayor especificaciones y resultados, se deberá llevar a cabo un método más exhaustivo que implique un mayor número de variables y cálculos a realizar.

12. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS Y VIRTUALES

[1] **The Manufacture of Polyethylene By the ICI Process. Volume 1A. January 1977.**

[2] Ludwing Ernest E. 1988. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" Volume 3, 2nd edition. Gulf Publishing Company

[3] Perry H. Robert "Manual del Ingeniero Químico" 7a Edición. Volumen 3.

[4] KAKAÇ, S. & LIU, H., "Heat Exchangers, Selection, Rating and Thermal Design". Department of Mechanical Engineering, University of Miami. CRC Press. (1995). Pág. 53

[5] Lieberman Norman P. and T. Lieberman Elizabeth. 2008. Working Guide to Process Equipment 3rd Edition.

[6] Kern Donald Q. 1984. Procesos de Transferencia de calor. Decimo séptima edición. McGraw Hill Book Company, Inc.

[7] Soares Claire. 2002. Process Engineering Equipment Handbook. The McGraw-Hill Companies, Inc. United States of America.

[8] WALAS, S. "Chemical Process Equipment Selection and Design". Butterworth-Heinneman Series in Chemical Engineering. (1990).

[9] Tubular Exchanger Manufacturers "Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association," 7th ed., TEMA, New York (1988).

[10] Henao, C., Vélez, J. Manual de laboratorio de diseño de procesos químicos. Uso del paquete de simulación HYSYS. Process. UPB. Medellín. 2002

Páginas Web:

[11] Hyprotech. HYSYS.Process Documentación Suite (1998).Calgary: Hyprotech. www.aspentech.com

NOMENCLATURA

Símbolo	Significado
A	Área
a_t	Área transversal de flujo en el lado tubo
D_{1e}	Diámetro externo tubo interno
D_{1i}	Diámetro interno tubo interno
D_e	Diámetro equivalente
F_T	Factor de corrección al MLDT
L	Longitud del intercambiador
MLDT	Diferencia Temperatura Media Logarítmica
N_c	Número de Corazas en Serie
N_T	Número de Tubos
Q	Calor por unidad de tiempo
R	Factor para el cálculo de F_T
S	Factor para el cálculo de F_T
T_1	Temperatura de Entrada Fluido Caliente
T_2	Temperatura de Salida Fluido Caliente
t_1	Temperatura de Entrada Fluido Frío
t_2	Temperatura de Salida Fluido Frío
U_D	Coeficiente Global de Transferencia de Calor “sucio”

A NEXOS



Fig. 1 Distribución de la planta C.P Cangrejera

Diagrama Simplificado de Proceso

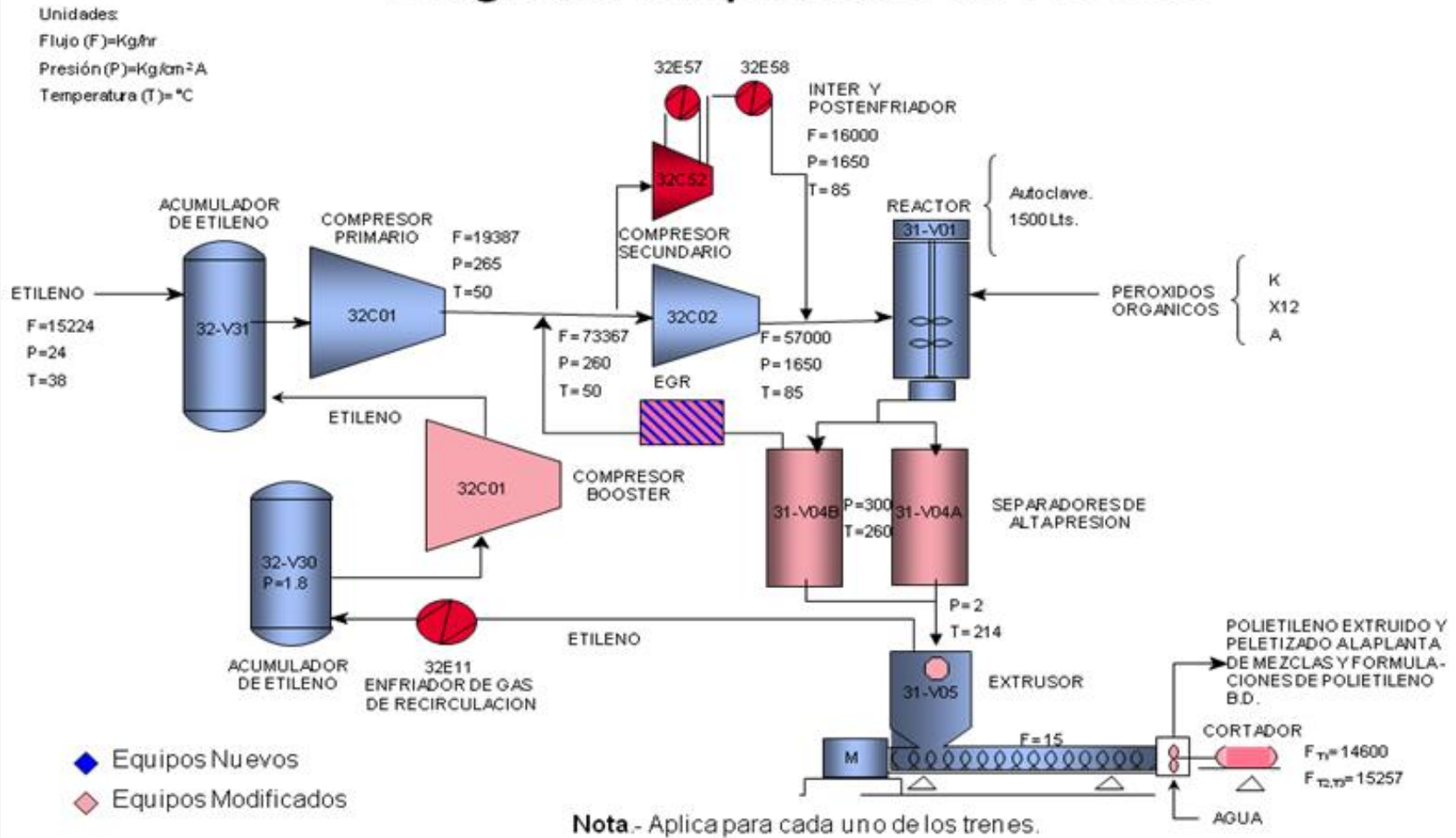


Fig. 2. Diagrama simplificado del proceso (Planta de PDBD)

CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES

ACTIVIDAD	SEMANAS															
	Febrero 20-21				Marzo 20-21				Mayo 2-3				Junio 14-15			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Introducción y revisión bibliográfica de la planta de Polietileno de baja densidad (PDBD)	■	■	■	■	■	■	■	■								
Elaboración de la descripción general del proceso								■	■	■	■	■	■			
Desarrollo del problema												■	■	■	■	
Estructuración del proyecto y evaluación del circuito cerrado													■	■	■	
Simulación del circuito cerrado de Enfriamiento en HYSIS													■	■	■	
Revisión del proyecto y modificaciones necesarias														■	■	■
Apoyo administrativo	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Elaboración del reporte final de residencia del ITTG													■	■	■	■