

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



**TRABAJO PROFESIONAL  
COMO REQUISITO PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUÍMICO**

**QUE PRESENTA:  
NELY REYES MORENO**

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

**MEDIANTE:  
OPCIÓN X (MEMORIA DE RESIDENCIA PROFESIONAL)**

**ASESOR:  
M.I.A. ROCIO FARRERA ALCAZAR**

**REVISORES:  
ING. RENÉ CUESTA DÍAZ  
ING. RICARDO SUÁREZ CASTILLEJOS  
ING. AMIN RODRIGUEZ MENESES**

# ÍNDICE.

<b>1. INTRODUCCIÓN</b>	3
<b>2 ANTECEDENTES</b>	5
<b>3. JUSTIFICACIÓN</b>	7
<b>4. OBJETIVOS</b>	
<b>4.1 GENERAL</b>	7
<b>4.2 ESPECÍFICOS</b>	7
<b>5. CARACTERIZACIÓN DEL ÁREA DE TRABAJO</b>	8
<b>6. PROBLEMAS A RESOLVER</b>	9
<b>6.1 ALCANCES Y LIMITACIONES</b>	9
<b>7. DESARROLLO DE FUNDAMENTOS</b>	10
<b>7.1 FUNDAMENTO TEÓRICO</b>	
<b>7.1.1 Intercambiadores de calor de tubo y coraza</b>	11
7.1.1.1 Numeración TEMA y designación de Tipos	13
7.1.1.2 Definiciones funcionales	14
7.1.1.3 Consideraciones generales de diseño	16
7.1.1.4 Ensayo	17
7.1.1.5 Dimensionamiento	18
7.1.1.6 Ensuciamiento	18
7.1.1.7 Algoritmo de cálculo	19
<b>7.1.2 Agua de enfriamiento</b>	22
<b>7.1.3 MODELACIÓN Y SIMULACIÓN</b>	24
<b>7.2 FUNDAMENTO CONTEXTUAL</b>	25
7.2.1 El proceso de separación del polímero	29
7.2.2 Del producto de extrusión y corte	31
7.2.3 Descripción de los puntos principales de los equipos	33
<b>8. PROCEDIMIENTO</b>	37
<b>9. RESULTADOS</b>	55
<b>10. CONCLUSIONES</b>	59
<b>11. FUENTES DE INFORMACIÓN</b>	61
<b>12. ANEXOS</b>	62

# 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.

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 disminuyendo 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.

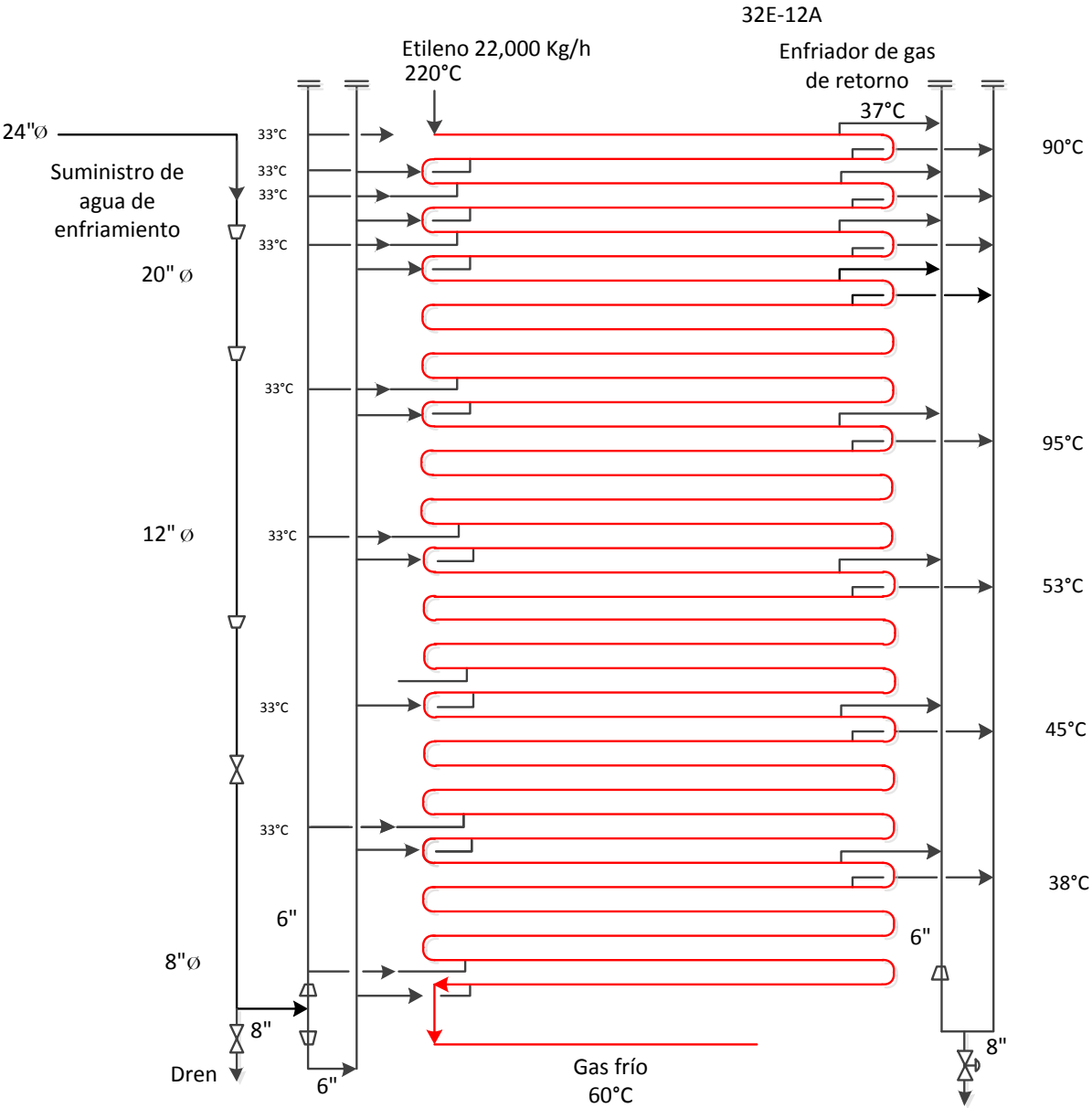
## 2. ANTECEDENTES

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 figura 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.



**Figura 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. OBJETIVOS

#### 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.

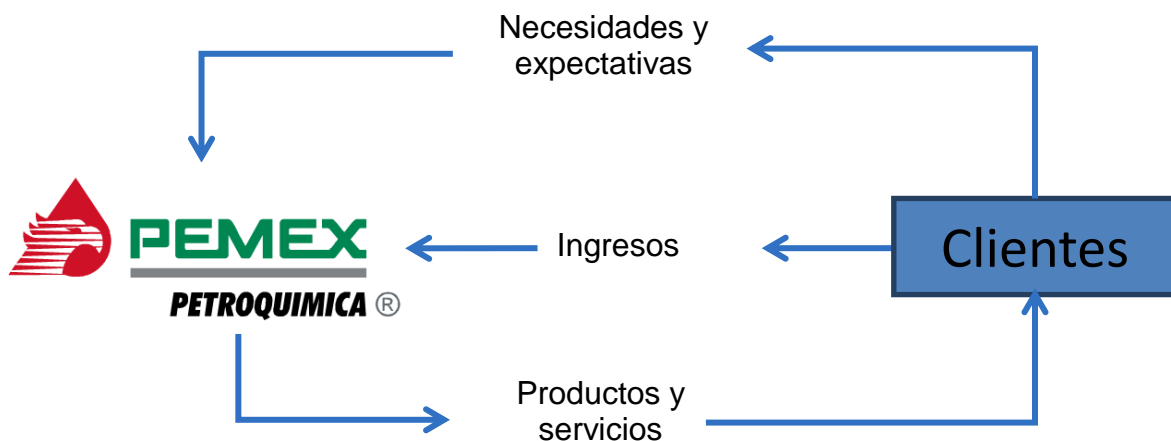
## 5. CARACTERIZACIÓN DEL ÁREA DE TRABAJO

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

Ejido Pajaritos Allende, a 7 kms de la carreta 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:** Figura 6 (Anexo)



## 6. PROBLEMAS A RESOLVER

La problemática a resolver es la siguiente:

- 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%.

### 6.1 ALCANCES Y LIMITACIONES

ALCANCES:

- Se diseñó un intercambiador de calor para la redistribución el agua de enfriamiento, del tipo AEL, ubicando al etileno en el lado de los tubos y al agua como fluido de la coraza, que soportaría temperaturas de 50-60 °C.
- Se mejoró significativamente el proceso en general en comparación a la distribución original del intercambiador, logrando un mejor control de temperatura durante la operación del derretido y se disminuyó el ensuciamiento de los intercambiadores.

## LIMITACIONES:

- El proyecto se limitó a solo un área del proceso, por lo que la descripción de las actividades se centraron únicamente en el intercambiador que se modificó.
- Se requirió un mayor número de equipos y accesorios. Es decir, se necesitó invertir en la compra de nuevos. Al tener que realizar una inversión en equipo de tubos y conexiones, era necesaria la aprobación y autorización para poder continuar con el proyecto, lo que retrasó la parte de resultados.
- Se empleó una cantidad de agua de enfriamiento (desmineralizada) adicional, la cual no se tenía contemplada desde el inicio del proyecto, cual sería el flujo total necesario.

## 7 DESARROLLO DE FUNDAMENTOS:

### 7.1 FUNDAMENTO TEÓRICO:

#### 7.1.1 Intercambiadores de calor de tubo y coraza:

Los intercambiadores del tipo TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) 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. 2

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. Figura 2. <sup>[3]</sup>.

- 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

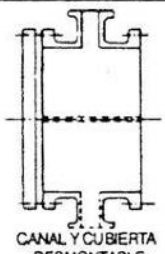
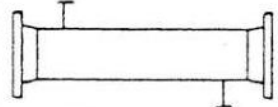
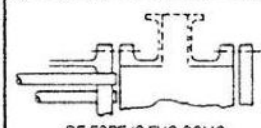
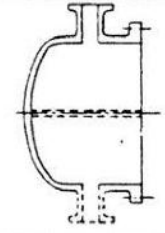
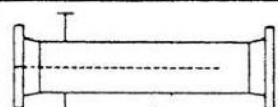
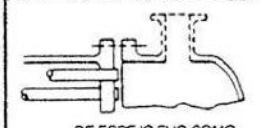
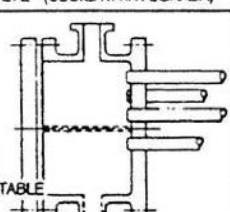
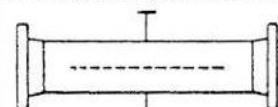
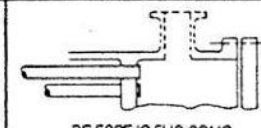
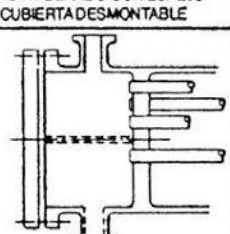
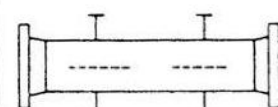
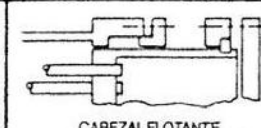

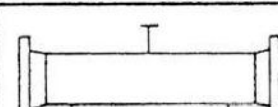
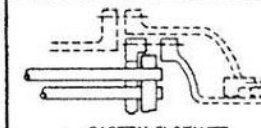
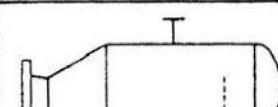
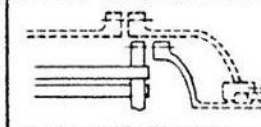
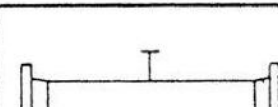
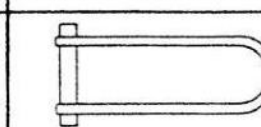
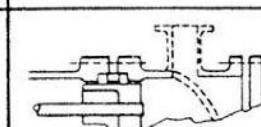
	TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
<b>A</b>	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>E</b>	 CORAZA DE UN PASO	<b>L</b>	 DE ESPEJO FLUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'A'
<b>B</b>	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	<b>F</b>	 CORAZA DE DOS PASOS CON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

Figura. 2 Designación tipo TEMA para intercambiadores de carcasa y tubos  
(Standars Of Tubular Exchanger Manufactures Association. 6ª Ed. 1978)

### 7.1.1.1 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<sup>[3]</sup>.

Cada intercambiador consta de un cabezal anterior, un cabezal posterior y una coraza. La Figura 2 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.<sup>[3]</sup>

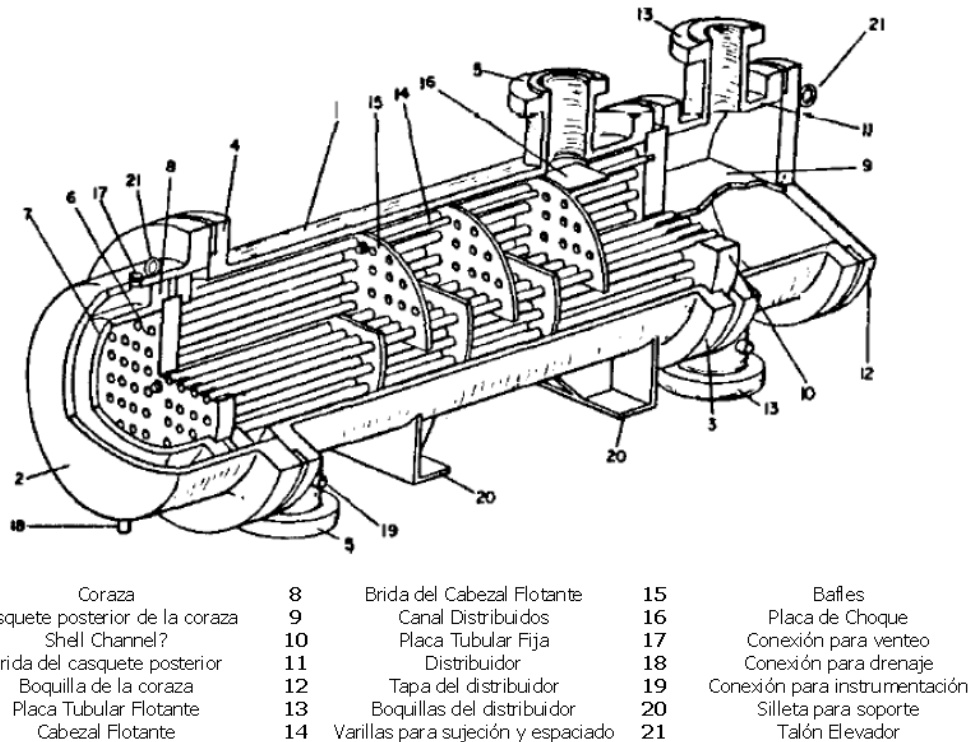
Se recomienda que el tipo y el tamaño del intercambiador de calor se designen mediante número y letras:

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.

### 7.1. 1.2 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 ( $\approx 0.2$  y  $\approx 1.2\text{m.}$ ), y su espesor es por lo general de  $\frac{1}{4}$  a  $\frac{3}{8}$  de pulgada ( $\approx 0.0064$  y  $\approx 0.0095\text{m.}$ ). [4,6]



**Figura 3. Componentes Principales de un intercambiador de tubo y coraza<sup>[7]</sup>**

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  $30^\circ$ , aún cuando existen otros arreglos como el cuadrado a  $90^\circ$  (baja caída de presión, fácil limpieza), cuadrado rotado (usado en régimen laminar) y el triangular de  $60^\circ$ (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:

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

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

### 7.1.1.3 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.

#### **7.1.1.4 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<sup>[3]</sup>.

### **7.1.1.5 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.

### **7.1.1.6 Ensuciamiento:**

El ensuciamiento, o “fouling”, es “la acumulación de sustancias indeseables en la superficie de intercambio de calor”<sup>[4]</sup>; 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<sup>[4]</sup> se resumen en la siguiente tabla:

**Tabla 2. Categorías del ensuciamiento**

<b>TIPO DE ENSUCIAMIENTO</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
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.

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]

#### **7.1.1.7 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:

$$[4] \quad (\text{Ec. 2})$$

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.

$$\text{---} \quad (\text{Ec. 3})$$

$$\text{---} \quad (\text{Ec. 4})$$

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

Arreglo	Factor $F_T$
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,...)	$FT24 := \frac{(R^2 + 1)^5 \ln\left(\frac{1-S}{1-RS}\right)}{2(R-1) \ln\left(\frac{\frac{2}{S}-1-R+\frac{2((1-S)(1-RS))^5}{S}+(R^2+1)^5}{\frac{2}{S}-1-R+\frac{2((1-S)(1-RS))^5}{S}-(R^2+1)^5}\right)}$

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.

**Tabla 4. Coeficiente Global de Transferencia de Calor “U<sub>D</sub>” de acuerdo a los fluidos involucrados [4, EIPI]**

Fluido Caliente	Fluido Frío	Coeficiente “U”			
		W/m <sup>2</sup> °C	BTU/h pie <sup>2</sup> °F		
ENFRIADORES					
Agua	Agua	1420-2840	250-500		
Metanol					
Amoniaco					
Soluciones Acuosas					
Sustancias Orgánicas Ligeras		426-851	75-150		
Sustancias Orgánicas Medias		283-710	50-125		
Sustancias Orgánicas Pesadas		28-426	5-75		
Gases		11.35-284	2-50		
Agua		Salmuera	568-1136	100-200	
Sustancias Orgánicas Ligeras <sup>11</sup>		Salmuera	227-568	40-100	
Fondos de Vacío	Agua	110-140	20-25		
Gasóleo Pesado	Agua	230	40		
DEA Regenerada	Agua	630	110		
CALENTADORES					
Vapor de Agua	Agua	1136-3975	200-700		
	Metanol				
	Amoniaco				
	Soluciones acuosas $\mu < 2cP$	568-2839	100-500		
	Soluciones acuosas $\mu > 2cP$				
	Sustancias Orgánicas Ligeras			284-568	50-100
	Sustancias Orgánicas Medias <sup>12</sup>			568-1136	100-200
	Sustancias Orgánicas Pesadas <sup>13</sup>			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		

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

$$\text{—————} \quad (\text{Ec. 5})$$

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.

$$\text{—————} \quad (\text{Ec. 6})$$

### 7.1.2 AGUA DE ENFRIAMIENTO

Los sistemas de agua proporcionan las funciones auxiliares de enfriamiento para apoyar la operación de un proceso y para extraer el calor de decaimiento durante el enfriamiento forzado del reactor. El agua de enfriamiento puede provenir de varias fuentes, como lagos, ríos, mares, torres y depósitos de enfriamiento.

El agua tiene propiedades físicas y termodinámicas que ofrecen ventajas sobre diferentes refrigerantes secundarios:

- Densidad.
- Calor específico.
- Facilidad de manejo
- Economía

El agua recircula continuamente agua a través de intercambiadores de calor y otros equipos absorbiendo el calor, como se mencionó con anterioridad, ése calor es entonces expulsado a la atmósfera por la evaporación parcial del agua en torres de refrigeración donde el flujo de aire caliente ascendente se pone en contacto con el flujo de agua descendente. La pérdida de agua por evaporación hacia el aire expulsado a la atmósfera se reemplaza con agua "tratada" de un río,

o agua de refrigeración, por ello se mencionó antes el origen de la misma. Como la evaporación del agua "pura" se reemplaza con agua "tratada" que contiene carbonatos y otras sales disueltas, una porción del agua del circuito se descarta continuamente como agua de desecho para prevenir la excesiva aparición de sales en el agua del circuito.

Algunas plantas industriales localizadas en zonas costeras utilizan agua salada de "un solo paso" para sus procesos de enfriamiento y el agua salada templada se devuelve cerca de la costa. A veces se utiliza agua desmineralizada producida por ósmosis inversa o agua potable en plantas industriales que requiere agua de refrigeración de gran pureza.

Es importante mencionar que además el agua presenta algunas desventajas mínimas:

- Tiene límite de operación como fluido debido a su punto de congelación: 0°C
- Corrosión en tuberías de acero al carbón.
- Adición de productos químicos para control de pH y formación de algas y moho.

Pero como una solución técnica se han realizado innovaciones para el proceso de enfriamiento de agua.

- A) Banco de hielo.
- B) Equipo de enfriamiento abierto de película descendente.
- C) Equipo de enfriamiento cerrado tipo PHE.(Plate Heat Exchanger)

#### ENFRIADOR CERRADO TIPO PHE (PLATE HEAT EXCHANGER).

El enfriador cerrado es un equipo muy utilizado en industrias que requieren de agua helada de manera continua, su principio de operación se basa en la circulación de agua a través de placas corrugadas por el lado del agua y casetes soldados por el lado del refrigerante.

### 7.1.3 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 DE PROCESOS**

**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.

#### **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. <sup>[12]</sup>

## **Hysys**

Es un Software especializado para la industria petroquímica <sup>[11]</sup>

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 <sup>[11]</sup>:

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

## 7. 2 FUNDAMENTO CONTEXTUAL; PROCESO DE POLIMERIZACIÓN DEL ETILENO A POLIETILENO DE BAJA DENSIDAD.

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/cm<sup>2</sup> 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  $280\text{kg/cm}^2$  (nominal), para la re-compresión al reactor. El etileno es recibido de la fuente de suministro a una presión aproximadamente de  $50\text{kg/cm}^2$  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.<sup>[1]</sup> Fig. 4.

De este recipiente el etileno se comprime primero a una presión intermedia de  $280\text{kg/cm}^2$  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.<sup>[1]</sup>

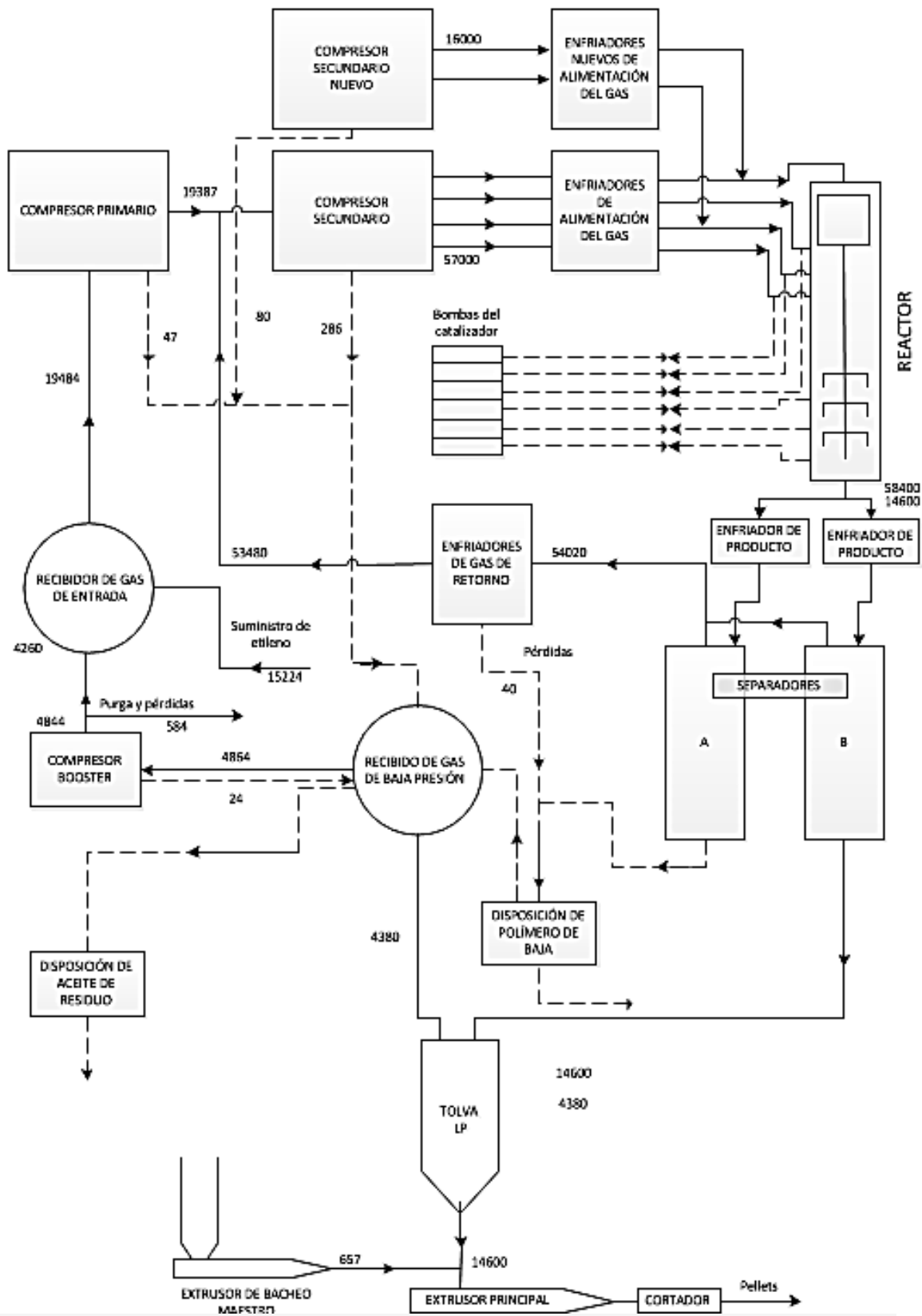


Figura. 4 Diagrama lineal simplificado y un típico balance de materia (Cantidades en Kg/hr)

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  $280 \text{ kg/cm}^2$ .

Este es un recipiente cilíndrico vertical calentado por cualquier Santotherm o vapor a alta presión de aproximadamente  $4.3 \text{ m}^3$  de capacidad, en el que el polietileno es descargado de la mayor parte del etileno sin convertir, que luego se recicla a  $280 \text{ kg/cm}^2$ .

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  $280 \text{ kg/cm}^2$ , 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.<sup>[1]</sup>

El polietileno pasa desde el recipiente de separación de  $280 \text{ kg/cm}^2$  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  $1.3 \text{ kg/cm}^2$

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.<sup>[1]</sup>

### **7.2.1 El proceso de separación del polímero**

- **El producto fresco:**

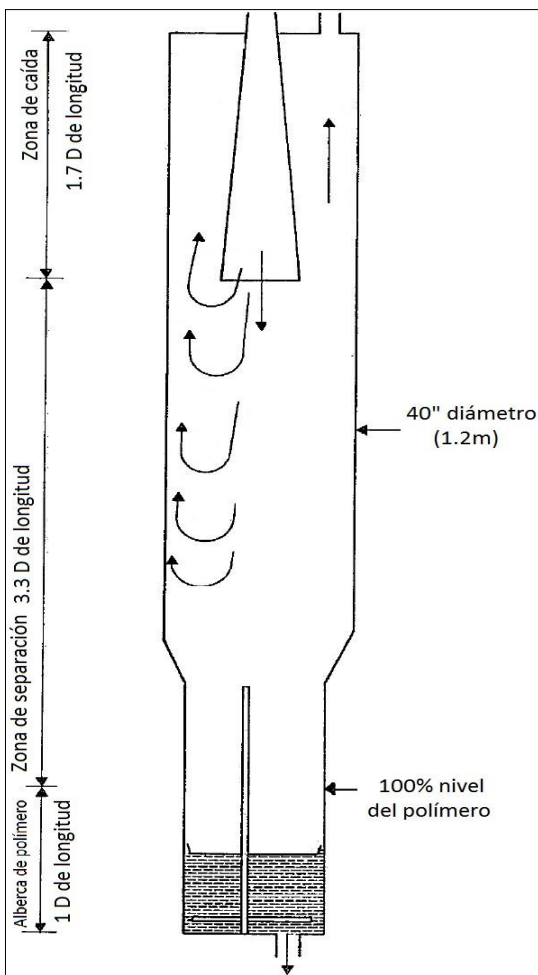
La mezcla de reacción abandona el recipiente de reacción a través de las válvulas de control de presión y pasa a través de 2 tubos cubiertos de alta presión a los recipientes de separación de 280kg/cm<sup>2</sup>. Estas secciones de tubería, conocida como los enfriadores de productos, son de considerable 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<sup>2</sup>. 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 (Figura 5) 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/cm<sup>2</sup> 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.



**Figura 5 . 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  $280\text{kg}/\text{cm}^2$ . 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.<sup>[1]</sup>

### **7.2.2 Del producto de extrusión y corte.**

- **Tolva de baja presión**

Después de salir de la etapa de separación de  $280\text{kg}/\text{cm}^2$ , 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  $1.3\text{kg}/\text{cm}^2$  aunque la presión puede aumentarse a  $1.8\text{kg}/\text{cm}^2$  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 Figura 7 Diagrama simplificado del proceso (Anexos).



## **7.2.3 DESCRIPCIÓN DE LOS PUNTOS PRINCIPALES DE LOS EQUIPOS.**

### **A. 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/cm<sup>2</sup> 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.<sup>[1]</sup>

### **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.

### **B. 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.<sup>[1]</sup>

### C. 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]

### D. 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 <sup>2</sup>
Coraza	d.i	25''
Material de la coraza		Acero al carbón
No. De tubos		414
	d.e	¾''
longitud		16'0''
Material del tubo		Acero al carbón
Presión de diseño del lado de la coraza		6.0 kg/cm <sup>2</sup> g
Presión de diseño del lado del tubo		7.0 kg/cm <sup>2</sup> g

### E. Enfriador de gas de retorno de la 1ª/2ª etapa 32E12/13

El enfriador de gas de reciclo de presión intermedia consiste de dos etapas; ambas etapas 1ª y 2ª 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. <sup>[1]</sup>

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

#### **F. 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. <sup>[1]</sup>

#### **G. Recibidor de gas de Baja Presión**

El recibidor de Gas de Baja Presión es un recipiente cilíndrico vertical de 75m<sup>3</sup> 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. <sup>[1]</sup>

#### **H. Recibidor de Gas de Entrada 32V31**

El recibidor de Gas de Entrada es un recipiente de 75m<sup>3</sup> 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. <sup>[1]</sup>

## 8. PROCEDIMIENTO

Las actividades realizadas, tuvieron como objetivo, determinar la cantidad de agua desmineralizada adicional que se requeriría 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.

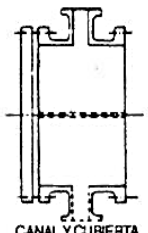
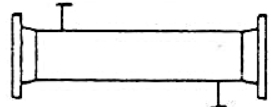
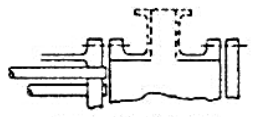
Las **fases** que se llevaron a cabo en el **diseño de un intercambiador de calor de casco y tubo** fueron:

### **A) Elección del tipo de intercambiador (TEMA):**

En base a la investigación previa sobre el tema de intercambiadores y analizando las características de nuestro proceso, se eligió el tipo intercambiador más adecuado.

### **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 FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"</p>

- La coraza tipo E es la más común debido a su simplicidad y economía.
- El intercambiador tipo AEL, 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) Elección de la ubicación del fluido; Cual iba por la coraza y cuál por los tubos, siguiendo el criterio mencionado en el fundamento teórico.***

**I. 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 Hysys como apoyo y parte del diseño.***

Para la realización de la propuesta se calculó el balance de energía en los E-12 y se determinó el flujo de agua de enfriamiento en cada unidad, para ello, se generó un modelo de simulación en Hysys.

Se creó un “Caso” en Hysys, para simular las corrientes y los balances de materia y energía de la siguiente manera:

- Se abrió Hysys y se dió click en File>New>Case.
- En el Simulation Basic Manager, se creó la lista de componentes:  
En la pestaña de componentes, se crearon 2 listas [Fig.1]:  
Component list 1: con etileno y agua  
Component list 2: solo con agua
- En la pestaña de Fluid Pkgs, se definió el modelo termodinámico, agregando 2 paquetes [Fig.2]:
  - Basis-1: All types > Peng-Robinson y en la sección de Component List selection, se eligió la lista de componentes 1 (Component List-1).
  - Basis-2: All types > ASME Steam y se eligió la lista de componentes 2 (Component List-2). Click a “Return to the Simulation Environment” y generó el ambiente de simulación para construir y ejecutar el modelo del proceso.

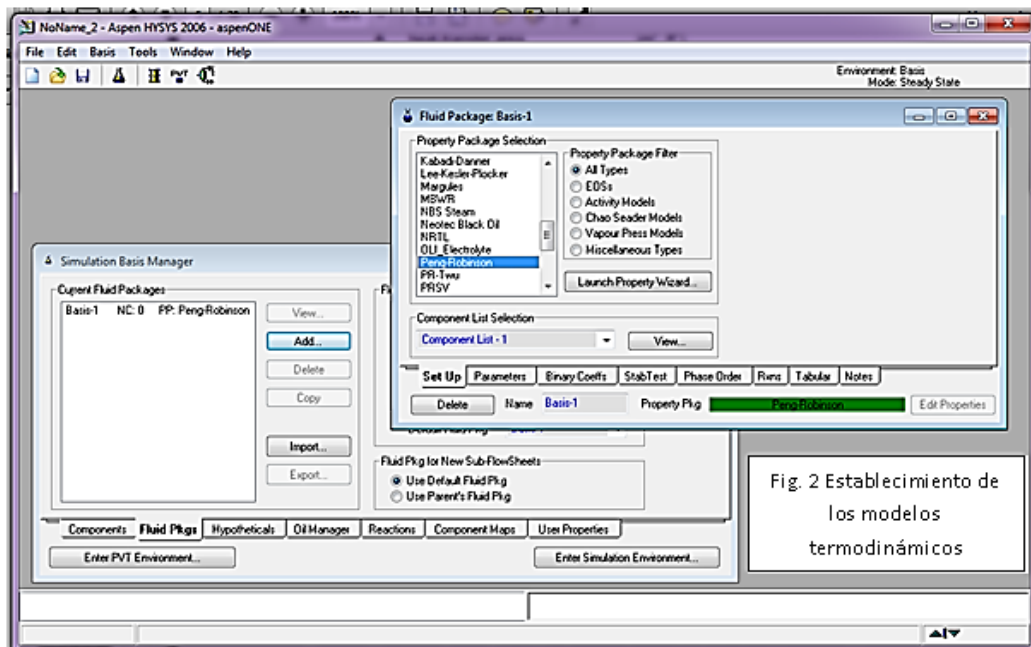


Fig. 2 Establecimiento de los modelos termodinámicos

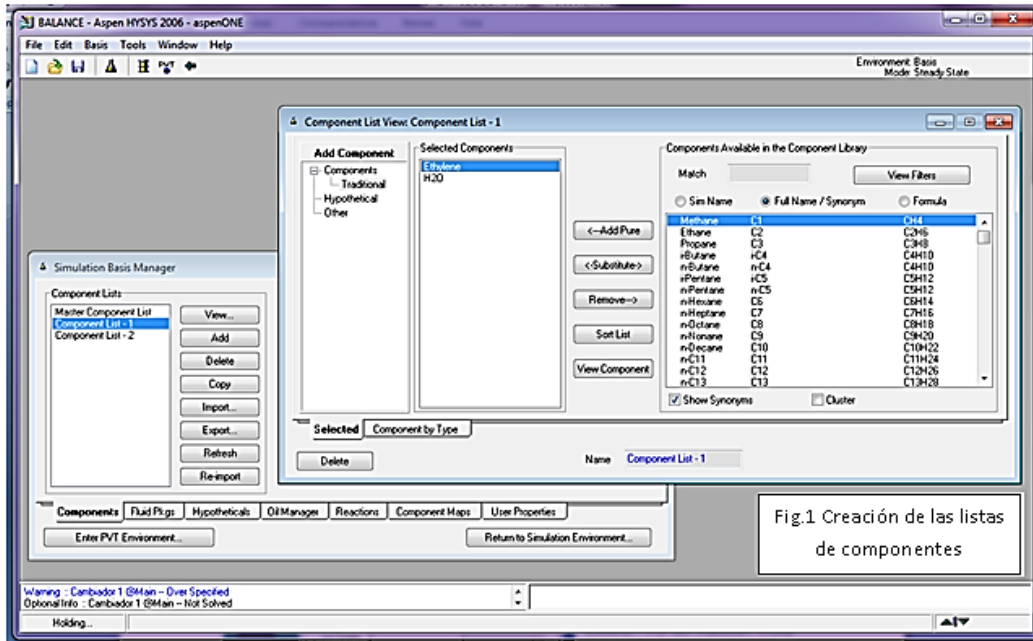
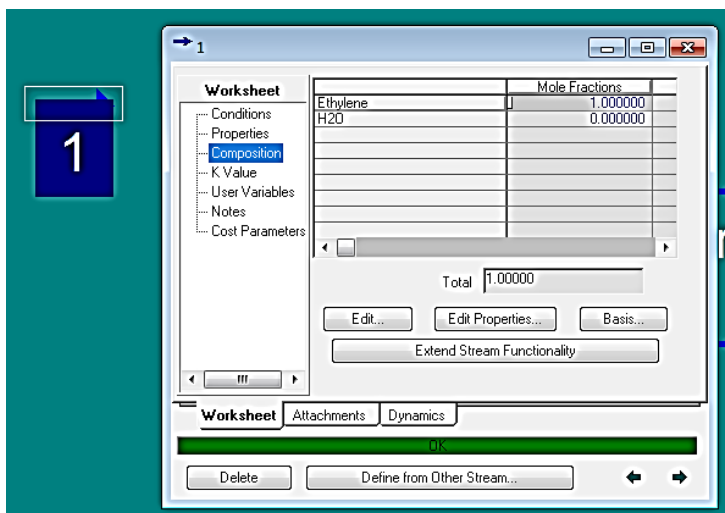


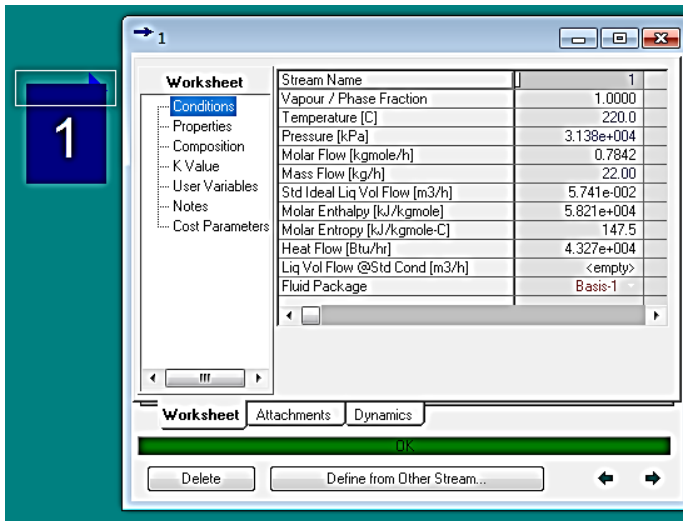
Fig.1 Creación de las listas de componentes

En el ambiente de simulación “Simulation Environment”, se crearon las corrientes de entrada y salida, del etileno y agua.



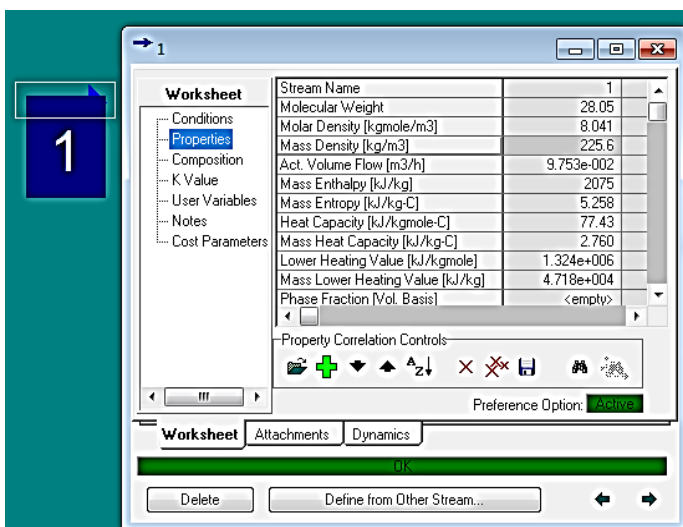
- Se creó una corriente [1 ó también podemos nombrarla como etileno] y se especificó que es únicamente de etileno, Etileno: 1.0 en fracción molar y en Agua: 0.0.





J. Se vaciaron los datos conocidos en la casilla de Condiciones:

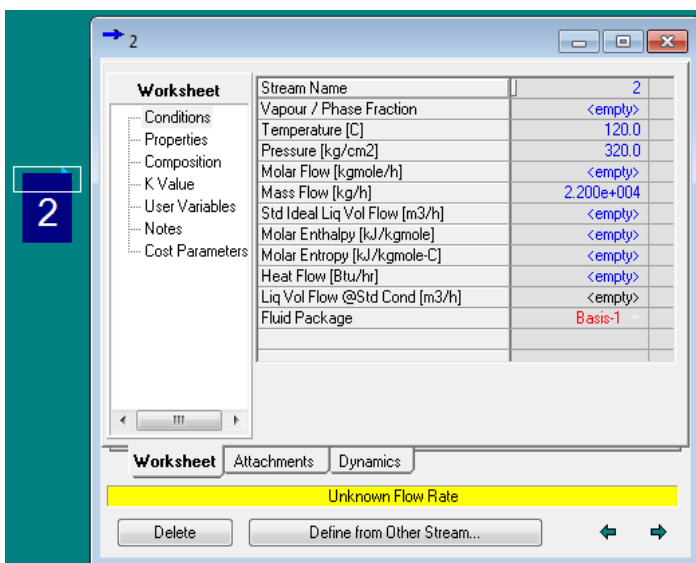
- $T = 220^{\circ}\text{C}$
- $P = 320\text{kg/cm}^3$
- $m = 22,000 \text{ kg/hr}$



Hysys evaluó numéricamente el modelo para condiciones específicas y resolvió las variables desconocidas a partir de las conocidas.

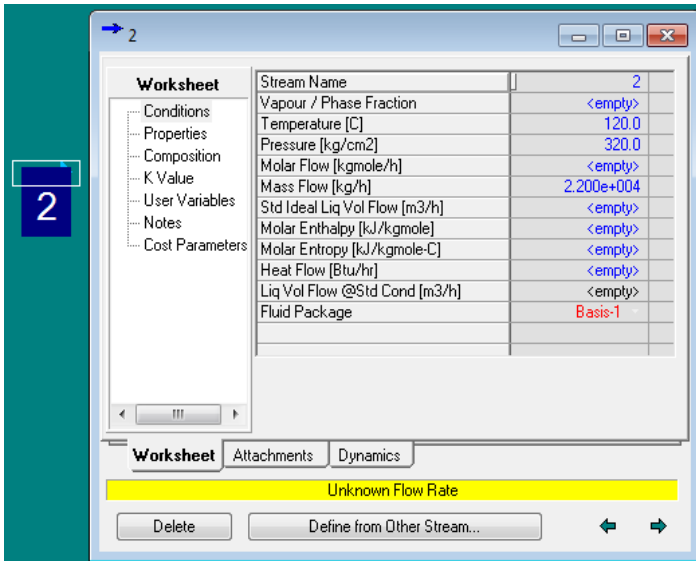
Hysys proporcionó la Cp (Heat capacity) del etileno bajo las condiciones anteriores:

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



$$PM_{\text{etileno}} = 28.05 \text{ g/mol}$$

La corriente 1, pertenece a la corriente de entrada del etileno. Se creó 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. Se crearon las corrientes de entrada y salida del agua de manera similar a las del etileno. A estas corrientes se les nombró como: “Water In”

(Agua de entrada) y “Water Out” (Agua de salida).

Con las siguientes condiciones:

**K. Water In (Agua de entrada):**

Conditions/ Condiciones:

T= 50°C

P= 4.5 kPa

Composition/Composición:

Etileno: 0

Agua 1.0

**L. Water Out (Agua de salida):**

Conditions / Condiciones:

T= 60°C

P= 4.5 kPa

Composition/ Composición:

Etileno: 0

Agua 1.0

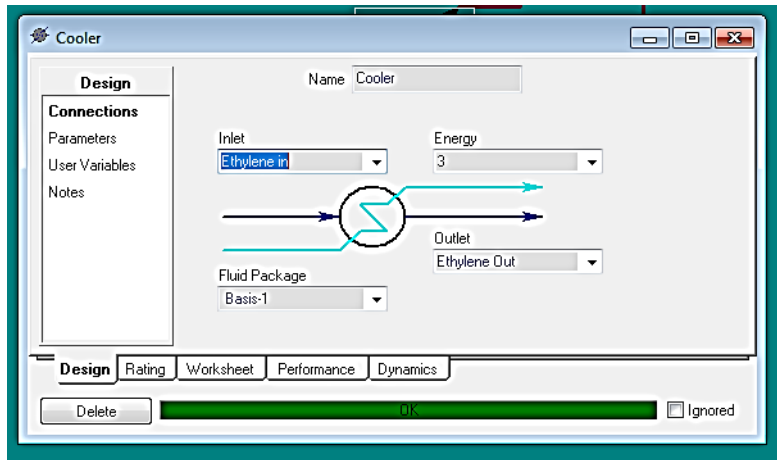
Creación del proceso:

**M.** En la paleta de operaciones unitarias y se eligió un “Cooler” (Enfriador), se arrastró al ambiente de simulación, se empleó un cooler, ya que se pretendía enfriar al etileno, que es el fluido caliente.

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

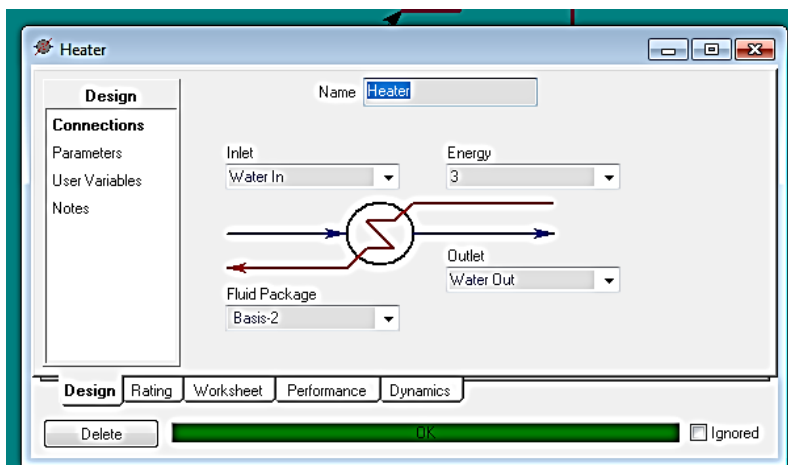
- Para fines prácticos, se renombraron las corrientes; Ethylene in (corriente de etileno entrante a 220°C), Ethylene Out (corriente de etileno que sale a 120°C)

- Se empleó una  $\Delta P = 0$
- Se nombraron como “3” a la corriente de energía necesaria en el proceso.



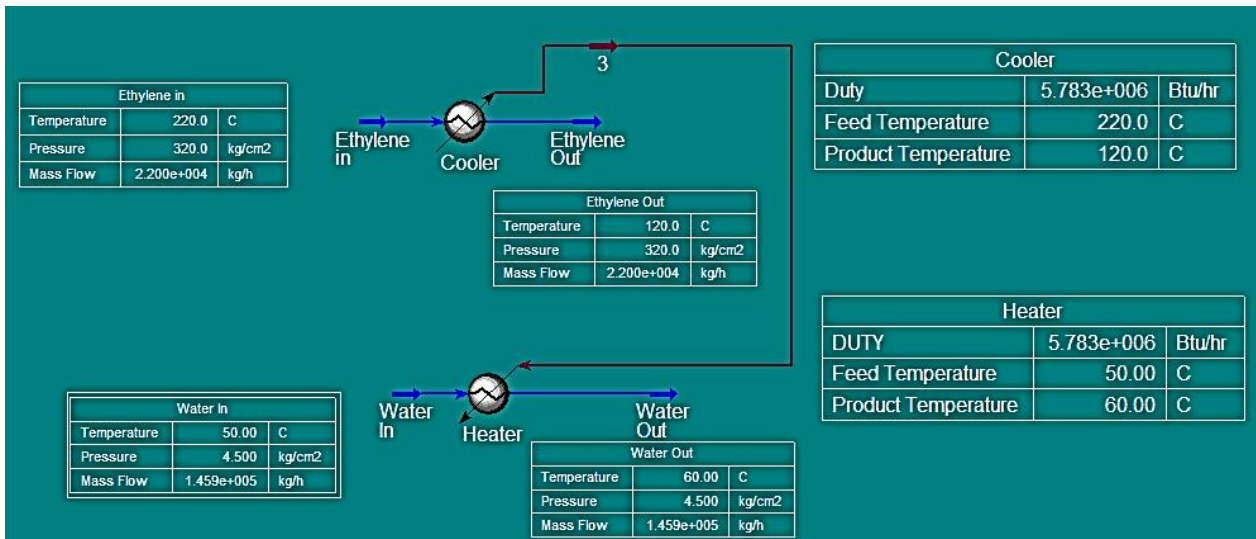
N. Para el agua, en la paleta de operaciones unitarias y se eligió un “Heater” (Calentador) y se arrastró (con el mouse) al ambiente de simulación, se empleó un Heater, ya que el agua requería incrementar la temperatura del agua de 50°C a 60°C.

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



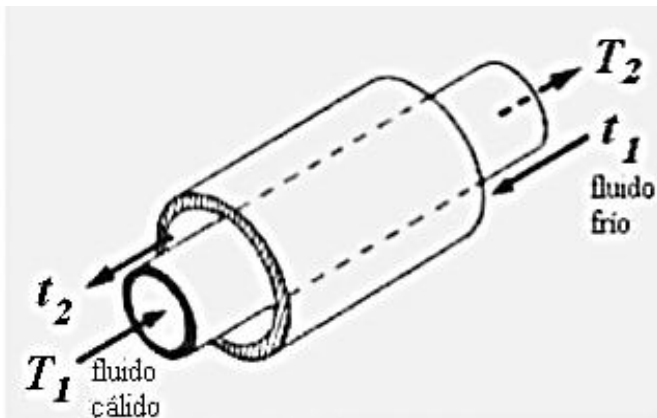
Se conexionó la corriente de energía “3”, ya que esta energía era la necesaria para que se realizara el incremento de temperatura.

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



**D) Realización del balance de energía, conociendo las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones y propiedades físicas de los fluidos.**

**a) 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:

Datos:

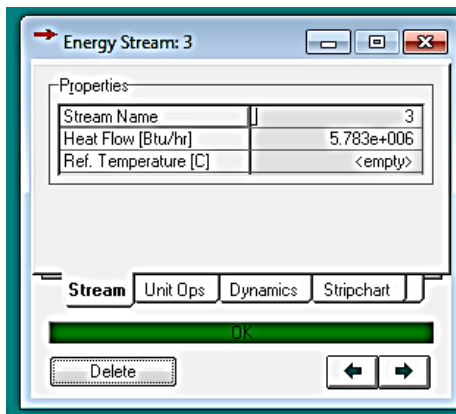
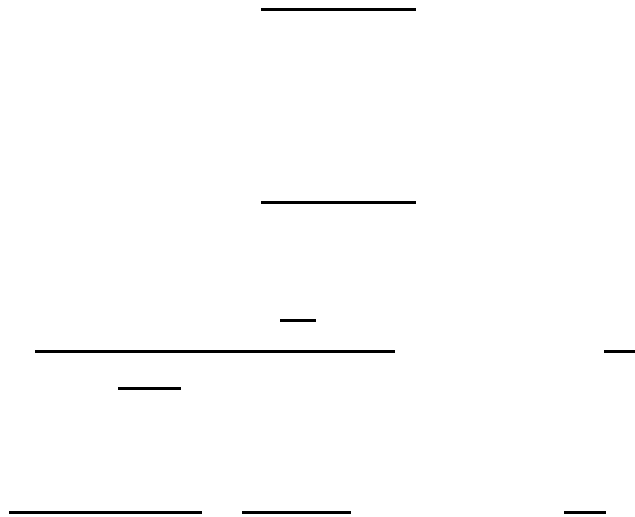
	$m_1 = 22000 \text{ kg/h}$
--	----------------------------

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  $\text{kJ/kgmole} \cdot ^\circ\text{C}$ . O consultarlo en tablas:

Temperatura		Capacidad calorífica, $c_p$	
$^\circ\text{C}$	K	$\text{cal/g} \cdot ^\circ\text{C}$	$\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$
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  $101.325 \text{ kPa}$  (1 atm)” [9]

\*como no se contaba con el flujo de agua que requerirá el sistema, la  $m_2$ , y es el dato se necesitaba conocer, se realizó una igualación de Q del etileno y Q del agua, despejamos  $m_2$ .



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) Determinación de la diferencia efectiva de temperatura (MLDT)**

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

Datos:

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

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

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

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

**F) Cálculo del factor de corrección al MLDT, " $F_T$ ", empleando los factores  $R$  y  $S$ .**

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

Empleando la tabla 3.

---

Sustituyendo datos, se realizó el cálculo

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

### ***G) Cálculo de la Temperatura media efectiva (corregida).***

#### **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

#### **Asunción del coeficiente global de transferencia de calor $U_D$ .**

En la tabla 5. 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.



**Tabla 5. Coeficiente Global de Transferencia de Calor “ $U_D$ ” de acuerdo a los fluidos involucrados.**

INTERCAMBIADORES		
FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRÍO	$U_1$ : TOTAL *
Agua	Agua	1220-2440 (250-500) <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	1220-2440 (250-500) <sup>4</sup>
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: \*

Para factores de obstrucción 0.001

Tomamos De la Tabla. 4

y

**A) Cálculo del área basada en el coeficiente global de transferencia de calor  $U_D$  supuesto. (Ec. 5)**

Datos:

Sustituimos datos:

---

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 eligió el valor de

Una vez que se calculó el área necesaria, se pudo estimar el costo aproximado de las distintas alternativas posibles. De ahí en adelante, influyó en las 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 <sup>2</sup>	50-60°C	320 kg/cm <sup>2</sup>	220-120°C

***B) Elección del diámetro del tubo, espesor, longitud y el número de tubos.***

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

---

El tamaño nominal de los tubos de un intercambiador de calor es el **diámetro exterior** en pulgadas, los valores típicos son 5/8, ¾ 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 <sup>[6]</sup>:

**Tabla 6. Las dimensiones comúnmente empleadas, según la BWG (Birmingham Wire Gauge) y Latón Admiralty.**

Díámetro 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 ½ in es válido para intercambiadores de calor pequeños con áreas de transferencia menores de 20-30m<sup>2</sup>.

- Tubos más pequeños que ¾ in en su diámetro externo no deben ser usados para servicios donde se presente ensuciamiento.
- Los diámetros de ¾ y 1in son los más populares.

Por lo general se prefieren tubos de ¾ o de 1" de diámetro, los diámetros menores se usan preferentemente en equipos chicos con superficies de intercambio menores de 30 m<sup>2</sup>.

Por lo tanto podemos emplear una aproximación de tubos a utilizar de: Diámetro ¾ in, Separación triangular a 1 in con 16 ft de largo y espesor 14 BWG.

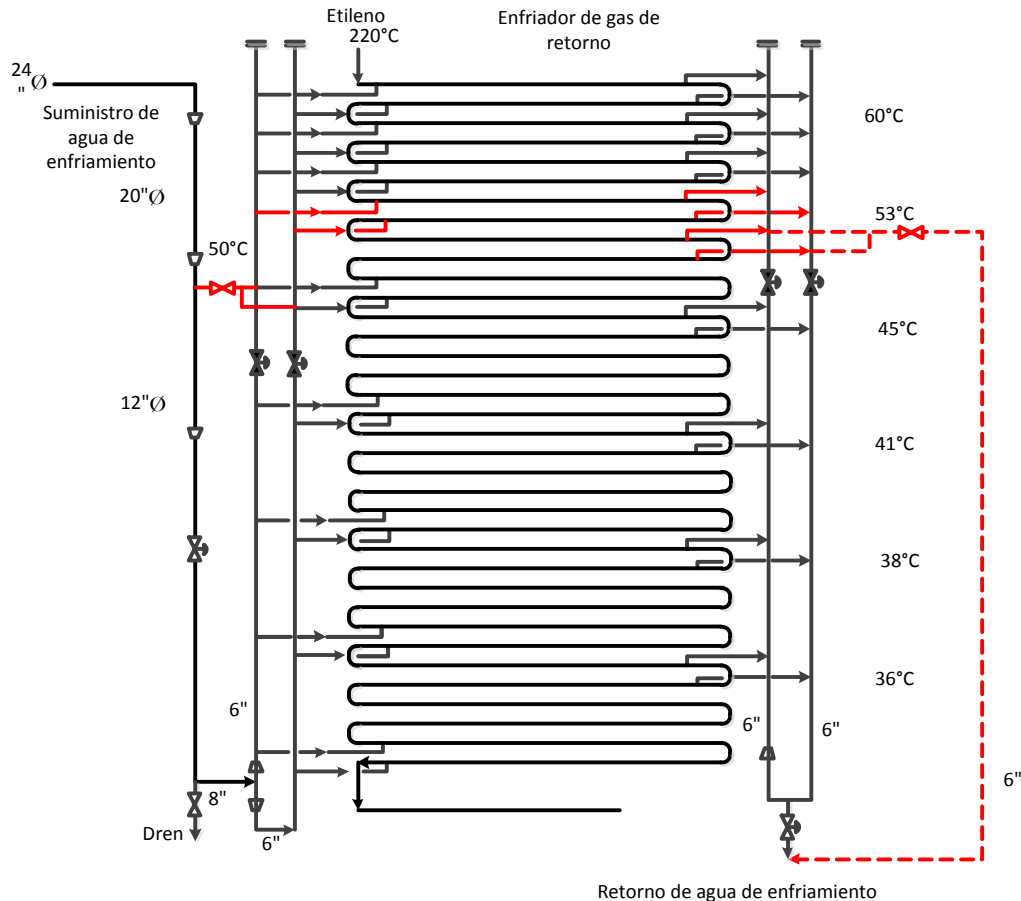
Sustituimos datos:

**C) Elaboración de una 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 <sup>2</sup> m	4.5				320			
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	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			

#### D) *Modificación propuesta del proyecto.*

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".

## 9. RESULTADOS

De acuerdo a la sección de procedimientos y descripción de las actividades realizadas y a cada uno de los incisos mencionados anteriormente, los resultados fueron los siguientes:

### A) Elección del tipo de intercambiador (TEMA):

Intercambiador de tubo y coraza, del tipo AEL.

Tipo de cabezal estacionario: A= Canal y cubierta desmontable.

Tipo de coraza: E= Coraza de un paso.

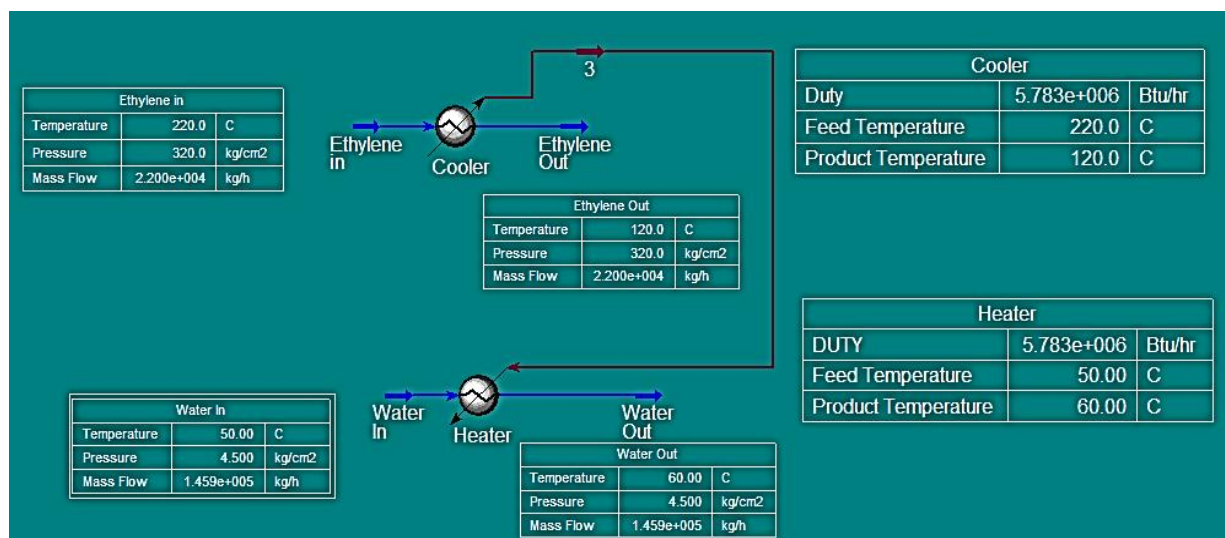
Tipo de cabezal extremo posterior: L = De espejo fijo como el cabezal estacionario A.

### B) Elección de la ubicación del fluido; Cual iba por la coraza y cuál por los tubos, siguiendo el criterio mencionado en el fundamento teórico.

Fluido en tubos: Etileno.

Fluido en coraza: Agua.

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



**D) Realización del balance de energía, conociendo las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones y propiedades físicas de los fluidos.**

—

—

**E) Determinación de la diferencia efectiva de temperatura (MLDT)**

**F) Cálculo del factor de corrección al MLDT, “ $F_T$ ”, empleando los factores  $R$  y  $S$**

**G) Cálculo de la Temperatura media efectiva (corregida).**

**H) Cálculo del área basada en el coeficiente global de transferencia de calor  $U_D$  supuesto.**



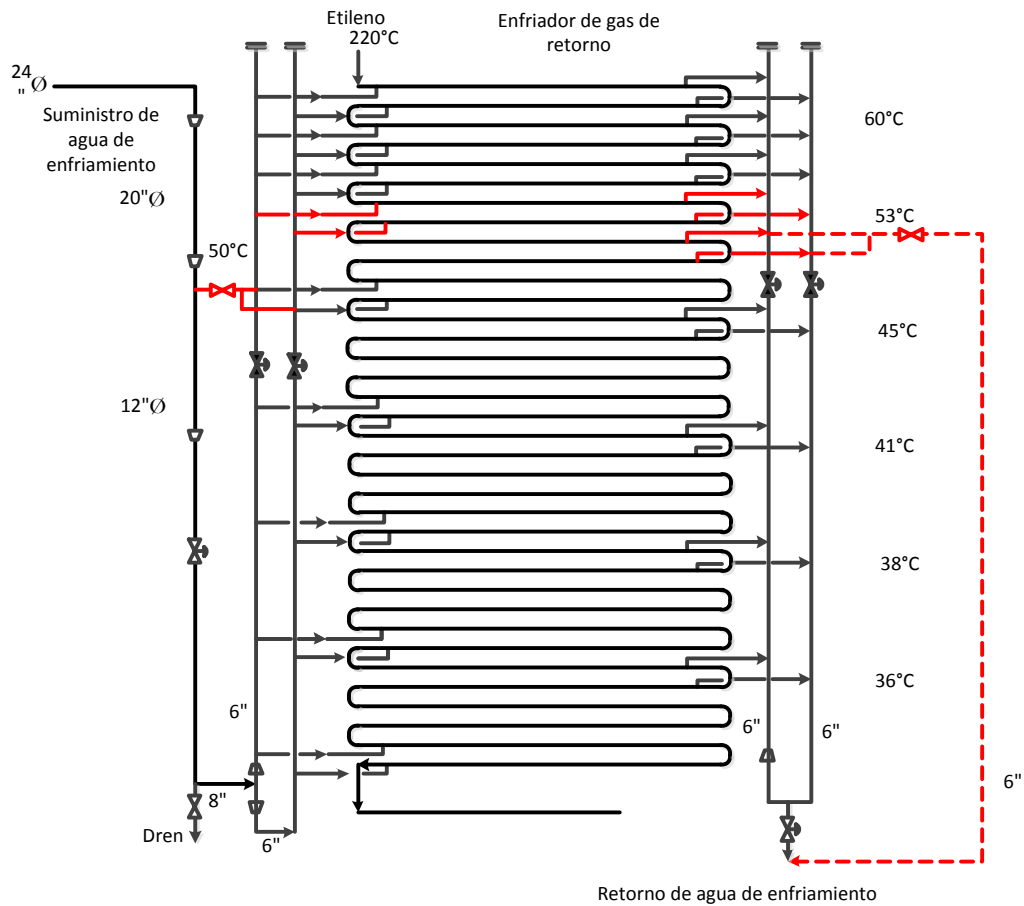
**I) Elección del diámetro del tubo, espesor, longitud y el número de tubos.**

Diámetro  $\frac{3}{4}$  in, Separación triangular a 1 in con 16 ft de largo y espesor 14 BWG.

**J) Elaboración de una 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 <sup>2</sup> m	4.5				320			
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	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 del proyecto.



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".

## 10. 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 la temperatura durante la operación de derretido que se realiza en los cambiadores. Realizando mediciones de temperatura aleatorias y comparándolas con las temperaturas registradas antes de la modificación, se observó que el control de la temperatura mejoró en un 80%. Es decir, este proyecto representaba una inversión al momento de la modificación, pero que traería beneficios a corto plazo a la empresa.

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.

Debido a que estamos trabajando con agua de enfriamiento, el ensuciamiento de los tubos es inevitable, pero se sabe de antemano que el uso de agua desmineralizada conlleva a una menor inversión económica, por lo que, lo más factible, fue hacer la modificación al diseño y agregar una mayor cantidad de agua de enfriamiento para la mejora en el control de la temperatura y no, el empleo de un refrigerante.

Se tomó en cuenta que un buen diseño se orienta a obtener intercambiadores de coraza de menor tamaño, tanto como sea posible y con tubos más largos, ya que la inversión por unidad de área de superficie de intercambio es menor para

intercambiadores grandes. Sin embargo, la compra no debe realizarse unicamente en base a este criterio, ya que no toma en cuenta ciertas características específicas que pueden generar al final, un costo alto en el equipo.

El método que se empleó en este trabajo, sirve para dar una idea aproximada de las dimensiones del intercambiador que necesitaremos para mantener la capacidad de enfriamiento del sistema, haciendo pequeñas modificaciones a uno ya existente y los resultados son solo aproximados.

Empleando los métodos de simulación, se demostró que idealmente se podría lograr una mejora al llevarse a cabo de manera real el proyecto, llevándolo a la práctica los resultados no serían los ideales, pero de igual manera se lograría una mejora significativa. Podemos concluir que los objetivos del proyecto si fueron alcanzados, ya que se logró controlar la caída de presión que limitaba al flujo de enfriamiento y fue posible sustentar totalmente el flujo de agua al resto del cambiador sin afectar la temperatura de ninguna sección del mismo.

## 11. FUENTES DE INFORMACIÓN

- 
- [1] ICI Process; Imperial Chemical Industries. (1977). *The Manufacture of Polyethylene*. Manual No.23.
- [2] Ludwig Ernest E (1988). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf Publishing Company
- [3] Perry R. (2007). *Manual del Ingeniero Químico*. McGraw-Hill.
- [4] KAKAÇ, S. & LIU, H. (1995). *Heat Exchangers, Selection, Rating and Thermal Design*. Department of Mechanical Engineering, University of Miami.
- [5] Lieberman P. & Lieberman E. (2008). *Working Guide to Process Equipment*. McGraw-Hill.
- [6] Kern Donald Q (1984). *Procesos de Transferencia de calor*. McGraw Hill.
- [7] Soares Claire (2002). *Process Engineering Equipment Handbook*. United States of America.
- [8] Walas S. (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design*". *Butterworth-Heinneman Series in Chemical Engineering*. Oxford, UK.
- [9] Tubular Exchanger Manufacturers (1988). *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*. New York.
- [10] Henao C & Vélez J. (2002) *Manual de laboratorio de diseño de procesos químicos. Uso del paquete de simulación HYSYS Process*. UPB. Medellín.
- [11] Hyprotech. (1988) *HYSYS Process Documentación Suite*. Manual oficial de Hyprotech.
-

## 12. ANEXOS

### NOMENCLATURA

Símbolo	Significado
A	Área 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
$U_D$	Coefficiente Global de Transferencia de Calor "sucio"

## FIGURAS



Figura 6. Distribución de la planta C.P Cangrejera

## Diagrama Simplificado de Proceso

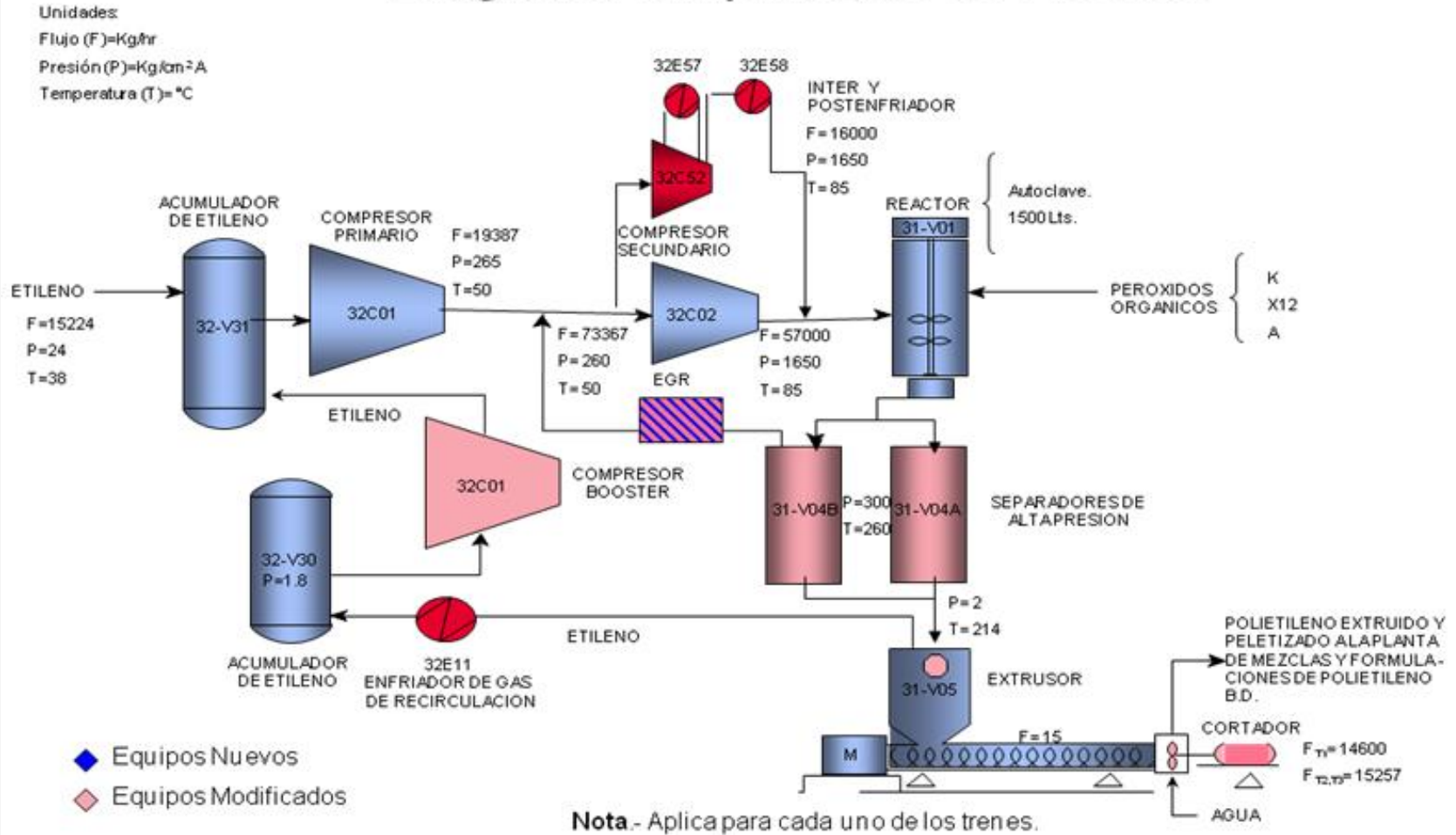


Figura 7. Diagrama simplificado del proceso (Planta de PBD)